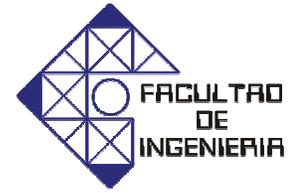




UNIVERSIDAD DE CARABOBO
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA MECÁNICA



DISEÑO DE UN PASTEURIZADOR DE BEBIDA ALIMENTICIA EN UNA INDUSTRIA DE ALIMENTOS

*Trabajo especial de grado presentado ante la Ilustre Universidad de Carabobo para
optar al título de Ingeniero Mecánico*

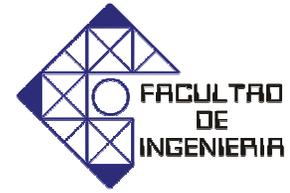
Tutor académico:
Ing. Nilo Espinoza

AUTORES:
CORREDOR HUGO
FUENTES LISSETTE

NAGUANAGUA, OCTUBRE DE 2008



UNIVERSIDAD DE CARABOBO
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA MECÁNICA



DISEÑO DE UN PASTEURIZADOR DE BEBIDA ALIMENTICIA EN UNA INDUSTRIA DE ALIMENTOS

*Trabajo especial de grado presentado ante la Ilustre Universidad de Carabobo para
optar al título de Ingeniero Mecánico*

CORREDOR HUGO
FUENTES LISSETTE

NAGUANAGUA, OCTUBRE DE 2008



UNIVERSIDAD DE CARABOBO
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA MECÁNICA



CERTIFICADO DE APROBACIÓN

Quienes suscriben, Miembros del Jurado designado por el Consejo de Escuela de Ingeniería Mecánica para examinar la Tesis de Pregrado titulada “***DISEÑO DE UN PASTEURIZADOR DE BEBIDA ALIMENTICIA EN UNA INDUSTRIA DE ALIMENTOS***”, presentada por los bachilleres: **CORREDOR HUGO** y **FUENTES LISSETTE**, portadores de la Cédula de Identidad N°: **V-16.287.650**, y **V-16.129.221**, respectivamente; hacemos constar que hemos revisado y aprobado el mencionado trabajo.

Prof. Ing. Nilo Espinoza
Presidente del jurado

Prof. Ing. Aquiles Vera
Miembro del jurado

Prof. Ing. Franklin Camejo
Miembro del jurado

En Naguanagua a los 28 días del mes de Octubre de 2008

Dedicatoria

A Dios y al niño Jesús quienes me permitieron alcanzar la meta y darme fuerzas en los momentos más difíciles.

A mi madre Esther, mi padre Hugo quienes en todo momento estuvieron a mi lado brindándome el apoyo necesario y dándome fuerzas para no flaquear.

A mi hermano Gregorio quien siempre estuvo allí sobre todo en los momentos más difíciles y luchando a mi lado.

A mi novia Osclairret quien siempre con su sonrisa me ha ayudado a culminar esta etapa de mi vida.

A mis grandes amigos: Juan y María de los Angeles, Leandro, Jonathan, Rubén, Daniela, Freddy, Breitner, Maura, María Lissette, Diana, Sr. Eduardo, quienes de alguna u otra manera estuvieron ahí ayudándome para lograr este objetivo.

Muchas Gracias

Hugo.

Dedicatoria

A Dios todopoderoso, por haberme guiado, protegido e iluminado a lo largo de toda mi carrera.

Al Nazareno de Achaguas, por haberle pedido tanto que me diera fuerza en los momentos difíciles.

A mis padres Estrella y Luís, por ser mis mayores ejemplos .Por todo el apoyo, paciencia y amor, en todo momento a seguir luchando para ser Ingeniero. Los quiero mucho.

A mi hermana Maria Alejandra, siempre tan positiva y dándome mucho entusiasmo a seguir adelante. Te quiero hermana.

A mi tía Faridy, con sus palabras alentadoras en los momentos difíciles, “Nena tienes que seguir eso es fácil”. A mis abuelas Socorro y Obdulia, quienes son ejemplos de vida, esfuerzos y constancia.

A Hugo Gregorio, con sus palabras fuertes pero muy ciertas, siempre a mi lado dándome animo, con mucha paciencia y amor. Ya somos colegas niño T.Q.M.

A la Sra. Esther y Sr. Hugo, por todo su apoyo, amistad y cariño presente en los momentos que los necesitaba.

A mi compañero de tesis Gabriel, juntos luchamos para vencer todos los obstáculos en la carrera y a darnos ánimo uno al otro a seguir y seguir para alcanzar la meta Ing.

A mis tios y tias, que de una manera u otra siempre estuvieron pendiente para darme concejos en mis estudios.

A mis amigos Jeison, Yeimy, Mariaisabel, Maria Rosalia, Noither, Jhoan, Marcos Sra Esmi, siempre a mi lado en los momentos malos y buenos.

A todos mil gracias.

Lisette.

Agradecimientos

En primer lugar queremos darle gracias a Dios por iluminarnos en esta etapa de nuestras vidas y por el éxito alcanzado.

A nuestros padres por habernos apoyado en todo momento y guiarnos por el camino del éxito, a nuestros hermanos quienes siempre estuvieron a nuestro lado.

A la ilustre Universidad Carabobo por permitirnos alcanzar nuestra anhelada meta y formarnos como profesionales de la nación.

A la empresa Procesadora y Empacadora de Frutas Nirgua C.A, quienes en todo momento fueron muy atentos y amables, así como la ingeniero Yelitze Hernández quien nos brindo su colaboración para lograr este Trabajo Especial de Grado

A los profesores: Nilo Espinoza, Aquiles Vera, Franklin Camejo por todo el apoyo prestado para el desarrollo de este trabajo, así como también a los profesores: David Ojeda, José Velásquez, Mirna Silva, Adriana Herrera y Luis Escalona quienes siempre nos prestaron su colaboración en todo momento.

Lissette y Hugo.

Resumen

Este Trabajo Especial de Grado se desarrollo con el propósito de aumentar la capacidad de producción de una bebida alimenticia mediante mejoras al sistema de pasteurización existente la empresa Procesadora y Empacadora de Frutas Nirgua C.A. El diseño implica un estudio térmico para la evaluación, análisis y determinación de los parámetros involucrados en el sistema de pasteurización actual.

Luego de que se plantearon las alternativas de solución, se seleccionó la mejor, tomando en cuenta criterios y restricciones establecidos y después se realizo la evaluación económica de la alternativa de solución seleccionada.

Con el diseño del pasteurizador, se logra aumentar el flujo volumétrico de la bebida alimenticia en un 200 por ciento, lo que representa un ahorro en los costos de producción y un incremento notable en las ganancias económicas de la empresa.

Glosario

Agua fría:	Corresponde al agua proveniente de los bancos de hielo a una temperatura de 275 K (2 °C).
Agua de torre:	Se denomina al agua suministrada por las torres de enfriamiento a una temperatura de 301 K (28°C).
Área efectiva por placa:	Se refiere al área de transferencia de calor, la cual está incluida el área desarrollada de la geometría.
Área proyectada por placa:	Se refiere a la superficie que tiene la placa en vista frontal sin tomar en cuenta el área de la geometría.
Bancos de hielo:	Denominado sistema de enfriamiento del agua de refrigeración, el cual se usa para los procesos de enfriamiento de intercambiadores de calor y las zonas de refrigeración de los pasteurizadores.
Bomba Centrífuga:	Son turbomaquinas hidráulicas en las cuales los fluidos son transportados por rotores formados por uno o más alabes debido al cambio del momento angular tal que la presión se gana en un flujo continuo.

- Caldera:** Es el equipo generador de vapor de agua, el cual se usa en los procesos de calentamiento de intercambiadores de calor y las zonas de calentamiento de los pasteurizadores.
- Pasteurización:** La pasteurización es un tratamiento térmico aplicado a los alimentos, menos drástico que la esterilización, pero suficiente para eliminar los microorganismos productores de enfermedades de importancia presentes en los productos alimenticios.
- Pasteurización HTST:** Es el proceso de pasteurización del producto mediante altas temperaturas en cortos tiempos.
- Producto crudo:** Es el producto que sale del tanque de balance hacia el intercambiador de calor de placas, para calentarse hasta alcanzar la temperatura de pasteurización y tiempo de permanencia con esta temperatura.
- Producto mezclado:** Es el producto que sale del tanque de preparación o de mezcla hacia el tanque de balance, que es el primer equipo donde entra el fluido al pasteurizador.
- Producto pasteurizado:** Es el producto que ya alcanzó la temperatura de pasteurización y alcanzó el tiempo de retención o permanencia a temperatura de pasteurización.

Tanque de balance:	Es el tanque donde llega el producto mezclado y el producto que no ha alcanzado la temperatura de pasteurización para entrar al intercambiador de calor y ser pasteurizado totalmente.
Tanque de preparación:	En estos tanques se mezclan todos componentes del producto, que luego serán enviados al tanque de balance.
Termosensible:	Sensible a los cambios térmicos o de temperatura.
Tiempo de retención:	Es el tiempo que debe permanecer el producto con la temperatura de pasteurización para garantizar la eliminación de los microorganismos productores de enfermedades de importancia presentes en los productos alimenticios.
Torre de enfriamiento:	Es un sistema el cuál se encarga de recibir caudales de agua caliente, para enfriarlos a las condiciones de ambiente.
Tubo de retención:	Es un tubo donde el fluido circula durante un tiempo determinado, manteniendo permanentemente las propiedades físicas y químicas del líquido.

Vapor de agua: Es agua proveniente de las calderas, la cual se encuentra en estado de vapor saturado a una temperatura aproximada de 426 K (153 °C)

Zona de regeneración: Es la sección de intercambio térmico del pasteurizador entre producto crudo y producto pasteurizado, donde hay un aprovechamiento de energía, ya que el producto crudo se precalienta (absorbiendo calor) y el producto pasteurizado se preenfía (cediendo calor), sin intervención de ningún tipo de servicio.

Listado de variables

A_{ep} :	Área efectiva por placa, m^2 .
A_{tc} :	Área de transferencia de calor, m^2 .
b :	Ancho de placa, m.
C_H :	Coefficiente de altura de producto a agua, adimensional.
C_p :	Capacidad calorífica del fluido, $J / kg \cdot K$.
C_Q :	Coefficiente de caudal volumétrico de producto a agua, adimensional.
D_h :	Diámetro hidráulico entre placas, m.
$DMLT$:	Diferencia media logarítmica de temperatura, K.
E_{ep} :	Espacio entre placas, m.
E_p :	Espesor de placas, m.
f_c :	Factor de corrección del DMLT, adimensional.
f_{NU} :	Factor de fricción de nusselt, adimensional.
f_r :	Factor de fricción, adimensional.
f_{Pu} :	Factor de fricción de puertos, adimensional.
h :	Entalpía, KJ / kg .
h_C :	Entalpía del flujo másico que circula por el sistema, KJ / kg .
h_{Ci} :	Convección entre placa el fluido, $W / m^2 \cdot K$.
h_{C1} :	Convección entre placa y primer fluido, $W / m^2 \cdot K$.
h_{C2} :	Convección entre placa y segundo fluido, $W / m^2 \cdot K$.
H_E :	Altura de ensayo como agua, m.
h_{fg} :	Diferencia de entalpía de mezcla en el caso de ser vapor, KJ / kg .
h_p :	Entalpía del flujo másico de agua caliente del mezclador a pulmón, KJ / kg .

H_R :	Altura real del producto, m.
h_v :	Entalpía de flujo másico de vapor saturado, KJ / kg.
H_W :	Altura de trabajo como agua, m.
K_{ac} :	Coefficiente de resistencia de accesorios, adimensional.
K_C :	Coefficiente de resistencia de los codos, adimensional.
K_{Fl} :	Conductividad térmica del fluido, W / m . K.
K_{pl} :	Conductividad térmica de la placa, W/ m . K.
K_{TL} :	Coefficiente de fricción de una unión TEE en línea, adimensional.
K_{TR} :	Coefficiente de fricción de una unión TEE en ramal, adimensional.
K_{VD} :	Coefficiente de fricción de la válvula desviadora, adimensional.
l :	Longitud de la tubería, m.
L_T :	Longitud del tramo, m.
m :	Masa, kg.
\dot{m} :	Flujo másico, kg / s.
\dot{m}_C :	Flujo másico que circula en el sistema, kg / s.
\dot{m}_p :	Flujo másico de agua caliente del mezclado al pulmón, kg / s.
\dot{m}_{pp} :	Flujo másico entre placas, kg / s.
\dot{m}_v :	Flujo másico de vapor, kg / s.
$n^\circ de Codos$:	Numero de codos por tramo, adimensional.
$n^\circ pases$:	Numero de pases de placa por zona, adimensional.
$n^\circ pasos$:	Numero de pasos de placa por zona, adimensional.
N_E :	Velocidad de giro de ensayo, rpm.
NU :	Numero de nusselt, adimensional.
N_T :	Numero total de placas, adimensional.
N_W :	Velocidad de giro de trabajo, rpm.
P_{abs} :	Presión absoluta, Pa.

P_{atm} :	Presión atmosférica, pa.
P_{man} :	Presión manométrica, pa.
Pr :	Número de Prandtl, adimensional.
\dot{Q} :	Rapidez de transferencia de calor, W.
Q_E :	Caudal volumétrico de ensayo como agua, m^3 / s .
Q_R :	Caudal volumétrico real del producto, m^3 / s .
Q_W :	Caudal volumétrico de trabajo como agua, m^3 / s .
Re :	Número de Reynolds, adimensional.
t :	Tiempo de circulación del fluido en el tubo de retención, s.
T :	Temperatura de entrada, K.
T_{ce} :	Temperatura de entrada del fluido caliente, K.
T_{cs} :	Temperatura de salida del fluido caliente, K.
T_{fe} :	Temperatura de entrada del fluido frío, K.
T_{fs} :	Temperatura de salida del fluido frío, K.
T_{ref} :	Temperatura de referencia, K.
U_T :	Coefficiente global de transferencia de calor, $W / m^2 \cdot ^\circ C$.
ν :	Viscosidad absoluta, $kg / m \cdot s$.
\dot{V} :	Flujo volumétrico, m^3 / s .
V :	Velocidad del fluido por las tuberías y accesorios, m / s .
Vol :	Volumen, m^3 .
\dot{V}_{PP} :	Flujo volumétrico que circula entre placas, m^3 / s .
ΔP_{ac} :	Pérdidas de presión por accesorios, Pa.
$\Delta P_{AguaCaliente}$:	Pérdida de presión total del agua caliente, Pa.
ΔP_C :	Pérdida de presión por cada codo, Pa.
ΔP_{Ct} :	Pérdida de presión de codo en tramo, Pa.
ΔP_{ME} :	Pérdida de presión de agua caliente en el mezclador de agua-vapor, Pa.
ΔP_{pct} :	Pérdidas de presión por codos totales, Pa.

ΔP_{pl} :	Pérdida de presión entre placas, Pa.
$\Delta P_{Producto}$:	Pérdida de presión del producto, Pa.
ΔP_{Pu} :	Pérdidas de presión de los puertos, Pa.
$\Delta P_{Pu(calentamiento)}$:	Pérdidas de presión por puertos para el agua caliente que pasa por el intercambiador de calor, Pa.
$\Delta P_{Pu(producto)}$:	Pérdidas de presión por puertos para producto que pasa por el intercambiador de calor, Pa.
ΔP_T :	Pérdidas de presión por tramo, Pa.
ΔP_{TT} :	Pérdidas de presión que pasa por tuberías total, Pa.
ΔP_t :	Pérdida de presión por metro, m.
ΔP_{VD} :	Pérdidas de presión del producto por las válvulas desviadoras, Pa.
ΔP_Z :	Pérdida de presión por zona, Pa.
$\Delta P_{Z(agua caliente)}$:	Pérdida de presión del agua caliente por la zona de calentamiento, Pa.
$\Delta P_{Z(producto)}$:	Pérdida de presión del producto por las zonas de producto, Pa.
ΔT :	Diferencia de temperatura del fluido, K.
ρ :	Densidad, kg / m ³ .
ϕ_T :	Diámetro, m.

Índice general

Índice general	ix
Índice de figuras	xiv
Índice de tablas	xvi
Introducción	1
CAPÍTULO I El problema	3
I.1 Situación problemática	3
<i>I.1.1 Descripción de la empresa</i>	3
<i>I.1.2 Descripción del proceso</i>	3
<i>I.1.3 Planteamiento del problema</i>	6
I.2 Formulación del problema	6
I.3 Objetivo general	7
I.4 Objetivos específicos	7
I.5 Justificación	7
I.6 Limitaciones	8
I.7 Delimitaciones	8
CAPÍTULO II Marco teórico	9
II.1 Antecedentes de la investigación	9
II.2 Bases teóricas	12
<i>II.2.1 Propiedades físicas y químicas de la bebida alimenticia</i>	12
<i>II.2.1.1 Calor específico</i>	13

II.2.1.2 Densidad	13
II.2.1.3 Presión del fluido	13
II.2.1.4 Viscosidad	14
II.2.2 Pasteurización	14
II.2.3 Accesorios, equipos e instrumentos presentes en los sistemas de pasteurización HTST	15
II.2.4 Intercambiadores de placas	19
II.2.5 Ecuaciones que describen el proceso de transferencia de Calor	21
II.2.5.1 Rapidez de transferencia de calor	21
II.2.5.2 Coeficiente global de transferencia de calor	22
II.2.5.3 Convección entre placa y fluido	23
II.2.5.4 Número de Nusselt	24
II.2.5.5 Diámetro hidráulico entre placas	24
II.2.5.6 Número de Reynolds para intercambiadores de calor de placas	25
II.2.5.7 Número de Prandtl	26
II.2.5.8 Área de transferencia de calor	26
II.2.5.9 Diferencia media logarítmica de temperatura	27
II.2.5.10 Ley de conservación de la masa en un mezclador agua-vapor	27
II.2.5.11 Ley de conservación de la energía en un mezclador agua-vapor	28
II.2.5.12 Entalpía	28
II.2.6 Ecuaciones que describen el proceso dinámico de los fluidos	29
II.2.6.1 Flujo que circula en tuberías y accesorios	29
II.2.6.2 Flujo que circula entre placas de los intercambiadores de calor de placas	30
II.2.6.3 Perdidas de presión en tuberías	31
II.2.6.4 Perdidas de presión en accesorios	32
II.2.6.5 Perdidas de presión por puertos para intercambiadores de calor de placas	34
II.2.6.6 Perdidas de presión por zona de los intercambiadores de calor de placas	34

II.2.6.7	<i>Perdidas de presión total para el producto</i>	35
II.2.6.8	<i>Perdidas de presión total en el sistema de agua caliente</i>	35
II.2.7	<i>Ecuaciones utilizadas en el cálculo de bombas centrífugas</i>	36
II.2.7.1	<i>Punto de trabajo de las bombas centrífugas en función de los fluidos viscosos</i>	36
II.2.7.2	<i>Curva de isoeficiencia de las bombas centrífugas</i>	37
II.2.7.3	<i>Relación de los caudales y velocidades de giro de las bombas centrífugas</i>	37
CAPÍTULO III	Marco metodológico	39
III.1	Nivel de la investigación	39
III.2	Diseño de la investigación	39
III.2.1	<i>Fase I. Recopilación de información bibliográfica</i>	39
III.2.2	<i>Fase II. Análisis de la situación actual</i>	40
III.2.2.1	<i>Inspección y observación</i>	40
III.2.2.2	<i>Determinación de las variables y parámetros involucrados en el sistema actual</i>	40
III.2.3	<i>Fase III. Realización del análisis del proceso de pasteurización requerido</i>	41
III.2.4	<i>Fase IV. Formulación de alternativas de solución</i>	41
III.2.5	<i>Fase V. Selección de la mejor alternativa de solución</i>	41
III.2.6	<i>Fase VI. Evaluación técnica de la mejor solución planteada</i>	41
III.2.7	<i>Fase VII. Evaluación económica de la mejor solución planteada</i>	45
III.3	Técnica de recolección de datos	45
III.4	Técnicas de análisis de datos	46
III.5	Aspectos administrativos	46
CAPÍTULO IV	Desarrollo del trabajo	47
IV.1	Análisis del sistema de pasteurización actual	47
IV.2	Alternativas de solución	47
IV.2.1	<i>Restricciones</i>	47

IV.2.2 Criterios	48
IV.3 Solución del problema	49
IV.3.1 Alternativa de solución número 1: Implementación de otro pasteurizador igual que trabaje en paralelo con el actual	49
IV.3.2 Alternativa de solución número 2: Cambio del pasteurizador actual por uno igual de doble capacidad	50
IV.3.3 Alternativa de solución número 3: Sustitución completa del pasteurizador actual (por carga) por un sistema de pasteurización HTST	50
IV.4 Selección de la mejor solución planteada	50
IV.5 Evaluación técnica de la mejor solución	51
IV.5.1 Descripción del proceso	51
IV.5.2 Especificaciones del proceso y diseño	51
IV.5.3 Rapidez de transferencia de calor en cada zona del pasteurizador	52
IV.5.4 Temperaturas de salida faltantes	54
IV.5.5 Cálculo de la diferencia media logarítmica de temperatura (DMLT)	56
IV.5.6 Factor de corrección de la diferencia media logarítmica de temperatura	57
IV.5.7 Número de Reynolds en el intercambiador de calor de placas	57
IV.5.8 Número de Prandtl de los fluidos	61
IV.5.9 Diámetro hidráulico de los fluidos dentro del intercambiador de calor	63
IV.5.10 Número de Nusselt	64
IV.5.11 Convección térmica entre fluido y placa	66
IV.5.12 Coeficiente global de transferencia de calor	67
IV.5.13 Área de transferencia de calor y número de placas en cada zona del pasteurizador	68
IV.5.14 Longitud del tubo de retención	70
IV.5.15 Válvulas desviadoras	71
IV.5.16 Tanque de balance	72
IV.5.17 Perdidas de presión por las tuberías para producto	75
IV.5.18 Perdidas de presión por los codos de 90° para producto	77

<i>IV.5.19 Perdidas de presión por las válvulas de desviación para producto</i>	80
<i>IV.5.20 Perdidas de presión por los puertos del intercambiador de calor</i>	81
<i>IV.5.21 Perdidas de presión por zonas del intercambiador de calor</i>	83
<i>IV.5.22 Perdidas de presión totales del producto en el pasteurizador</i>	86
<i>IV.5.23 Bomba de producto</i>	86
<i>IV.5.24 Consumo de vapor saturado en el sistema de agua caliente</i>	91
<i>IV.5.25 Selección del diámetro de la tubería de vapor saturado de agua</i>	93
<i>IV.5.26 Pulmón de agua caliente</i>	94
<i>IV.5.27 Perdidas de presión del mezclador de agua-vapor</i>	95
<i>IV.5.28 Pérdidas de presión por los codos de 90° para el sistema de agua caliente</i>	98
<i>IV.5.29 Perdidas de presión por las tuberías para el sistema de agua caliente</i>	99
<i>IV.5.30 Perdidas de presión totales del sistema de agua caliente</i>	100
<i>IV.5.31 Bomba del sistema de agua caliente</i>	101
IV.6 Evaluación económica de la mejor alternativa de solución	103
<i>IV.6.1 Inventario de los equipos y accesorios del diseño existente en planta actualmente</i>	103
<i>IV.6.2 Inventario de los equipos, repuestos y accesorios adicionales en el diseño</i>	105
<i>IV.6.3 Cotización de los equipos, repuestos, accesorios e instalación</i>	108
<i>IV.6.4 Costos y tiempo de recuperación de la inversión económica de la mejor alternativa de solución</i>	109
Conclusiones	111
Recomendaciones	113
Bibliografía	115
Apéndices	117
Anexos	135

Índice de figuras

I.1 Diagrama de bloques del proceso de producción de bebidas alimenticias.	5
II.1 Arreglo de los equipos y accesorios de un pasteurizador HTST	16
II.2 Esquema de un intercambiador de calor para pasteurización HTST	20
Apéndices	117
C.1 Representación de las partes de los intercambiadores de calor de placas	119
C.2 Representación gráfica de los códigos de las placas de los Intercambiadores de calor	120
D.1 Gráfico de perdidas en las tuberías sanitarias para fluidos viscosos	121
D.2 Gráficas de coeficientes de resistencia para válvulas globos (válvulas de desviación), filtros, etc	122
D.3 Gráfica del factor de fricción de los puertos	123
D.4 Gráfica de las perdidas de presión de cada par de placas	124
D.5 Gráfica de las curvas características de la bomba marca APV CREPACO INC, modelo 8V2	125
D.6 Gráfica de corrección de líquidos viscosos	126
D.7 Gráfica de diámetros en función del flujo másico de vapor	127
D.8 Gráfica de las curvas características de la bomba marca Tri-Clover, INC. modelo size 114	128
D.9 Distribución de los fluidos en el intercambiador de calor de placas	129
D.10 Distribución general del pasteurizador	130
D.11 Dimensiones del tanque de balance	131
D.12 Plano del sistema de agua caliente	132

D.13 Esquema electro-neumático de las válvulas desviadoras.....	133
D.14 Esquema electro-neumático de las bombas de producto mezclado y producto crudo	134

Índice de tablas

IV.1 Especificaciones de cambio de caudal	52
IV.2 Especificaciones del flujo másico, calor específico, densidad y temperatura de los fluidos	53
IV.3 Rapidez de transferencia de calor del pasteurizador	54
IV.4 Temperaturas de salidas faltantes	55
IV.5 Diferencia media logarítmica de cada zona del pasteurizador	56
IV.6 Características de las placas de los intercambiadores de calor marca APV	58
IV.7 Distribución de los fluidos del intercambiador de calor de placas	59
IV.8 Flujo másico de vapor entre placas	60
IV.9 Viscosidad absoluta, calor específico y conductividad térmica de los fluidos	61
IV.10 Número de Reynolds para cada fluido y zona	62
IV.11 Número de Prandtl para cada fluido y zona	63
IV.12 Número de Nusselt para cada fluido y zona	66
IV.13 Convección de fluido - placa de cada zona	68
IV.14 Coeficiente global de transferencia de calor	69
IV.15 Área de transferencia de calor y número total de placas por zonas del intercambiador de calor de placas	70
IV.16 Capacidad del tanque de balance y flujo volumétrico de producción	73
IV.17 Dimensiones del tanque de balance	74
IV.18 Viscosidad del producto, diámetro de la tubería y longitud de la tubería	76
IV.19 Flujo volumétrico, pérdida de la tubería por metro y por tramo	78
IV.20 Factores de fricción para tuberías comerciales nuevas de acero	78
IV.21 Velocidad, cantidad de codos, coeficiente de resistencia, pérdida de presión por codo, pérdida total por codos en cada tramo y pérdida total por codos	81

IV.22 Coeficientes de resistencia, pérdida de presión por válvula de desviación, pérdida total de todas las válvulas desviadoras	82
IV.23 Flujo volumétrico, factor de fricción de puertos y pérdida de presión por puertos de entradas y salidas de cada zona para cada fluido	85
IV.24 Flujo volumétrico entre cada par de placas, pérdida de presión entre cada par de placas y pérdida de presión para cada fluido en cada zona	87
IV.25 Punto de trabajo y características de la bomba de producto	88
IV.26 Coeficiente de caudal volumétrico y altura	89
IV.27 Curva de isoeficiencia de la bomba de producto	90
IV.28 Temperaturas de entradas y salidas, calores específicos, entalpías del mezclador de agua-vapor	92
IV.29 Características del pulmón del sistema de agua caliente	95
IV.30 Factores de fricción para tuberías comerciales nuevas de acero	96
IV.31 Velocidad, coeficiente de resistencia, pérdida de presión por cada consideración, pérdida de presión total del mezclador	97
IV.32 Viscosidad del producto, diámetro de la tubería y longitud de la tubería	99
IV.33 Punto de trabajo y características de la bomba de agua caliente	101
IV.34 Curva de isoeficiencia de la bomba de producto	102
IV.35 Inventario de equipos, repuestos y accesorios necesarios para el diseño existente en planta y faltantes para el diseño	106
IV.36 Inventario de equipos, repuestos y accesorios necesarios para el diseño existente en planta y faltantes para el diseño (cont. de la tabla IV.35)	107
IV.37 Inventario de equipos, repuestos y accesorios necesarios para el diseño existente en planta y faltantes para el diseño (cont. de la tabla IV.36)	108
IV.38 Inversión económica de la alternativa de solución	109
IV.39 Ganancia económica de la alternativa de solución	110
Apéndices	117
A.1 Especificaciones generales del producto	117
B.1 Propiedades físicas del agua (servicios)	118

Introducción

El presente trabajo está dirigido al diseño del sistema de pasteurización existente en la empresa Procesadora y Empacadora de Frutas Nirgua, C.A., con la finalidad de aumentar y mejorar la producción de bebida alimenticia conocida como chicha.

El desarrollo de este Trabajo Especial de Grado se presenta en cuatro capítulos distribuidos de la siguiente manera:

El capítulo I permite conocer la problemática existente en el sistema de pasteurización. En este capítulo se especifican los objetivos a seguir, así como las limitaciones, alcances y justificación de la investigación.

El capítulo II abarca una revisión de los antecedentes de investigación en el área de estudio. En este capítulo se presenta una breve descripción del proceso de elaboración de la bebida alimenticia, abarcando lo relacionado con los aspectos teóricos fundamentales para el desarrollo de la solución.

El capítulo III describe los pasos a seguir para desarrollar los objetivos planteados del proyecto.

En el capítulo IV se realiza la generación y selección de alternativas de solución, desarrollo, estudio y cálculos de la alternativa seleccionada y el estudio de inversión económica y tiempo de recuperación del diseño.

Por último, se establecen las conclusiones y recomendaciones, con lo cual finaliza este trabajo.

CAPÍTULO I. EL PROBLEMA.

I.1 SITUACIÓN PROBLEMÁTICA.

Esta primera parte explica brevemente la empresa en la cual se desarrolla el estudio del presente trabajo, así como el proceso de producción y pasteurización de la bebida alimenticia, del mismo modo se describe el problema que presenta la producción de la misma.

I.1.1 Descripción de la empresa.

La planta Procesadora y Empacadora de Frutas Nirgua se encuentra ubicada en la carretera Nirgua-Valencia sector madera, Municipio Nirgua, Edo. Yaracuy. Dicha planta ocupa un área de aproximadamente 20.000 m² (2 hectáreas), con un espacio construido de 12.000 m² (1.2 hectáreas).

Procesadora y Empacadora de Frutas Nirgua, elabora una amplia gama de productos alimenticios, tales como: jugos, néctares y concentrados de frutas, té con frutas (limón y durazno), chicha (bebida alimenticia), bebidas achocolatadas y leche pasteurizada entera y descremada; contando con una capacidad de producción superior a los 190 m³ (190.000 lt) de productos, empleando como mano de obra calificada alrededor de 250 personas aproximadamente. Dicha planta se encuentra dividida en 4 líneas de procesos: Jugos y Té, néctares, derivados lácteos y procesamiento de frutas concentrados.

I.1.2 Descripción del proceso.

Uno de los procesos de mayor importancia en la empresa Procesadora Y Empacadora de Frutas Nirgua, es el procesamiento de bebidas alimenticias; el cual se

realiza mediante la pasteurización (para la disminución de la carga microbiológica) y un posterior enfriamiento (para evitar que el producto se fermente en menor tiempo).

El proceso de elaboración de bebidas alimenticias, se observa en la figura I.1 y se inicia en un tanque de preparación que consta de un doble encamisado con sistema de mezclado y capacidad de 4 m^3 , el producto es pasteurizado por un sistema denominado por carga, dicho proceso se efectúa de la siguiente manera:

- ❑ En el tanque de preparación se agregan almidón, azúcar, esencias, vainilla y agua caliente a 318 K (45°C) para ser mezclada la composición del producto, este proceso dura 20 minutos aproximadamente.
- ❑ Luego que el producto esta totalmente mezclado, entra en el proceso de calentamiento, donde el producto se calienta hasta alcanzar 365 K (92°C) en un tiempo aproximado de 30 minutos, este se calienta con vapor saturado proveniente de la caldera con una temperatura aproximada de 373 K (100°C).
- ❑ Después de alcanzar la temperatura de pasteurización se mantiene la temperatura durante 30 minutos para que el producto alcance la consistencia y viscosidad adecuada, esta temperatura se mantiene mediante menor cantidad de vapor saturado a 373 K (100°C) que el proceso anterior.
- ❑ Al culminar el tiempo de permanencia comienza el proceso de enfriamiento de producto hasta 306 K (33°C) con 60 m^3 agua de torre de enfriamiento a 300 K (27°C) circulando por el doble encamisado durante 45 minutos.

- Luego circula por el encamisado del tanque durante 45 minutos, 80 m^3 de agua fría a 275 K ($2 \text{ }^\circ\text{C}$) proveniente de los bancos de hielo, para enfriar el producto hasta 279 K ($6 \text{ }^\circ\text{C}$).

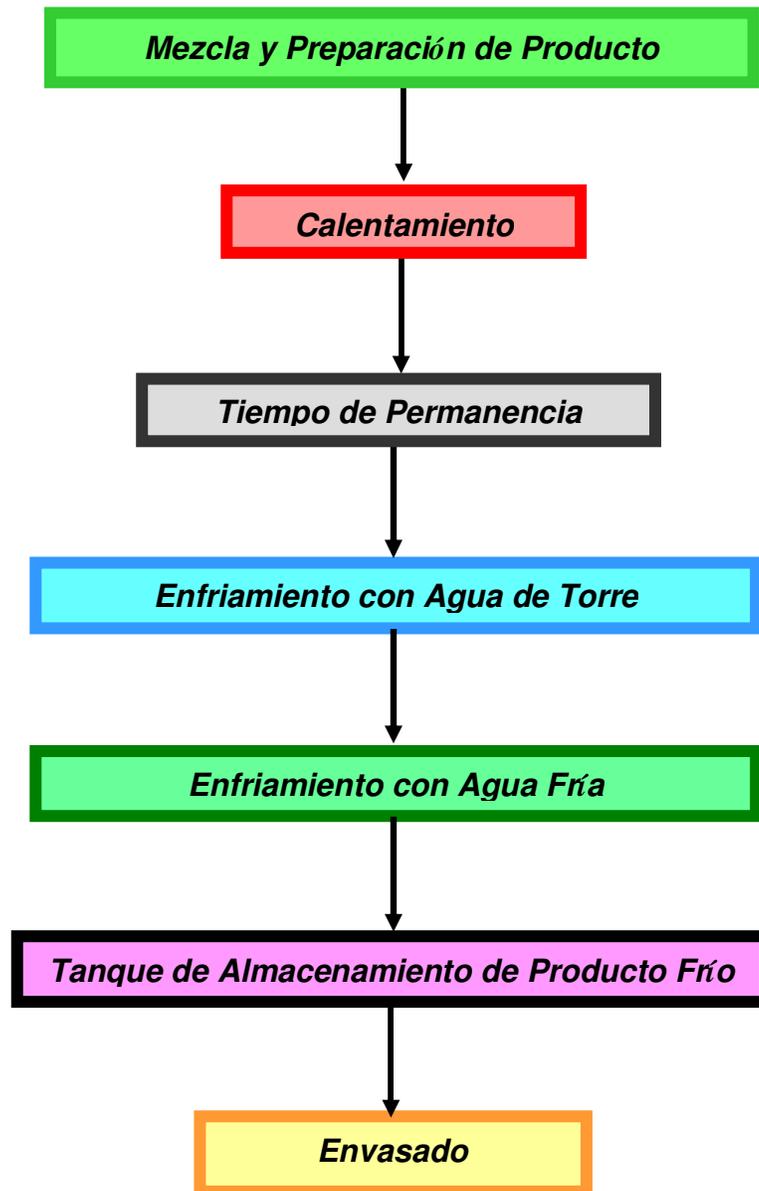


Figura I.1 Diagrama de bloques del proceso de producción de bebidas alimenticias.

- Una vez terminado el proceso térmico, el producto es enviado a un tanque de almacenamiento mediante una bomba de desplazamiento positivo de 1 m³/h marca APV, modelo R3R, donde el producto permanece frío a una temperatura máxima de 281 K (8 °C), mientras transcurre el proceso de envasado.

I.1.3 Planteamiento del problema.

Como se mencionó anteriormente, el nivel de producción con el cual cuenta la planta es de aproximadamente 190 m³ (190.000 lt) de producto diario. Sin embargo, según estudios de mercado, se ha demostrado que existe una demanda insatisfecha de aproximadamente de 60 m³ (60.000 lt) por parte de los consumidores.

Por tanto, el departamento de producción en conjunto con la alta gerencia han tomado la decisión de incrementar el volumen de producción hasta 240 m³ (240.000 lt); este parámetro toma en cuenta incrementos futuros en la demanda de cada sector.

Al incrementar la producción, se presenta el problema que los equipos de pasteurización no tienen la capacidad suficiente para alcanzar los niveles estándar de calidad del proceso. Para solucionar este problema, se requiere incrementar la capacidad de producción, pasteurización y mejorar las condiciones del proceso, diseñando o seleccionando los equipos adecuados.

I.2 FORMULACIÓN DEL PROBLEMA.

Se necesita aumentar la producción de bebida alimenticia debido a un alto incremento de demanda, para ello se debe diseñar un pasteurizador en el área de procesado del mismo producto.

I.3 OBJETIVO GENERAL.

Diseñar un pasteurizador del área de producción de bebida alimenticia para ser empleado en una industria de alimentos.

I.4 OBJETIVOS ESPECÍFICOS.

- Determinar las condiciones de diseño del pasteurizador.
- Proponer diferentes tipos de pasteurizadores y seleccionar el más adecuado.
- Realizar el diseño térmico del pasteurizador.
- Realizar el diseño mecánico del pasteurizador.
- Diseñar los sistemas de controles que garanticen la operatividad del pasteurizador.
- Realizar el estudio económico.

I.5 JUSTIFICACIÓN.

Actualmente existe una gran demanda de la bebida alimenticia, por lo que la empresa Procesadora y Empacadora de Frutas Nirgua, no puede proporcionar la demanda exigida por el mercado. Es por ello que en la empresa existe un gran interés en incrementar la producción de la bebida alimenticia.

La elaboración de este Trabajo Especial de Grado permite ofrecer o dar una solución a la problemática existente en la empresa Procesadora y Empacadora de Frutas Nirgua, ya que el nuevo diseño debe contribuir a maximizar la producción en menor tiempo, para la obtención de productos de alta calidad, permitiendo de esta manera generar mayores ganancias para la empresa.

Partiendo de las bases teóricas y estudios realizados en esta investigación, es posible que se puedan utilizar para verificar, apoyar o generar nuevos proyectos de en áreas relacionadas directamente con el tema.

I.6 LIMITACIONES.

Las limitaciones del presente trabajo consiste en que el diseño debe adecuarse en lo posible a los equipos de marca y modelo que la empresa sugiera.

I.7 DELIMITACIONES.

En el diseño debe tener en cuenta el espacio físico y parámetros disponibles por parte de la empresa así como la disposición de los componentes a utilizarse.

CAPÍTULO II. MARCO TEÓRICO.

II.1 ANTECEDENTES DE LA INVESTIGACIÓN.

En esta sección se presenta un resumen de investigaciones realizadas en el área de estudio, bien sea por su contenido o metodología que servirán de base para el desarrollo del presente Trabajo Especial de Grado.

II.1.1 Araujo, L. y Garabito M. (2.002). *Rediseño del sistema de evaporación de triple efecto en el concentrado de jugos cítricos.* Trabajo Especial de Grado. Universidad de Carabobo, Venezuela [2].

El trabajo indicado tiene como objetivo general rediseñar un sistema de evaporación de triple efecto para la concentración de jugos cítricos.

La conclusión más importante de este trabajo es que el incremento de producción generó otros cambios, como son: aumento de consumo de vapor de agua y agua fría, aumento de área de transferencia de calor (número de placas), así como modificaciones en la estructura física del sistema.

El estudio de este trabajo es relevante en el actual, pues se presentan datos importantes sobre las propiedades físicas, químicas de la bebida alimenticia y cálculos de coeficientes de intercambio térmico global. Además la metodología de cálculo térmico es esencialmente la misma a seguir, pues el evaporador de triple efecto es un intercambiador de placas paralelas, el mismo se utiliza en los procesos de pasteurización.

II.1.2 Báez, E. y Rebolledo, D. (2001). *Evaluación técnico - económico del proceso de pasteurizado HTST de un jugo de naranja de la variedad Valencia.* Trabajo Especial de Grado. Universidad de Carabobo, Venezuela [3].

El objetivo de este trabajo consiste en evaluar técnica y económicamente el proceso de pasteurización High Temperature Short Time (HTST: Altas temperaturas en corto tiempo) de un jugo de naranja completamente natural, extraído de la fruta de la variedad Valencia.

La conclusión más importante de este trabajo es que por medio de la evaluación técnica permite alargar el tiempo de vida al jugo de naranja por el procesamiento térmico y químico. De esta manera será posible la comercialización en el ámbito nacional de un producto de calidad y con mayor vida útil.

El estudio de este trabajo es relevante en el actual, puesto que presentan datos importantes sobre las propiedades físicas y químicas que se deben tener en cuenta para un proceso de pasteurización. Además la metodología del cálculo térmico es la misma a seguir puesto que el proceso de pasteurización es el mismo HTST.

II.1.3 Correa, N (2002). *Análisis de la variabilidad del contenido graso en el proceso de la leche pasteurizada de la corporación INLACA, C.A.* Trabajo Especial de Grado. Universidad de Carabobo, Venezuela [7].

El trabajo tiene como objetivo el análisis de las causas que inciden en la variabilidad del contenido graso en el proceso de descremado de la leche pasteurizada, con el fin de establecer una solución que minimice las pérdidas de dinero generales e incrementar la productividad de la línea de derivados lácteos.

La conclusión más relevante que se obtuvo en este trabajo es la causa que provoca la variabilidad del contenido graso en el proceso de pasteurización de leche, debido a: el método (análisis de laboratorio), mano de obra, el operador del pasteurizador y supervisor de derivados lácteos.

El estudio de este trabajo es importante en el actual, presenta datos sobre propiedades físicas y químicas que se deben tener en cuenta en el proceso de pasteurización, cálculos térmicos puesto que el pasteurizador de leche utilizado es un intercambiador de placas paralelas.

II.1.4 Corredor, H (2.005). *Rediseño de los pasteurizadores del área de producción de jugos cítricos empleados en una industria de alimentos.* Trabajo Especial de Grado. Universidad de Carabobo, Venezuela [8].

Este trabajo tiene como objetivo general rediseñar los pasteurizadores del área de producción de jugos cítricos empleados en una industria de alimentos.

Al igual que el trabajo especial de grado anterior, la conclusión más importante de este trabajo es el incremento de producción, que generó otros cambios, como son: aumento de consumo de vapor de agua y agua fría, aumento de área de transferencia de calor (número de placas), así como modificaciones en la estructura física del sistema.

El objetivo de esta investigación, fue hacer el rediseño de los pasteurizadores de los jugos cítricos. Con el propósito de aumentar la capacidad de producción mediante mejoras al sistema de pasteurización. Se efectuó una evaluación, análisis y determinación de los parámetros involucrados en el sistema de pasteurización, se desarrollaron cálculos técnicos correspondientes para el incremento de la capacidad de producción de los jugos cítricos. La cual consistió en adicionar o aumentar el número de placas de los intercambiadores de calor donde su función en área es el intercambio térmico en cada una de las secciones de los pasteurizadores. Con esta solución se logro mejor funcionamiento y la rentabilidad que esto presenta, garantizando así el incremento de producción de jugos cítricos.

II.1.5 Nacci, C. (1985). *Manual de programas para cálculos en transferencia de calor.* Trabajo Especial de Grado. Universidad de Carabobo, Venezuela [13].

El objetivo del presente trabajo es proponer un método de presentación y solución de problemas de transferencia de calor.

La conclusión más importante de este trabajo menciona que la aplicación de los programas desarrollados para la solución de los problemas de transferencia de calor es muy eficiente, ya que arroja resultados con un 98% de exactitud promedio, es por ello que se recomienda la aplicación de programas.

Este trabajo es importante en el actual, pues presenta datos importantes sobre la metodología para los cálculos térmicos de los intercambiadores de calor.

II.2 BASES TEÓRICAS.

En esta sección se explica los fundamentos teóricos de la investigación, describiendo primero las propiedades físicas y químicas de las bebidas alimenticias, luego se describe los componentes del pasteurizador y por último, se describe un resumen de las ecuaciones empleadas en el proceso de pasteurización para el diseño del presente trabajo.

II.2.1 Propiedades físicas y químicas de las bebidas alimenticias.

En esta sección se describen las propiedades físicas y químicas que presentan las bebidas alimenticias, las cuales son necesarias en el cálculo de los intercambiadores de calor, ya que describen el comportamiento de los fluidos en los equipos.

II.2.1.1 Calor específico.

El calor específico es una propiedad física fundamental, que se define como la energía necesaria para elevar la temperatura de una masa unitaria de una sustancia en un grado de temperatura.

En los intercambiadores de calor se considera que la presión del flujo del fluido es constante a lo largo del proceso de transferencia de calor, es por eso, que el calor específico empleado es el calor específico (C_p) evaluado en un proceso isobárico [15].

II.2.1.2 Densidad.

La densidad de una sustancia, es una propiedad física importante muy comúnmente utilizada para relacionar la masa con el volumen de los fluidos. La densidad de las bebidas alimenticias decrece ligeramente con el incremento de la temperatura. Los cambios en la densidad con la temperatura son significativos cuando se manejan grandes volúmenes. La densidad de un fluido viene expresada por la ecuación 2.1 [9]:

$$\rho = \frac{\dot{m}}{\dot{V}} \quad (2.1)$$

donde:

ρ = Densidad del fluido, kg / m^3 .

\dot{m} = flujo masico, kg / s .

\dot{V} = flujo volumetrico, m^3 / s .

II.2.1.3 Presión del fluido.

Una de las características importante de un fluido en un proceso es la presión, la cual se define como la fuerza que ejerce un fluido por unidad de área. La presión

sólo se emplea si se trata de un gas o un líquido, la contraparte de la presión en los sólidos es el esfuerzo. La presión real en una posición dada se denomina presión absoluta y se mide respecto al vacío absoluto, es decir, la presión cero.

La mayor parte de los dispositivos que miden presión se calibran para leer cero en la atmósfera y por ello indican la diferencia entre la presión absoluta y la presión atmosférica local. Esta diferencia se denomina presión manométrica. Las presiones absolutas y manométricas se relacionan entre sí bajo la ecuación 2.2 [5]:

$$P_{man}=P_{abs}-P_{atm} \quad (2.2)$$

donde:

P_{man} = Presión manométrica, Pa.

P_{abs} = Presión absoluta, Pa.

P_{atm} = Presión atmosférica, Pa.

II.2.1.4 Viscosidad.

La viscosidad de un fluido, es aquella propiedad que determina la cantidad de resistencia que ofrece el líquido o el gas a fluir. En las bebidas alimenticias se presentan los valores de viscosidad a diferentes temperaturas, es decir, la viscosidad cambia con respecto a la temperatura [6].

II.2.2 Pasteurización.

La pasteurización, es un proceso térmico diseñado para un microorganismo patógeno específico, pero que no es útil para productos perdurables (almacenables a temperatura ambiente) sin refrigeración. Este proceso es relativamente suave (temperaturas generalmente inferiores a 373 K), que se utiliza para prolongar la vida útil de los alimentos durante varios días o varios meses. Este método, que conserva los alimentos por inactivación de sus enzimas y destrucción de los microorganismos

relativamente termosensibles (por ejemplo: bacterias, levaduras y hongos), provoca cambios mínimos en el valor nutritivo y las características de sabor del alimento en cuestión [1].

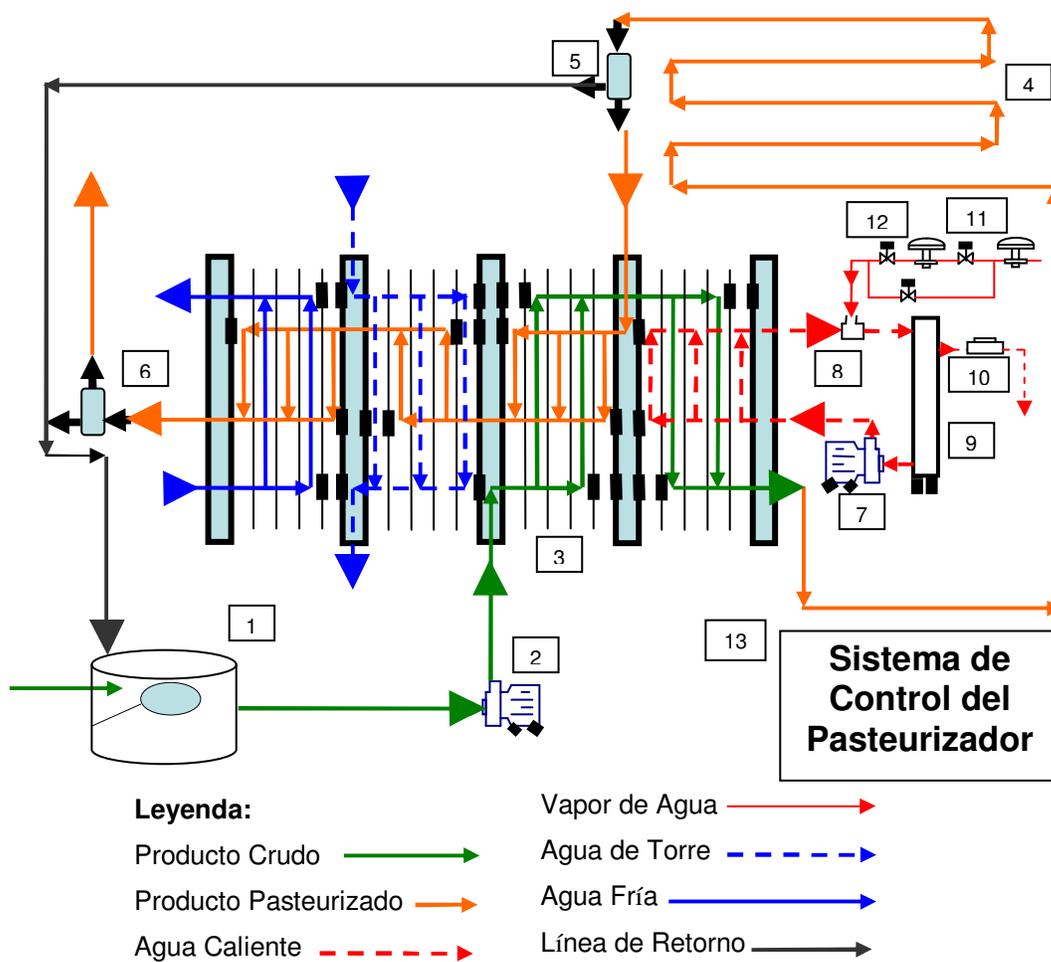
II.2.3 Accesorios, equipos e instrumentos presentes en los sistemas de pasteurización HTST.

Los accesorios, equipos e instrumentos más comunes usados en el proceso de pasteurización HTST (High Temperature Short Time, es decir, altas temperaturas en cortos tiempos) se encuentran esquematizados en la figura II.1 y son los siguientes [1]:

- ❑ Tanque de balance (1): Es el tanque alimentador del pasteurizador donde entra el producto crudo y el producto que no ha sido pasteurizado proveniente de la válvula de desviación de flujo (5). El tanque presenta en la entrada del producto crudo un sistema de sensores y control que permite mantener un nivel determinado, evitando así que se derrame el producto o que la bomba trabaje sin fluido.
- ❑ Bomba centrífuga de producto (2): Este tipo de bomba es la encargada de hacer circular el caudal de bebida alimenticia dentro de todo el equipo pasteurizador, salir del mismo y llegar a los tanques de almacenamiento, estas bombas tienen un regulador de frecuencia para controlar el aumento o disminución de caudal a manejar, ya que ellas pueden operar grandes caudales de producto.
- ❑ Intercambiador de calor de placas (3): Es un banco de placas de acero inoxidable aisladas mediante juntas de goma para formar una cámara cerrada entre cada par de placas, por las cuales pasa un fluido. Las placas se agrupan en cuatro secciones divididas por medio de separadores intermedios (grid). En la sección de calentamiento, el producto se calienta con agua del sistema de agua caliente asistido por vapor saturado de agua proveniente de la caldera. En la sección de

regeneración, el producto crudo se calienta con producto caliente ya pasteurizado, que simultáneamente se preenfía. En la sección de enfriamiento 1, el fluido pasteurizado es enfriado con agua de las torres de enfriamiento, por último se termina de enfriar la bebida alimenticia con agua fría suministrada por los bancos de hielo.

Figura II.1 Arreglo de los equipos y accesorios 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8, 9, 10, 11, 12, 13 de un pasteurizador HTST



Fuente: Elaboración Propia

- Tubo de retención (4): Está hecho de acero inoxidable con un determinado diámetro y longitud tal que permita a la bebida alimenticia

o producto permanecer a la temperatura de pasteurización, durante un tiempo establecido. El tubo de retención se ubica entre la salida de la zona de calentamiento del intercambiador de calor de placas y la válvula de desviación de flujo.

- ❑ Válvula de desviación de flujo en regeneración (5): Es un mecanismo que permite controlar automáticamente la dirección del producto. En este caso desvía el producto al tanque de balance nuevamente o hacia regeneración en la zona de preenfriamiento. Es una válvula doble situada al final del tubo de retención. Esta se acciona por medio de aire comprimido, y la señal proviene del control HTST.
- ❑ Válvula de desviación de flujo en salida (6): Es un mecanismo al igual que el anterior, permite controlar automáticamente la dirección del producto. En este caso desvía el producto al tanque de balance nuevamente o al tanque de almacenamiento. Es una válvula doble situada a la salida del pasteurizador. Esta se acciona por medio de aire comprimido, y la señal proviene del control HTST.
- ❑ Bomba centrífuga de agua caliente (7): Este tipo de bomba es la encargada de hacer recircular el caudal de agua caliente dentro de la zona de calentamiento, pasando luego por el mezclador agua vapor, posteriormente al tanque pulmón, y retornando a la misma bomba, estas bombas también tienen un regulador de frecuencia para controlar el aumento o disminución de caudal a manejar, ya que ellas operan con grandes caudales de agua caliente, además que sus sellos y empaques deben ser diseñados para soportar altas temperaturas hasta 418 K.
- ❑ Mezclador agua-vapor (8): Es la válvula donde entra el vapor de agua saturado para ponerse en contacto con el agua caliente que recircula y calentar el fluido nuevamente, ya que su temperatura disminuye al pasar por el intercambiador de calor.

- ❑ Tanque de agua caliente o tanque pulmón (9): Esté equipo es el que garantiza que el caudal de agua caliente se mantenga y evitar la cavitación de la bomba de agua caliente.
- ❑ Válvula de alivio (10): Esta válvula es la que libera agua caliente del sistema de calentamiento, proveniente del exceso de flujo másico que entra al sistema como vapor de agua, es como una especie de drenaje del sistema.
- ❑ Válvula graduadora de presión (11): Esta válvula es la encargada de modular la presión de suministro de vapor saturado, esta se alimenta de vapor de agua directa de la caldera y gradúa la presión a la deseada de trabajo.
- ❑ Válvula graduadora de caudal (12): Es una válvula normalmente cerrada de simple efecto, la cual trabaja con una señal de aire comprimido de 20.684 a 100.000 Pa (3 a 15 Psig), a medida que aumenta la presión de aire comprimido aumenta el paso de vapor de agua saturado.
- ❑ Sistema de control del pasteurizador HTST (13): este permite controlar varias funciones, la primera es el accionamiento y variadores de frecuencia de las bombas centrífugas, tanto la de producto como la de agua caliente. La segunda función es controlar la temperatura del sistema de agua caliente, se fija la temperatura que debe tener el sistema de agua caliente, se coloca un sensor de temperatura de la misma agua caliente antes de entrar al intercambiador de calor, si la temperatura sube con respecto al valor fijado de temperatura, la válvula graduadora de caudal suministra menos vapor y disminuye el caudal, en caso contrario, la tercera función es verificar si el producto se encuentra pasteurizado, este se fija la temperatura de pasteurización y se coloca un sensor de temperatura antes de la válvula de desviación en regeneración, si la temperatura es mayor a la fijada, se envía el producto a la zona de regeneración en el lado de preenfriamiento, si la

temperatura es menor , el producto es enviado al tanque de balance para ser calentado nuevamente, por último controla la válvula de desviación en la salida, según lo que se necesite, esta puede estar en dos posiciones, la primera envía el producto al tanque de almacenamiento y la segunda regresa el producto al tanque de balance nuevamente.

II.2.4 Intercambiadores de calor de placas.

El intercambiador de placas consiste en una serie de placas de metal empaquetadas y comprimidas junto con un marco, tal como se muestra en la figura II.2. El medio de calentamiento y enfriamiento y el proceso de entrada y salidas de los fluidos están en las aberturas de las cuatro esquinas de la placa [11].

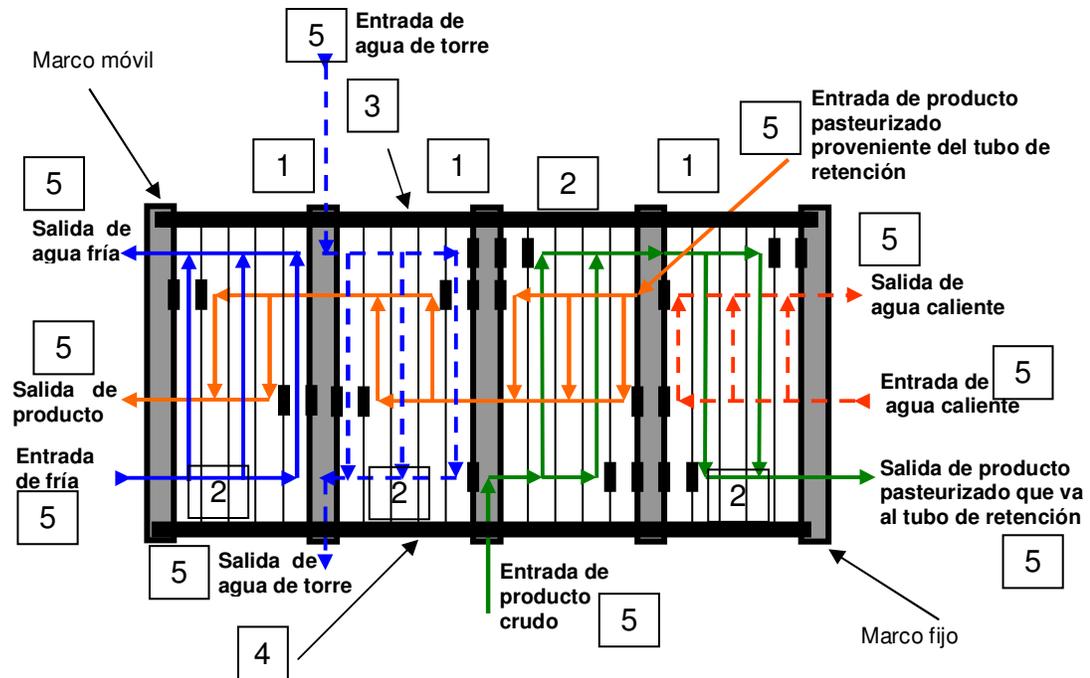
Un intercambiador de placas típico se compone de cuatro secciones principales, las cuales se mencionan a continuación:

- ❑ Los separadores (1) cuyos componentes son de acero al carbono, con excepción de aquellos que tienen las conexiones de entrada y salida, las cuales tienen contacto con el fluido y son de acero inoxidable 316.
- ❑ Las placas de transferencia de calor (2), se fabrican prensando láminas delgadas de gran variedad de aleaciones y metales resistentes a la corrosión. El más usado es el acero inoxidable. El espesor de las placas es generalmente de 0,6 a 0,9 mm.
- ❑ Por otra parte, los separadores incluye un cabezal fijo y un apoyo extremo, conectados por una barra portante superior (3) y por la barra inferior de guía (4). La barra superior sostiene el cabezal seguidor, que puede moverse según se requiera. El conjunto de placas de transferencia de calor queda prensado entre el cabezal fijo y el seguidor por barras de unión.

- En las esquinas de los marcos y los separadores se encuentran los puertos (5), que son las conexiones para permitir la entrada y salida de los fluidos de trabajo del las placas del intercambiador de calor según sea el arreglo de distribución de los fluidos.

Una placa típica, de forma rectangular, tiene bocas en las esquinas que corresponden a la ubicación de las conexiones del bastidor. Con el objeto de aumentar la superficie de transferencia de calor, las placas presentan canales que ayudan también a inducir un alto nivel de turbulencia para velocidad promedio del flujo relativamente bajas (0,25 a 1 m/s).

Figura II.2 Esquema de un intercambiador de calor para pasteurización HTST



Fuente: Elaboración propia

Los empaques o juntas se fabrican en elastómeros, que se seleccionan de acuerdo con el tipo de servicio y se colocan en el borde de las placas rodeando completamente las bocas de alguno de los extremos de manera que el flujo se pueda distribuir de un lado hacia el otro lado de la placa.

La característica más importante de los intercambiadores de calor de placas es que los coeficientes globales de transferencia de calor que se obtienen en servicio de líquido a líquido, son de dos a tres veces mayores que los que se pueden obtener con las mayores unidades de tubo y coraza.

Las limitaciones de diseño incluyen $1,034E6$ Pa (150 Psig) como presión máxima y 418 K (145 °C) como temperatura máxima de trabajo, dependiendo de los empaques utilizados. El área de las placas puede variar entre 0,03 hasta $1,5$ m².

II.2.5 Ecuaciones que describen el proceso de transferencia de calor.

Las ecuaciones que presentan el fenómeno de transferencia de calor y que rigen para los intercambiadores de calor de placas son las que se presentan a continuación, las mismas se utilizarán para calcular y determinar el diseño del pasteurizador en cada sección.

II.2.5.1 Rapidez de transferencia de calor.

La rapidez de transferencia de calor, es la cantidad de energía que una sustancia cede o absorbe debido a un cambio de temperatura en un tiempo determinado. Algunas ecuaciones que nos describen el fenómeno de transferencia de calor y que rigen para el intercambiador de calor de placas para fluidos incompresibles son las siguientes [4]:

$$\dot{Q} = \dot{m} \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (2.3)$$

donde:

\dot{Q} = Rapidez de transferencia de calor, W.

\dot{m} = Flujo másico, kg / s.

C_p = Calor específico del fluido, J / kg . K.

ΔT = Diferencia de temperatura del fluido, K.

De acuerdo con las leyes de transferencia de calor, la rapidez de transferencia de calor en función del coeficiente global de transferencia de calor se obtiene como:

$$\dot{Q} = U_T \cdot A_{tc} \cdot DMLT \cdot f_c \quad (2.4)$$

donde:

\dot{Q} = Rapidez de transferencia de calor, W.

U_T = Coeficiente global de transferencia de calor, $\frac{W}{m^2 \cdot K}$.

A_{tc} = Área de transferencia de calor, m².

$DMLT$ = Diferencia media logarítmica de temperatura, K.

f_c = Factor de corrección de la $DMLT$, adimensional (para los intercambiadores de calor de placas en contraflujo es igual a la unidad).

II.2.5.2 Coeficiente global de transferencia de calor.

El coeficiente global de transferencia de calor, es el paso de calor que existe en un intercambio térmico determinado, este paso de calor se define en un intercambiador de calor de placas por la convección entre cada fluido con la placa, el espesor y la conductividad térmica de las placas como lo define la ecuación 2.5 [4].

$$\frac{1}{U_T} = \frac{1}{h_{C1}} + \frac{Ep}{K_{Pl}} + \frac{1}{h_{C2}} \quad (2.5)$$

donde:

$$U_T = \text{Coeficiente global de transferencia de calor, } \frac{W}{m^2 \cdot K}.$$

$$h_{C1} = \text{Convección entre placa y primer fluido, } \frac{W}{m^2 \cdot K}.$$

$$h_{C2} = \text{Convección entre placa y segundo fluido, } \frac{W}{m^2 \cdot K}.$$

Ep = Espesor de placa, m.

II.2.5.3 Convección entre placa y fluido.

La 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 efectos combinados de la conducción y el movimiento de los fluidos. La convección se obtiene utilizando la ecuación 2.6 [4].

$$h_{Ci} = \frac{K_{Fl} \cdot NU}{Dh} \quad (2.6)$$

donde:

$$h_c = \text{Convección entre placa y el fluido, } \frac{W}{m^2 \cdot K}.$$

$$K_{Fl} = \text{Conductividad térmica del fluido, } \frac{W}{m \cdot K}.$$

NU = Número de Nusselt, adimensional.

Dh = Diámetro hidráulico entre placas, m.

II.2.5.4 Número de Nusselt.

El número de Nusselt se define como el coeficiente de transferencia de calor para la convección adimensional, también se define en función del número de Reynolds y el número de Prandtl, donde la ecuación 2.7 y 2.8, definen el número de Nusselt para fluidos donde el Reynolds es mayor a 2.300 y la ecuación 2.9 para fluidos con número de Reynolds menor a 2.300 [5].

$$f_{Nu} = [0,790 \ln(\text{Re}) - 1,64]^{-2} \quad (2.7)$$

$$NU = \frac{(f_{Nu} / 8) * (\text{Re} - 1000) * \text{Pr}}{1 + 12,7 * (f_{Nu} / 8)^{1/2} * (\text{Pr}^{2/3} - 1)} \quad \text{para Re} > 2.300 \quad (2.8)$$

$$NU = 7,54 + \frac{0,03 * (Dh/b) * \text{Re} * \text{Pr}}{1 + 0,016[(Dh/b) * \text{Re} * \text{Pr}]^{2/3}} \quad \text{para Re} < 2.300 \quad (2.9)$$

donde:

NU = Número de Nusselt, adimensional.

f_{Nu} = Factor de fricción de Nusselt, adimensional.

Re = Número de Reynolds, adimensional.

Pr = Número de Prandtl, adimensional.

Dh = Diámetro hidráulico entre placas, m.

b = Ancho de la placa, m.

II.2.5.5 Diámetro hidráulico entre placas.

El diámetro hidráulico es la relación entre área de sección transversal y perímetro húmedo por donde circula el fluido, este depende de la geometría que aplica, para secciones transversales rectangulares que es el caso del flujo entre placas se expresa en la ecuación 2.10 [4].

$$Dh = \frac{2 \cdot Eep \cdot b}{Eep + b} \quad (2.10)$$

donde:

Dh = Diámetro hidráulico entre placas, m.

Eep = Espacio entre placas, m.

b = Ancho de la placa, m.

II.2.5.6 Número de Reynolds para intercambiadores de calor de placas.

El número de Reynolds se rige en función de las dimensiones y viscosidad del fluido, se define con la ecuación 2.11 para secciones transversales rectangulares, pero si sustituimos la ecuación 2.10 en la ecuación 2.11 se obtiene la ecuación para el número de Reynolds del fluido que pasa entre cada par de placas de intercambiadores de calor de placas como se presenta en la ecuación 2.12 [4].

$$Re = \frac{\dot{m}_{pp} \cdot Dh}{(Eep \cdot b) \cdot v} \quad (2.11)$$

$$Re = \frac{2 \cdot \dot{m}_{pp}}{v \cdot (Eep + b)} \quad (2.12)$$

donde:

Re = Número de Reynolds, adimensional.

\dot{m}_{pp} = Flujo másico entre placas, kg / s.

Dh = Diámetro hidráulico entre placas, m.

v = Viscosidad absoluta, $kg / m \cdot s$.

Eep = Espacio entre placas, m.

b = Ancho de la placa, m.

II.2.5.7 Número de Prandtl.

La mejor manera de describir el espesor relativo de las capas límites de velocidad y térmica es por medio del parámetro número de Prandtl adimensional, definido como [4]:

$$Pr = \frac{v \cdot Cp}{K_{Fl}} \quad (2.13)$$

donde:

Pr = Número de Prandtl, adimensional.

v = Viscosidad absoluta, $kg / m \cdot s$.

Cp = Calor específico del fluido, $J / kg \cdot K$.

K_{Fl} = Conductividad térmica del fluido, $\frac{W}{m \cdot K}$.

II.2.5.8 Área de transferencia de calor.

El área de transferencia de calor de un intercambiador de calor de placas, depende del área efectiva de las placas y el número total de placas de la sección, tomando en cuenta que al número se restan dos placas del total, ya que la transferencia de calor de las placas ubicadas en los extremos no se realiza entre fluidos, por tanto es despreciable. La ecuación del área de transferencia de calor viene dada por la ecuación 2.14 [1]:

$$A_{tc} = A_{ep}(N_T - 2) \quad (2.14)$$

donde:

A_{tc} = Área de transferencia de calor, m^2 .

A_{ep} = Área efectiva por placa, m^2 .

N_T = Número total de placas.

II.2.5.9 Diferencia media logarítmica de temperatura.

Debido que las temperaturas de los fluidos que circulan por el intercambiador de calor de placas varían a medida que se desplazan por el mismo, habrá una diferencia de temperatura diferente en cada punto de la superficie de intercambio, lo cual hace definir un valor medio entre los valores. Estas variaciones no siguen una relación lineal, por lo cual, el valor medio de la diferencia de temperaturas entre ambos fluidos que circulan en contra corriente es [14]:

$$DMLT = \frac{(T_{ce} - T_{fs}) - (T_{cs} - T_{fe})}{\ln\left(\frac{T_{ce} - T_{fs}}{T_{cs} - T_{fe}}\right)} \quad (2.15)$$

donde:

T_{ce} = Temperatura de entrada del fluido caliente, K.

T_{cs} = Temperatura de salida del fluido caliente, K.

T_{fe} = Temperatura de entrada del fluido frío, K.

T_{fs} = Temperatura de salida del fluido frío, K.

II.2.5.10 Ley de conservación de la masa en un mezclador agua-vapor.

Se define como la sumatoria de flujos máxicos, que entran por un volumen de control, es igual a la suma de flujos máxicos que salen, por tanto la ecuación 2.16 define la ley de conservación de masa en un mezclador agua-vapor como volumen de control [15]:

$$\dot{m}_C + \dot{m}_V = \dot{m}_P \quad (2.16)$$

donde:

\dot{m}_C = Flujos máxicos de agua que circula en el sistema, kg / s.

\dot{m}_v = Flujos máscicos de vapor saturado de agua, kg / s.

\dot{m}_p = Flujo máscico de agua caliente del mezclador al pulmón, kg / s.

II.2.5.11 Ley de conservación de la energía en un mezclador agua-vapor.

En los procesos termodinámicos que incluyen volúmenes de control bajo un flujo permanente como el mezclador agua-vapor, el contenido de la masa y energía se conserva durante el tiempo, esta ecuación se expresa como lo mostrado en la ecuación 2.17 [15]:

$$h_c \dot{m}_c + h_v \dot{m}_v = h_p \dot{m}_p \quad (2.17)$$

donde:

\dot{m}_c = Flujos máscicos de agua que circula en el sistema, kg / s.

h_c = Entalpía del flujo máscico de agua que circula en el sistema, KJ / kg.

\dot{m}_v = Flujos máscicos de vapor saturado de agua, kg / s.

h_v = Entalpía del flujo máscico vapor saturado de agua, KJ / kg.

\dot{m}_p = Flujo máscico de agua caliente del mezclador al pulmón, kg / s.

h_p = Entalpía del flujo máscico de agua caliente del mezclador al pulmón, kg / s.

II.2.5.12 Entalpía.

El cálculo de la entalpía para un volumen de control, se realiza en función de las temperaturas y calores específicos, en el caso de que el fluido sea vapor, se suman la diferencia de entalpía de mezcla como se define en la ecuación 2.18 a continuación [5]:

$$h = h_{fg} + (T - T_{ref}) \cdot Cp \quad (2.18)$$

donde:

h = Entalpía, KJ / kg.

h_{fg} = Diferencia de entalpía de mezcla en el caso de ser vapor, KJ / kg.

T = Temperatura de entrada, K.

T_{ref} = Temperatura de referencia, K.

C_p = Calor específico del fluido, J / kg K.

II.2.6 Ecuaciones que describen el proceso dinámico de los fluidos.

Las ecuaciones que presentan la mecánica de los fluidos y que rigen en los intercambiadores de placas son las que se presentan a continuación, que se utilizarán para calcular y determinar el diseño dinámico del pasteurizador en cada sección y tuberías.

II.2.6.1 Flujo que circula en tuberías y accesorios.

Se define como flujo o caudal volumétrico en una tubería, al volumen que circula por la misma en un tiempo determinado, y el volumen se define como el área de sección transversal por longitud del tubo, por tanto la ecuación 2.19 define el caudal volumétrico [6]:

$$\dot{V} = \frac{\pi \cdot \phi_T^2 \cdot l}{4 \cdot t} \quad (2.19)$$

donde:

\dot{V} = Flujo volumétrico, m³ / s.

ϕ_T = Diámetro de la tubería, m.

l = Longitud de la tubería, m.

t = Tiempo de circulación del fluido en el tubo de retención, s.

Otra ecuación que define el caudal volumétrico en función del área de sección transversal y la velocidad del fluido es la ecuación 2.20:

$$\dot{V} = \frac{\pi \cdot \phi_r^2 \cdot V}{4} \quad (2.20)$$

donde:

\dot{V} = Flujo volumétrico, m³ / s.

ϕ_r = Diámetro de la tubería, m.

V = Velocidad del fluido en la tubería, m / s.

Para el caso de flujo másico en función de la velocidad se tiene la siguiente ecuación:

$$\dot{m} = \frac{\pi \cdot \phi_r^2 \cdot V \cdot \rho}{4} \quad (2.21)$$

donde:

\dot{m} = Flujo másico, kg / s.

ϕ_r = Diámetro de la tubería, m.

V = Velocidad del fluido en la tubería, m / s.

ρ = Densidad del fluido, kg / m³.

II.2.6.2 Flujo que circula entre placas de los intercambiadores de calor de placas .

El flujo másico que circula entre placas de un intercambiador de calor se define en función del número de pases de la zona como se describe a continuación [1]:

$$\dot{m}_{PP} = \frac{\dot{m}}{n^\circ \text{ pases}} \quad (2.22)$$

donde:

\dot{m}_{PP} = Flujo másico que circula entre placas, kg / s.

\dot{m} = Flujo másico total del fluido, kg / s.

$n^\circ \text{pases}$ = Número de pases de placa por zona, adimensional.

De igual manera se conoce el flujo o caudal volumétrico que circula entre placas de la zona de un intercambiador de calor como se explica en la ecuación 2.23.

$$\dot{V}_{PP} = \frac{\dot{V}}{n^\circ \text{pases}} \quad (2.23)$$

donde:

\dot{V}_{PP} = Flujo volumétrico que circula entre placas, m³ / s.

\dot{V} = Flujo volumétrico total del fluido, m³ / s.

$n^\circ \text{pases}$ = Número de pases de placa por zona, adimensional.

II.2.6.3 Pérdidas de presión en tuberías.

Las pérdidas de presión en tuberías sanitarias, se buscan en la figura D.1 del apéndice, donde se consigue la pérdida de presión por metro de tubería, tomando en cuenta las siguientes variables [1]:

ν = Viscosidad absoluta, kg / m · s .

ϕ_T = Diámetro de la tubería, m.

\dot{V} = Flujo volumétrico total del fluido, m³ / s.

ΔP_i = Pérdida de presión por metro, Pa / m.

Luego con la ecuación 2.24 se conoce la pérdida total por longitud de tubería determinada.

$$\Delta P_T = L_T \cdot \Delta P_t \quad (2.24)$$

donde:

ΔP_T = Pérdida de presión por tramo, Pa.

L_T = Longitud del tramo, m.

ΔP_t = Pérdida de presión por metro, Pa / m.

II.2.6.4 Pérdidas de presión en accesorios.

Las pérdidas de presión por accesorios, ya sea codos, TEE en línea, TEE en ramal, válvulas de desviación, filtros etc., se obtienen mediante la ecuación 2.25, la cual se muestra a continuación [1]:

$$\Delta P_{ac} = \frac{K_{ac} \cdot V^2 \cdot \rho}{2} \quad (2.25)$$

donde:

ΔP_{ac} = Pérdida de presión por accesorios, Pa.

K_{ac} = Coeficiente de resistencia de accesorios, adimensional.

V = Velocidad del fluido en la tubería, m / s.

ρ = Densidad del fluido, kg / m³.

El coeficiente de resistencia de los codos se define en la ecuación 2,26.

$$K_C = 30 \cdot f_r \quad (2.26)$$

donde:

K_C = Coeficiente de resistencia de un codo, adimensional.

f_r = Factor de fricción, adimensional.

El coeficiente de resistencia de las TEE en línea se obtiene de la siguiente ecuación:

$$K_{TL} = 20 \cdot f_r \quad (2.27)$$

donde:

K_{TL} = Coeficiente de resistencia de una unión TEE en línea, adimensional.

f_r = Factor de fricción, adimensional.

El coeficiente de resistencia de las TEE en ramal se obtiene de la ecuación 2.28.

$$K_{TR} = 60 \cdot f_r \quad (2.28)$$

donde:

K_{TR} = Coeficiente de resistencia de un unión TEE en ramal, adimensional.

f_r = Factor de fricción, adimensional.

El coeficiente de fricción de las válvulas desviadoras y los filtros en líneas se obtiene de la figura D.2 del apéndice.

Luego para conocer las pérdidas total por codos en un tramo se aplica la ecuación 2.29.

$$\Delta P_{ct} = n^{\circ} \text{ de Codos} \cdot \Delta P_C \quad (2.29)$$

donde:

ΔP_{ct} = Pérdida de presión total de codos por tramos, Pa.

$n^{\circ} \text{ total de Codos}$ = Número total de codos por tramo, unidades.

ΔP_C = Pérdida de presión por cada codo, Pa.

II.2.6.5 Pérdidas de presión por puertos para intercambiador de calor de placas.

Los intercambiadores de calor de placas generan una pérdida de presión en la entrada y salida del mismo que se refiere a los puertos del equipo, esta pérdida de presión se define en la ecuación 2.30 [1].

$$\Delta P_{Pu} = \frac{n^{\circ}_{pases} \cdot f_{Pu}}{100} + f_{Pu} \quad (2.30)$$

donde:

ΔP_{Pu} = Pérdida de presión de los puertos, Pa.

n°_{pases} = Número de pases de la zona, unidad.

f_{Pu} = Factor de fricción por puertos, adimensional. (Figura D.3 del apéndice).

II.2.6.6 Pérdidas de presión por zona de los intercambiadores de calor de placas.

La ecuación que describe la pérdida de presión de un fluido cuando pasa por una zona de un intercambiador de calor se define de la siguiente manera [1]:

$$\Delta P_Z = n^{\circ} pasos \cdot \Delta P_{Pl} \quad (2.31)$$

donde:

ΔP_Z = Pérdida de presión por zona, Pa.

$n^{\circ} pasos$ = Número de pasos por zona, unidad.

ΔP_{Pl} = Pérdida de presión entre placas, Pa. (Figura D.4 del apéndice).

II.2.6.7 Pérdidas de presión total para el producto.

La pérdida de presión total para el producto desde que sale de la bomba hasta que entra al tanque de almacenamiento, se obtiene de la suma de las pérdidas de presión por tuberías, codos, válvulas de desviación, puertos y cada zona del intercambiador de calor de placas por donde pasa el producto como lo define la ecuación 2.32 [6].

$$\Delta P_{Pr\ oducto} = \Delta P_{TT} + \Delta P_{pct} + \Delta P_{VD} + \sum \Delta P_{Pu\ (producto)} + \sum \Delta P_{Z\ (producto)} \quad (2.32)$$

donde:

$\Delta P_{Pr\ oducto}$ = Pérdida de presión total del producto, Pa.

ΔP_{TT} = Pérdida de presión por tubería total, Pa.

ΔP_{pct} = Pérdida de presión por total de codos, Pa.

ΔP_{VD} = Pérdida de presión del producto por las válvula de desviación, Pa.

$\sum \Delta P_{Pu\ (producto)}$ = Sumatoria de pérdida de presión por puertos para productos que pasan por el intercambiador de calor de placas, Pa.

$\sum \Delta P_{Z\ (producto)}$ = Sumatoria de pérdida de presión total del producto que pasan por el intercambiador de calor de placas, Pa.

II.2.6.8 Pérdidas de presión total en el sistema de agua caliente.

Al igual que la pérdida total de producto se toman en cuenta todas las causas de pérdida de presión: por tuberías, codos, mezclador agua-vapor, puertos y zona de calentamiento del intercambiador de calor de placas como se muestra a continuación [5]:

$$\Delta P_{Agua\ Caliente} = \Delta P_T + \Delta P_{pct} + \Delta P_{ME} + \Delta P_{Pu\ (calentamiento)} + \Delta P_{Z\ (calentamiento)} \quad (2.33)$$

donde:

$\Delta P_{\text{AguaCaliente}}$ = Pérdida de presión total del agua caliente, Pa.

ΔP_T = Pérdida de presión por tubería total, Pa.

ΔP_{pct} = Pérdida de presión por total de codos, Pa..

ΔP_{ME} = Pérdida de presión del agua caliente en el mezclador agua-vapor, Pa..

$\Delta P_{\text{Pu(calentamiento)}}$ = Pérdida de presión por puertos para al agua caliente que pasa por el intercambiador de calor de placas, Pa.

$\Delta P_{\text{Z(calentamiento)}}$ = Pérdida de presión del agua caliente que pasan por el intercambiador de calor de placas, Pa.

II.2.7 Ecuaciones utilizada en el cálculo de bombas centrífugas.

Las ecuaciones que se presentan a continuación, se utilizarán para calcular y determinar el punto de trabajo de los fluidos en función de las bombas que se cuentan o seleccionan en el diseño del pasteurizador.

II.2.7.1 Punto de trabajo de las bombas centrífugas en función de fluidos viscosos.

Los puntos de trabajo de una bomba se seleccionan en función del agua, en caso de ser fluidos viscosos, se procede a realizar las equivalencias de producto a agua, mediante la ecuación 2.34 para el caudal volumétrico y la ecuación 2.35 para la altura de la bomba [10].

$$Q_W = \frac{Q_R}{C_Q} \quad (2.34)$$

donde:

Q_W = Caudal volumétrico de trabajo como agua, kg / s.

Q_R = Caudal volumétrico real de producto, kg / s.

C_Q = Coeficiente de caudal volumétrico de producto a agua, adimensional.

$$H_W = \frac{H_R}{C_H} \quad (2.35)$$

donde:

H_W = Altura de trabajo como agua, m.

H_R = Altura real de producto, m.

C_H = Coeficiente de altura de producto a agua, adimensional.

II.2.7.2 Curva de isoeficiencia de las bombas centrífugas.

Una curva de isoeficiencia de una bomba, se genera a partir del caudal de trabajo y la altura de trabajo para luego cortarse gráficamente con una de la curva del diámetro de la bomba que se selecciona, la función de isoeficiencia de la altura en función del caudal se genera a partir de la ecuación 2.36 [6].

$$H_E = \frac{H_W}{Q_W^2} \cdot Q_E^2 \quad (2.36)$$

donde:

H_E = Altura de ensayo como agua, m.

H_W = Altura de trabajo como agua, m.

Q_W = Caudal volumétrico de trabajo como agua, kg / s.

Q_E = Caudal volumétrico de ensayo como agua, kg / s.

II.2.7.3 Relación de los caudales y velocidades de giro de las bombas centrífugas.

La relación entre los caudales y velocidades para adaptar la bomba al punto de trabajo, se establecen mediante la siguiente ecuación [6]:

$$\frac{Q_W}{Q_E} = \frac{N_W}{N_E} \quad (2.37)$$

donde:

Q_W = Caudal de trabajo como agua, kg / s.

Q_E = Caudal de ensayo, kg / s.

N_W = Velocidad de giro de trabajo, rpm.

N_E = Velocidad de giro de ensayo, rpm.

.

CAPÍTULO III. MARCO METODOLÓGICO.

El presente capítulo se presenta la metodología que permite desarrollar el proyecto. Se muestran aspectos como el tipo de investigación, las técnicas y procedimientos que serán utilizados para llevar a cabo dicha investigación.

III.1 NIVEL DE LA INVESTIGACIÓN.

De acuerdo a los objetivos planteados, el presente Trabajo Especial de Grado se encuentra entre los trabajos de investigación de tipo exploratoria de toda la información disponible en planta y el proceso, y descriptiva de manera fácil de entender, enfocado a modo de proyecto factible, en el cual se presentarán alternativas dirigidas a diseñar un sistema de pasteurización de bebidas alimenticias con mayor producción y rendimiento.

III.2 DISEÑO DE LA INVESTIGACIÓN.

El presente Trabajo Especial de Grado, constituye una investigación de campo, ya que todos los resultados finales dependen de las variables relacionadas con el proceso, las cuales provienen del mismo lugar donde se encuentra el sistema actual, es decir, en planta.

Para el cumplimiento de la investigación propuesta, se presentan una serie de pasos que describen la metodología a emplear:

III.2.1 Fase I. Recopilación de información bibliográfica.

Conjuntamente con la fase inicial, se recopila todo el basamento teórico relacionado con los sistemas de pasteurización de bebidas alimenticias. Dicha información contempla lo referente a:

- Problemas de diseño de los pasteurizadores de bebidas alimenticias.
- Propiedades físicas y químicas de las bebidas alimenticias.
- Etapas de la pasteurización de bebidas alimenticias.
- Tipos de pasteurizadores de bebidas alimenticias.
- Equipos, instrumentos y accesorios para los pasteurizadores.
- Ecuaciones que describen el proceso de pasteurización.

III.2.2 Fase II. Análisis de la situación actual.

El estudio del proceso de pasteurización actual se realiza en planta inspeccionando, observando, obteniendo mediciones directas y calculando mediciones indirectas.

III.2.2.1 Inspección y observación.

Como fase inicial, se procederá observando toda la instalación de la planta de procesado de la bebida alimenticia. Se realizará un reconocimiento de los equipos, instrumentos y estructura de la planta.

III.2.2.2 Determinación de las variables y parámetros involucrados en el sistema actual.

Las variables y parámetros en el sistema actual a determinar son:

- Capacidad actual del equipo de pasteurización.
- Viscosidad, densidad, conductividad térmica y capacidades caloríficas de las bebidas alimenticias.
- Caudal volumétrico de producción de bebidas alimenticias.
- Caudal volumétrico de vapor de agua en el sistema de calentamiento.
- Caudal volumétrico de agua de torre en el sistema de subenfriamiento.

- Caudal volumétrico de agua de bancos de hielo en el sistema de enfriamiento.
- Temperatura a la entrada y salida para cada etapa de la pasteurización.
- Área de transferencia de calor en cada etapa del pasteurizador.
- Cálculo de coeficiente de intercambio térmico global en cada etapa de la pasteurización.

III.2.3 Fase III. Realización del análisis del proceso de pasteurización requerido.

Se procederá a realizar un análisis para establecer las restricciones y criterios que debe cumplir el diseño, lo cual será tomado en cuenta para generar las alternativas de solución y la selección de la misma.

III.2.4 Fase IV. Formulación de alternativas de solución.

Se generaran las alternativas de solución al problema planteado partiendo del análisis de los criterios y restricciones para evaluar, también se analizaran las alternativas que no cumplan con todas las restricciones y criterios.

III.2.5 Fase V. Selección de la mejor alternativa de solución.

Para seleccionar la mejor alternativa de solución, se verifica que cumplan en las restricciones y criterios, así como evaluando cada una para escoger la alternativa que reúna las mejores condiciones de criterios y restricciones.

III.2.6 Fase VI. Evaluación técnica de la mejor solución planteada.

Una vez obtenida la información anterior, se procederá a diseñar y seleccionar las especificaciones de operación de la solución, de la siguiente manera:

- ❑ Determinación de la transferencia de calor requerida en cada etapa del pasteurizador con la ecuación 2.3.
- ❑ Se calcula las temperaturas de salida faltante de los fluidos con la ecuación 2.3 para cada zona del equipo.
- ❑ Se obtiene la diferencia media logarítmica de temperatura utilizando la ecuación 2.15 en cada fase del intercambiador de calor.
- ❑ Se determina el flujo másico entre placas para cada zona utilizando la ecuación 2.22.
- ❑ Se calcula los números de Reynolds en cada sección del equipo utilizando la ecuación 2.12.
- ❑ Con la ecuación 2.13, se determina los número de Prandtl de los fluidos cada en etapa del intercambiador de calor.
- ❑ Se obtiene el diámetro hidráulico de cada fluido al pasar por cada zona del equipo con la ecuación 2.10.
- ❑ Se determina el número de Nusselt en cada fluido por cada zona del equipo, si el número de Reynolds es mayor a 2.300 se utiliza la ecuación 2.7 para calcular el factor de fricción, la ecuación 2.8 para calcular el número de Nusselt y si el número de Reynolds es menor a 2.300, se utiliza la ecuación 2.9.
- ❑ Cálculo de la convección térmica entre placa y cada fluido en cada zona con la ecuación 2.6.
- ❑ Se determina el coeficiente global de transferencia de calor en cada zona del equipo con la ecuación 2.5.
- ❑ Cálculo del área de intercambio térmico requerida en cada etapa del pasteurizador mediante la ecuación 2.4.
- ❑ Con la ecuación 2.14 se obtiene el número de placas de cada zona.
- ❑ Con la ecuación 2.1 se obtiene el flujo volumétrico y luego con la ecuación 2.19 obtenemos la longitud donde se garantiza el tiempo de permanencia de temperatura de pasteurización (longitud del tubo de retención).

- Se seleccionan las válvulas de desviación.
- Selección del tanque de balance.
- Se determina la pérdida de presión por tuberías para producto y sistema de agua caliente de la siguiente manera: en la figura D.1 del apéndice se lee la viscosidad del fluido y se sube verticalmente hasta cortar con la línea del diámetro de la tubería, luego se desplaza horizontalmente hacia la izquierda, se corta con la línea del caudal volumétrico y se baja verticalmente hasta llegar al eje horizontal de la tabla y se lee la pérdida de presión por longitud.
- Cálculo de la velocidad del fluido en las tuberías utilizando la ecuación 2.20.
- Se calculan las pérdidas de presión por codos de 90°, primero se consigue la resistencia de los codos con la ecuación 2.26, luego la pérdida de presión por cada codo con la ecuación 2.25 y finalmente se determina la pérdida de presión total por tramos determinados con la ecuación 2.29.
- Con la ecuación 2.25 se obtiene la pérdida de presión para cada válvula de desviación, se obteniendo el coeficiente de fricción de la figura D.2 del apéndice como si fuera una válvula globo.
- Se obtiene la pérdida de presión por los puertos para cada fluido en cada zona mediante la ecuación 2.30, donde el factor de fricción de los puertos de la figura D.3, la cual se ubica el caudal volumétrico y se sube verticalmente hasta cortar con la línea 200 plate, y se mueve horizontalmente hasta llegar al ordenada de la gráfica donde se encuentra el valor del factor de fricción.
- Se obtiene las pérdidas de presión por zona para cada fluido, primero con la ecuación 2.23 se obtiene el flujo volumétrico entre placas, luego con ese valor se busca en la figura D.4 del apéndice y se sube verticalmente hasta cortar con la línea de la curva de presión, luego se

desplaza verticalmente hacia la derecha y se obtiene la pérdida de presión entre placas, por último se utiliza la ecuación 2.31.

- ❑ Se determina la pérdida de presión del producto haciendo la sumatoria de todas las pérdidas de presión pertenecientes al recorrido del producto aplicando la ecuación 2.32.
- ❑ Cálculo del punto de trabajo de la bomba de producto: primero con las ecuaciones 2.34 y 2.35 se obtienen los puntos de trabajo de la bomba des fluido viscoso a agua, luego con la ecuación 2.36 la curva de isoeficiencia asignando valores de caudal, con esta curva y la curva del diámetro del rodete de la bomba, que se encuentra en la figura D.5 del apéndice, donde se cortan, se obtiene el punto de caudal de ensayo, con este valor, se utiliza la ecuación 2.37 y se obtiene la velocidad de giro que debe tener el motor de la bomba.
- ❑ Con las ecuaciones 2.16, 2,17 y 2.18 se obtiene el flujo másico de vapor que el sistema de agua caliente requiere.
- ❑ Se determina el diámetro de la tubería de vapor saturado de la siguiente manera: se multiplica el flujo másico de vapor por dos (2), luego se selecciona el diámetro de la tubería en la línea punteada de la figura D.7 del apéndice, seleccionado el diámetro superior donde se ubique.
- ❑ Se determinan las características del pulmón de agua caliente.
- ❑ Se calcula la velocidad de agua caliente y vapor saturado con la ecuación 2.20.
- ❑ Se obtiene la pérdida de presión del mezclador de agua-vapor calculando en tres consideraciones: TEE en línea para agua caliente, TEE en ramal para vapor de agua y filtro para agua caliente, donde el coeficiente de resistencia se calcula con las ecuaciones 2.27 y 2.28 para la TEE en línea y TEE en ramal, para el filtro se obtiene de la figura D.2 del apéndice, luego las tres pérdidas de presión se obtiene de la ecuación 2.25.

- Se determina las pérdidas de presión del sistema agua caliente con la ecuación 2.33.
- Se determina las condiciones de trabajo de la bomba de agua caliente: con la ecuación 2.36 se le asigna valores de caudal para determinar la curva de isoeficiencia, esta se corta con la curva del diámetro del rodete seleccionado de la figura D.8 del apéndice, se determina el caudal de ensayo, luego con la ecuación 2.37 se determina la velocidad de giro del motor de la bomba.
- Presentación de la solución.

III.2.7 Fase VII. Evaluación económica de la mejor solución planteada.

- Realizar inventario de los equipos y accesorios necesarios en el sistema de pasteurización, los que existen en planta y los que se deben adquirir.
- Investigar costos de los equipos, repuestos, accesorios y mano de obra calificada adicionales a los existentes en planta.
- Presentación de la evaluación económica de la mejor solución, tomando en cuenta la ganancia económica y los costos de inversión para el nuevo sistema.

III.3 TÉCNICA DE RECOLECCIÓN DE DATOS.

La información y los datos para desarrollar este proyecto se obtiene a través de la observación directa. Esta se realiza en la planta de la empresa Procesadora y Empacadora de Frutas Nirgua, por lo que aporta una información fehaciente. Otra técnica de recolección de datos la constituyen la información técnica obtenida de las personas involucrados con el proceso en planta, es decir, tanto como el personal profesional, administrativo, técnico y operador; quienes aportaran información relacionada con el proceso, además de todo el apoyo teórico que se presentan en diferentes bibliografías.

III.4 TÉCNICAS DE ANÁLISIS DE DATOS.

Una vez obtenida toda la información se procederá a determinar las variables importantes en el proceso, así como la realización de un estudio del proceso correspondiente a la solución planteada. Se hará una estimación de los costos de los equipos, repuestos y accesorios propuestos según el inventario de lo existente en planta y lo que se debe adquirir para la realización del diseño.

III.5 ASPECTOS ADMINISTRATIVOS.

Los aspectos administrativos se refieren a los recursos materiales, humanos y financieros que se utilizan en la elaboración de este proyecto.

- Recursos materiales: se emplea una computadora y una oficina, entre otros.
- Recursos humanos: se cuenta con el apoyo del personal técnico de la empresa.
- Recursos financieros: los gastos que pueda producirse durante el desarrollo de esta investigación, se financian por la empresa.

CAPÍTULO IV. DESARROLLO DEL TRABAJO.

IV.1 ANÁLISIS DEL SISTEMA DE PASTEURIZACIÓN ACTUAL.

El planteamiento del problema, tienen como objetivo las condiciones de operación del equipo. Se refleja una aceptable operación del pasteurizador en cuanto a las temperaturas que debe alcanzar el producto, tomando en consideración que el equipo existente tiene una de las más viejas tecnologías (pasteurización por carga). La producción es muy lenta (aproximadamente 0,37 kg/s) debido al tipo de pasteurización, capacidad del equipo y falta de automatización en el proceso, esto no significa que el producto final tenga baja calidad, pero hoy en día no es lo recomendado en los proceso de pasteurización.

IV.2 ALTERNATIVAS DE SOLUCIÓN.

Esta sección explica las restricciones y criterios que se deben verificar para generar las alternativas de solución al problema planteado.

IV.2.1 Restricciones.

Las condiciones de diseño de alternativas de solución que se deben tomar en cuenta para la realización del diseño son las siguientes:

- Conservar en el diseño el espacio físico disponible actual.

El espacio físico que ocupa actualmente los pasteurizadores en sala de producción, no se puede alterar drásticamente, es decir no mayor al espacio destinado por la planta (4m de largo X 4m de ancho X 3m de altura).

- Mantener la secuencia térmica del proceso.

La distribución mixta del sistema de pasteurización actual permite un mejor comportamiento global, es decir, no se debe modificar la secuencia de pasteurización: el producto se calienta hasta temperatura de pasteurización (desde 318 K hasta 365 K), luego se mantiene la temperatura de esta última por un tiempo determinado (300 segundos), después se enfría (hasta 277 K), todas las temperaturas deben ser iguales al proceso actual.

- Se debe incrementar la producción mínimo en un 100% con respecto a la producción actual.
- La implementación del proyecto debe considerar y permitir obtener un producto de alta calidad, garantizando el cumplimiento de las normas de estandarización del producto.

IV.2.2 Criterios.

Entre los criterios que se deben tomar en cuenta para el diseño del pasteurizador, se encuentran:

- Inversión inicial.

Para que la implementación del proyecto sea viable económicamente, es necesario que se reduzca al máximo el costo inicial que acarrea y de esta forma reducir los gastos que genera la puesta en marcha del proyecto.

- Mantenimiento.

Al reducir la complejidad del mantenimiento y mejorando su efectividad, se reducen los costos por servicio técnico y/o reemplazo de los equipos.

Beneficios económicos.

Si la implementación del proyecto es rentable, se puede obtener un ahorro significativo en los costos de producción.

IV.3 SOLUCIÓN DEL PROBLEMA.

De acuerdo a las restricciones, criterios planteados, la experiencia que tiene la empresa Procesadora y Empacadora de Frutas Nirgua y los asesores de la empresa en los sistemas de pasteurización, las soluciones viables para aumentar la producción de bebidas alimenticias son:

- Implementación de otro pasteurizador igual que trabaje en paralelo con el actual.
- Cambio del pasteurizador actual por uno igual de doble capacidad.
- Sustitución completa del pasteurizador actual (por carga) por un sistema de pasteurización HTST.

IV.3.1 Alternativa de solución Número 1: Implementación de otro pasteurizador igual que trabaje en paralelo con el actual.

Esta alternativa de solución comprende el uso del mismo pasteurizador por carga y la instalación de otro equipo igual de la misma capacidad. Esta solución aumentará la producción máximo en un 100 %, el mantenimiento se deberá incrementar al doble, ya que son dos equipos iguales y la calidad seguirá siendo la misma, pero aumenta el espacio físico (4m de ancho por 8m por 3m de altura) de largo, por esta razón, esta solución no será estudiada ni implementada.

IV.3.2 Alternativa de solución Número 2: Cambio del pasteurizador actual por uno similar de doble capacidad.

La alternativa número 2, se trata de la instalación de un pasteurizador de doble capacidad, eliminando el actual, cumpliendo con las condiciones anteriores pero con mayor caudal de producto y servicio, esta solución tendrá un mantenimiento muy parecido al anterior y la calidad del producto será igual, la producción solo aumentará en un 100 %, pero este equipo ocuparía un espacio físico que la empresa no desea (6m de ancho por 6m de largo por 3m de altura), por eso esta solución no se tomará en cuenta para desarrollar los cálculos y especificaciones necesarias.

IV.3.3 Alternativa de solución Número 3: Sustitución completa del pasteurizador actual (por carga) por un sistema de pasteurización HTST.

La alternativa número 3, la sustitución del equipo actual por un pasteurizador HTST, cumpliendo con las condiciones anteriores pero con mayor caudal de producto. Esta solución tendrá un mantenimiento al finalizar la jornada total de trabajo y la calidad del producto será igual o superior, ya que sus condiciones de higiene son mejores, la producción será aumentada en más del 100%, ya que este equipo ocuparía un espacio físico igual o menor que la empresa dispone y según los criterios del personal técnico, la inversión inicial se encuentra en los parámetros de aceptación de la empresa y la ganancia aumentaría notablemente, por eso esta solución se tomará en cuenta para desarrollar los cálculos y especificaciones necesarias.

IV.4 SELECCIÓN DE LA MEJOR SOLUCIÓN PLANTEADA.

De las alternativas de solución mostradas anteriormente y de acuerdo a las restricciones y criterios planteados, la mejor solución planteada es la alternativa de solución número 3: sustitución completa del pasteurizador actual (por carga) por un sistema de pasteurización HTST y por decisión de la alta gerencia en conjunto con los

asesores de pasteurización de la empresa, se estableció que el pasteurizador que se diseñará, trabajará con un intercambiador de calor marca APV, modelo R5, ya que la planta tiene un marco completo con tres separadores de este tipo en el almacén de repuestos y equipos.

IV.5 EVALUACIÓN TÉCNICA DE LA MEJOR SOLUCIÓN.

En esta sección se diseñan las especificaciones de operación de la alternativa de solución número 3: sustitución completa del pasteurizador actual (por carga) por un sistema de pasteurización HTST.

IV.5.1 Descripción del proceso.

El proceso de pasteurización HTST, se presenta como en la descripción explicada en el capítulo II. El producto crudo llega al tanque de balance, luego entra al intercambiador de calor a la zona de regeneración para ser precalentado, posteriormente se dirige a la zona de calentamiento para alcanzar la temperatura de pasteurización, de allí pasa por el tubo de retención, manteniendo la temperatura de pasteurización por trescientos (300) segundos. El producto pasteurizado regresa a la zona de regeneración para ser preenfriado, luego a la zona de enfriamiento 1 y finalmente pasa a la zona de enfriamiento 2 (ver figura II.1) para alcanzar la temperatura final del producto en el proceso y salir del sistema.

En la tabla IV.1 se señala el caudal de producción actual y el requerido, con el respectivo porcentaje de aumento de producción.

IV.5.2 Especificaciones del proceso y diseño.

Para realizar este diseño es necesario establecer las especificaciones técnicas de los fluidos y equipos que interviene en el proceso, ya sean valores que se tienen o

valores que se calculan, estas especificaciones son propiedades físicas, mecánicas, termodinámicas, etc.

Tabla IV.1 Especificaciones de cambios de caudal.

Pasteurizador por carga caudal actual (kg / s)	Pasteurizador HTST caudal de diseño (kg / s)	Aumento de caudal (%)
0,37	1,11	200

Fuente: Proyectos y planificación de Procesadora y Empacadora de Frutas Nirgua.

IV.5.3 Rapidez de transferencia de calor en cada zona del pasteurizador.

El cálculo de la rapidez de transferencia de calor, se debe realizar para cada una de las cuatro secciones; el calor que cede un fluido es igual al calor que absorbe el otro fluido.

Ya que las bebidas alimenticias y las aguas de servicio son fluidos incompresibles, se utiliza la ecuación 2.3 para determinar la rapidez de transferencia de calor.

$$\dot{Q} = \dot{m} \cdot C_p \cdot \Delta T$$

De la tabla IV.2 se obtienen, los flujos másicos, calores específicos, densidades, temperaturas de la bebida alimenticia y los servicios de agua caliente, agua de torre y agua fría. Introduciendo los valores en la ecuación 2.3, se determinan los valores de la rapidez de transferencia de calor para cada zona, faltando por conocer las temperaturas de salida de los servicios y el producto pasteurizado en la zona de regeneración.

Tabla IV.2 Especificaciones del flujo másico, calor específico, densidad y temperatura de los fluidos.

Zona	Fluido	\dot{m} (kg / s)	C_p (J / kg K)	ρ (kg / m ³)	T (K)
Regeneración	Producto crudo	1,11	3.800	1.050	Entrada: 318
					Salida: 352
	Producto pasteurizado	1,11	3560	1.080	Entrada: 365
Calentamiento	Producto crudo	1,11	3.800	1.050	Entrada: 351
					Salida: 365
	Agua caliente	5,17	4.205	963	Entrada: 368
Enfriamiento 1	Producto crudo	1,11	3.560	1.080	Entrada: 329
					Salida: 306
	Agua de torre	7,50	4.180	993	Entrada: 300
Enfriamiento 2	Producto crudo	1,11	3.560	1.080	Entrada: 306
					Salida: 277
	Agua fría	12,50	4.200	1.000	Entrada: 274

Fuente: Laboratorio de control de calidad de Procesadora y Empacadora de Frutas Nirgua.

A manera de ejemplo de cálculo, se determinará la rapidez de transferencia de calor de la bebida alimenticia para el intercambiador de calor en la zona de calentamiento.

$$\dot{Q} = (1,11 \text{ kg / s}) \cdot (3.800 \text{ J / kg K}) \cdot (365 \text{ K} - 351 \text{ K})$$

dando como resultado:

$$\dot{Q} \cong 59.111W$$

De este modo se realizarán los cálculos de la rapidez de transferencia de calor para el producto en las distintas zonas del pasteurizador, menos producto pasteurizado en la zona de regeneración, los resultados se presentan en la tabla IV.3.

Tabla IV.3 Rapidez de transferencia de calor del pasteurizador.

Zona	Fluido	\dot{Q} (W)
Regeneración	Producto crudo	143.556
Calentamiento	Producto crudo	59.111
Enfriamiento 1	Producto pasteurizado	90.978
Enfriamiento 2	Producto pasteurizado	114.711

Fuente: Elaboración propia.

IV.5.4 Temperaturas de salida faltantes.

El cálculo de las temperaturas de salidas de los fluidos de servicios en cada zona respectiva y producto pasteurizado en la zona de regeneración en el pasteurizador, se realiza sustituyendo los valores en la ecuación 2.3, donde los valores de transferencia de calor se obtienen de la tabla IV.3, de la tabla IV.2 se obtiene el flujo másico, calores específicos y temperaturas de entrada.

A continuación se presenta en forma de ejemplo de cálculo para las zonas de regeneración y calentamiento, se determina la temperatura de salida del agua caliente de la zona de calentamiento.

$$59.111 \text{ W} = (5,17 \text{ kg / s}) \cdot (4.205 \text{ J / kg K}) \cdot (368 \text{ K} - T_{cs})$$

despejando la temperatura de salida del fluido caliente, se obtiene:

$$T_{cs} = 365,28K$$

Se determinan las temperaturas de salida del producto pasteurizado en la zona de regeneración.

En forma de ejemplo para la zona de enfriamiento 1 y enfriamiento 2, se determina la temperatura de salida del agua de torre de la zona de enfriamiento 1.

$$90.078 \text{ W} = (7,50 \text{ kg / s}) \cdot (4.180 \text{ J / kg K}) \cdot (T_{fs} - 300 \text{ K})$$

despejando la temperatura de salida del agua de torre, se obtiene:

$$T_{fs} = 365,28K$$

Se determinan las temperaturas de salida de agua fría.

En la tabla IV.4 se presentan las temperaturas de salida del agua caliente, agua de torre, agua fría y producto pasteurizado solo de la zona de regeneración.

Tabla IV.4 Temperaturas de salida faltantes.

Fluido	Producto pasteurizado (zona de regeneración)	Agua caliente	Agua de torre	Agua fría
Temperatura de salida (K)	329,78	365,28	302,90	276,18

Fuente: Elaboración propia.

IV.5.5 Cálculo de la diferencia media logarítmica de temperatura (DMLT).

La diferencia media logarítmica para el pasteurizador en cada una de sus secciones se calcula con la ecuación 2.15.

$$DMLT = \frac{(T_{ce} - T_{fs}) - (T_{cs} - T_{fe})}{\ln\left(\frac{T_{ce} - T_{fs}}{T_{cs} - T_{fe}}\right)}$$

Los valores de las temperaturas de entrada y salida de los fluidos en cada zona del pasteurizador, se consiguen en la tabla IV.2 y tabla IV.4. A continuación se indica un ejemplo de cálculo de diferencia media logarítmica para la zona de regeneración.

$$DMLT = \frac{(365K - 352K) - (329,78K - 318K)}{\ln\left(\frac{365K - 352K}{329,78K - 318K}\right)}$$

quedando como resultado:

$$DMLT = 11,82K$$

Se determina la diferencia media logarítmica en cada zona del pasteurizador. Dichos resultados se presentan a continuación en la tabla IV.5.

Tabla IV.5 Diferencia media logarítmica de cada zona del pasteurizador.

Zona	Regeneración	Calentamiento	Enfriamiento 1	Enfriamiento 2
DMLT (K)	11,82	7,23	13,67	11,68

Fuente: Elaboración propia.

IV.5.6 Factor de corrección de la diferencia media logarítmica de temperatura.

Para un intercambiador de calor de flujo cruzado y uno de casco y tubos de pasos múltiples, el factor de corrección es menor que la unidad; es decir, $f \leq 1$. El valor límite de $f_C = 1$ corresponde al intercambiador de calor de flujo paralelo en contraflujo, como es el caso de este diseño [4].

IV.5.7 Número de Reynolds en el intercambiador de calor de placas.

El número de Reynolds en los intercambiadores de calor de placas, se debe calcular tomando en cuenta el fluido que pasa entre cada par de placas, para esto es necesario establecer la posible distribución de los fluidos que debe llevar cada zona como se muestra en la figura D.9 del apéndice, luego realizar el resto de los cálculos necesarios y verificar que la distribución seleccionada sea la adecuada evaluando las cantidades de placas que lleva el equipo.

Primero se conocen las dimensiones y características de las placas del intercambiador de calor marca APV, Modelo R5, los cuales se establecen en la tabla IV. 6, luego en la tabla IV.7 se describe el arreglo de distribución de cada fluido en cada zona del sistema seleccionado por los asesores de proyectos y planificación de Procesadora y Empacadora de Frutas Nirgua.

Para conocer el flujo másico que pasa entre cada par de placas, se determina con la ecuación 2.22, donde el número de pases se encuentran en la tabla IV.7.

$$\dot{m}_{pp} = \frac{\dot{m}}{n^{\circ} \text{ pases}}$$

Tabla IV.6 Características de las placas de los intercambiadores de calor marca APV.

Modelo de placa	Placa R5
Área proyectada por placa (m²)	0,4248
Área efectiva por placa (m²)	0,5203
Espacio entre placas (m)	0,0014
Espesor de placa (m)	0,0009
Largo de placa (m)	1,20
Ancho de placa (m)	0,4175
Material de placa	Acero inoxidable 316L
Conductividad térmica (W / m K)	16,26

Fuente: Fabricantes de Intercambiadores de Calor APV (APV Dairy Handbook).

Se presenta a continuación un ejemplo de cálculo de flujo másico de agua caliente entre placas en la zona de calentamiento.

$$\dot{m}_{pp} = \frac{5,17 \text{ kg / s}}{7}$$

dando como resultado:

$$\dot{m}_{pp} = 0,7381 \text{ kg / s}$$

Tabla IV.7 Distribución de los fluidos del intercambiador de calor de placas

Zona	Fluido	Pasos	Pases
Regeneración	Producto crudo	3	6
	Producto pasteurizado	3	6
Calentamiento	Producto crudo	1	6
	Agua caliente	1	7
Enfriamiento 1	Producto pasteurizado	1	10
	Agua de torre	1	10
Enfriamiento 2	Producto pasteurizado	1	17
	Agua fría	1	17

Fuente: Elaboración propia.

Se calculan los flujos máxicos entre placas para cada fluido en cada zona, estos valores se encuentran en la tabla IV.8.

Con los valores de los flujos máxicos que circulan por cada par de placas, los cuales se encuentran en la tabla IV.8, las viscosidades respectivamente en la tabla IV.9, el espesor entre placas y el ancho de la placa donde circula el fluido, se encuentran en la tabla IV.6, se procede a calcular el número de Reynolds en cada zona del sistema por fluido, haciendo uso de la ecuación 2.12.

$$Re = \frac{2 \cdot \dot{m}_{PP}}{v \cdot (Eep + b)}$$

Tabla IV.8 Flujo másico de vapor entre placas.

Zona	Fluido	\dot{m}_{PP} (kg / s)
Regeneración	Producto crudo	0,1852
	Producto pasteurizado	0,1852
Calentamiento	Producto crudo	0,1852
	Agua caliente	0,7381
Enfriamiento 1	Producto pasteurizado	0,1111
	Agua de torre	0,7500
Enfriamiento 2	Producto pasteurizado	0,0654
	Agua fría	0,7353

Fuente: Elaboración propia.

Se determina el número de Reynolds para el producto crudo en la zona de regeneración.

Se sustituye los valores en la ecuación anterior,

$$Re = \frac{2 \cdot (0,1852 \text{ kg / s})}{(0,00751 \text{ kg / m} \cdot \text{s}) \cdot (0,0014 \text{ m} + 0,4175 \text{ m})}$$

quedando como resultado:

$$Re = 117,73$$

Tabla IV.9 Viscosidad absoluta, calor específico y conductividad térmica de los fluidos.

Zona	Fluido	ν (kg / m s)	C_p (J / kg K)	K (W / m K)
Regeneración	Producto crudo	0,00751	3.800	0,48846
	Producto pasteurizado	0,035	3.560	0,4652
Calentamiento	Producto crudo	0,01101	3.800	0,55824
	Agua caliente	0,00031	4.205	0,67454
Enfriamiento 1	Producto pasteurizador	0,08545	3.560	0,40705
	Agua de torre	0,00071	4.180	0,5815
Enfriamiento 2	Producto pasteurizado	0,17375	3.560	0,3489
	Agua fría	0,0017	4.200	0,48846

Fuente: Laboratorio de control de calidad de Procesadora y Empacadora de Frutas Nirgua.

En cada fluido, se calculan el número de Reynolds para cada zona y fluido, estos valores se presentan en la tabla IV.10.

IV.5.8 Número de Prandtl de los fluidos.

El número de Prandtl se calcula haciendo uso de la ecuación 2.13:

$$Pr = \frac{\nu \cdot C_p}{K_{Fl}}$$

Tabla IV.10 Número de Reynolds para cada fluido y zona.

Zona	Fluido	Re
Regeneración	Producto crudo	117,73
	Producto pasteurizado	25,26
Calentamiento	Producto crudo	80,30
	Agua caliente	11.367,64
Enfriamiento 1	Producto pasteurizador	6,21
	Agua de torre	5.043,39
Enfriamiento 2	Producto pasteurizado	1,80
	Agua fría	2.065,06

Fuente: Elaboración propia.

Los valores de viscosidad absoluta, calor específico y conductividad térmica de los fluidos se encuentran en la tabla IV.9, se presenta a continuación un ejemplo de cálculo para los valores de agua de torre en la zona de enfriamiento 1 (ver Tabla A.1 del apéndice).

$$Pr = \frac{(0,08545 \text{ kg} / \text{m} \cdot \text{s}) \cdot (3.560 \text{ J} / \text{kg} \cdot \text{K})}{(0,40705 \text{ W} / \text{m} \cdot \text{K})}$$

dando como resultado:

$$Pr = 5,10$$

Luego los valores de los números de Prandtl se muestran en la tabla IV.11:

Tabla IV.11 Número de Prandtl para cada fluido y zona.

Zona	Fluido	Pr
Regeneración	Producto crudo	58,42
	Producto pasteurizado	267,84
Calentamiento	Producto crudo	74,95
	Agua caliente	1,93
Enfriamiento 1	Producto pasteurizador	747,33
	Agua de torre	5,10
Enfriamiento 2	Producto pasteurizado	1.772,86
	Agua fría	14,62

Fuente: Elaboración propia.

IV.5.9 Diámetro hidráulico de los fluidos dentro del intercambiador de calor.

El diámetro hidráulico por donde pasa el fluido entre placas, se calcula por medio de la ecuación 2.10, este valor es el mismo para todos los fluidos y zonas del equipo que circulan entre placas.

$$Dh = \frac{2 \cdot Eep \cdot b}{Eep + b}$$

Sustituyendo los valores en la ecuación 2.10 los cuales se encuentran en la tabla IV.6:

$$Dh = \frac{2 \cdot (0,0014m) \cdot (0,4175m)}{0,0014m + 0,4175m}$$

se obtiene:

$$Dh = 0,00279064m$$

V.5.10 Número de Nusselt.

El número de Nusselt se determina de dos maneras según el número de Reynolds. La primera manera es para fluidos con un número de Reynolds mayor a 2.300, como es el caso del agua caliente y el agua de torre:

Con la ecuación 2.7 se calcula primero el factor de fricción:

$$f_{NU} = [0,790 \ln(\text{Re}) - 1,64]^{-2}$$

Luego el número de Nusselt se calcula con la ecuación 2.8:

$$NU = \frac{(f_{NU}/8) \cdot (\text{Re} - 1000) \cdot \text{Pr}}{1 + 12,7 \cdot (f_{NU}/8)^{1/2} \cdot (\text{Pr}^{2/3} - 1)}$$

Los números de Prandtl se consiguen en la tabla IV.11 y los números de Reynolds se consiguen en las tablas IV.10.

Se presentan a continuación un ejemplo de cálculo de factor de fricción y el número de Nusselt del agua caliente.

$$f = [0,790 \ln(11.367,64) - 1,64]^2$$

dando como resultado:

$$f = 0,0304$$

$$NU = \frac{(0,0304/8) * (11.367,64 - 1000) * 1,93}{1 + 12,7 * (0,0304/8)^{1/2} * (1,93)^{2/3} - 1}$$

quedando como resultado:

$$NU = 53,144$$

La segunda manera es para fluidos con un número de Reynolds menor a 2.300, como es el caso de los otros fluidos, bajo la ecuación 2.9:

$$NU = 7,54 + \frac{0,03 * (Dh/b) * Re. * Pr}{1 + 0,016 [(Dh/b) * Re. * Pr]^{2/3}}$$

Se determina el número de Nusselt para el producto crudo en la zona de regeneración, los valores de número de Reynolds están en la tabla IV.10, el diámetro hidráulico se calculó anteriormente y es el mismo en todas las zonas, y por ultimo, el número de Prandtl se encuentra en la tabla IV.11.

$$NU = 7,54 + \frac{0,03 * (0,00279064m/0,4175m) * (117,73) * (58,42)}{1 + 0,016 [(0,00279064m/0,4175m) * (117,73) * (58,42)]^{2/3}}$$

dando como resultado:

$$NU = 8,228$$

De este modo se realizarán todos los cálculos de los números de Nusselt, para cada fluido en cada zona, y los resultados se presentan en la tabla IV.12.

Tabla IV.12 Número de Nusselt para cada fluido y zona.

Zona	Fluido	NU
Regeneración	Producto crudo	8,228
	Producto pasteurizado	8,222
Calentamiento	Producto crudo	8,177
	Agua caliente	53,144
Enfriamiento 1	Producto pasteurizador	8,083
	Agua de torre	8,843
Enfriamiento 2	Producto pasteurizado	7,963
	Agua fría	8,932

Fuente: Elaboración propia.

IV.5.11 Convección térmica entre fluido y placa.

El cálculo de la convección se debe calcular para cada fluido y zona del intercambiador de calor. Para calcular la convección es preciso utilizar la ecuación 2.6:

$$h_{Ci} = \frac{K_{FL} \cdot NU}{Dh}$$

Los valores de la conductividad térmica, número de Nusselt, se encuentran en las tablas IV.9 y IV.12 respectivamente, el valor del diámetro hidráulico es conocido, a continuación se explica como ejemplo el cálculo de la convección del producto en la zona de enfriamiento 2.

$$h_{Ci} = \frac{(0,3489W / m \cdot K) \cdot (7,963)}{(0,00279064m)}$$

quedando como resultado:

$$h_{Ci} = 995,63W / m^2 \cdot K$$

De la misma manera se calculan los resultados de la convección de cada una de las cuatro zonas, los cuales se presentan en la tabla IV.13.

IV.5.12 Coeficiente global de transferencia de calor.

Para determinar el coeficiente global de transferencia de calor, se debe conocer la convección entre los fluidos y la placa, así como la conductividad térmica de la placa y el espesor de la placa, estos valores se encuentran en la tabla IV.13, IV.9 y IV.6 respectivamente, usando la ecuación 2.5:

$$\frac{1}{U_T} = \frac{1}{h_{C1}} + \frac{Ep}{K_{PL}} + \frac{1}{h_{C2}}$$

A manera de ejemplo se su sustituyen los valores correspondientes a la zona de enfriamiento 2 en la ecuación anteriormente descrita.

$$\frac{1}{U_T} = \frac{1}{7,963W / m^2 \cdot K} + \frac{0,0009m}{16,26W / m \cdot K} + \frac{1}{8,932W / m^2 \cdot K}$$

despejando el coeficiente global de transferencia de calor, se obtiene:

$$U_T = 588,448W / m^2 \cdot K$$

Tabla IV.13 Convección de cada fluido - placa de cada zona.

Zona	Fluido	h_c (W / m ² K)
Regeneración	Producto crudo	8,228
	Producto pasteurizado	8,222
Calentamiento	Producto crudo	8,177
	Agua caliente	53,144
Enfriamiento 1	Producto pasteurizador	8,083
	Agua de torre	8,843
Enfriamiento 2	Producto pasteurizado	7,963
	Agua fría	8,932

Fuente: Elaboración propia.

Se determina el coeficiente global de transferencia de calor en cada zona del sistema. Estos datos obtenidos, se presentan en la tabla IV.14.

IV.5.13 Área de transferencia de calor y número de placas en cada zona del pasteurizador.

Con la ecuación 2.4 se calcula el área de transferencia de calor:

$$\dot{Q} = U_T \cdot A_{tc} \cdot DMLT \cdot f_c$$

Para calcular el número total de placas en cada zona de intercambio térmico se le deben restar las placas de los extremos debido a que no existe transferencia de calor en estas (ver figura D.9 del apéndice), por lo cual se calcula con la ecuación 2.14,:

$$A_{tc} = A_{ep}(N_T - 2)$$

Tabla IV.14 Coeficiente global de transferencia de calor.

Zona	Regeneración	Calentamiento	Enfriamiento 1	Enfriamiento 2
UT (W / m ² K)	675,968	1.343,070	691,484	588,448

Fuente: Elaboración propia.

Los valores de la rapidez de transferencia de calor se consiguen en la tabla IV.3, en la tabla IV.14 se consiguen los valores de coeficiente de global, la diferencia media logarítmica se encuentran en la tabla IV.5, y el valor del área efectiva por placa se consigue en la tabla IV.6.

Se presenta a continuación un ejemplo de cálculo de área de transferencia de calor y el número de placas de la zona de regeneración para el diseño.

$$143.556W = (675,968W / m^2 \cdot ^\circ C) \cdot A_{tc} \cdot (11,82^\circ C) \cdot (1)$$

despejando el área de transferencia de calor, se obtiene:

$$A_{TC} = 17,97m^2$$

$$17,97 m^2 = (0,5203 m^2) \cdot (NT-2)$$

despejando, el número de placas se obtiene:

$$N_T \cong 37 \text{ Placas}$$

Se calcula el área de transferencia de calor y número total de placas de cada zona del intercambiador de calor de placas, estos valores se encuentran en la tabla IV.15 que se presenta a continuación:

Tabla IV.15 Área de transferencia de calor y número total de placas por zona del intercambiador de calor de placas.

Zona	Regeneración	Calentamiento	Enfriamiento 1	Enfriamiento 2
A_{tc}	17,967	6,087	9,625	16,690
N_T	37	14	21	35

Fuente: Elaboración propia.

El número total de placas por zona coincide con el arreglo de distribución de fluidos seleccionado, el cual se encuentra en la figura D.9 del apéndice como se estableció.

IV.5.14 Longitud del tubo de retención.

Con la densidad y flujo másico del producto en la zona de calentamiento de la tabla IV.2 y la ecuación 2.1 se calcula el flujo volumétrico de producto.

$$\rho = \frac{\dot{m}}{\dot{V}}$$

$$(1.050 \text{ kg} / \text{m}^3) = \frac{(1,11 \text{ kg} / \text{s})}{\dot{V}}$$

$$1050 \text{kg} / \text{m}^3 = \frac{1,1 \text{kg} / \text{s}}{\dot{V}}$$

dando como resultado:

$$\dot{V} = 0,00105 \text{m}^3 / \text{s}$$

Luego la longitud del tubo de retención para 300 segundos (5 minutos) y una tubería de diámetro nominal de 3", es decir, diámetro interno de 0,0729m, se calcula con la ecuación 2.19:

$$\dot{V} = \frac{\pi \cdot \phi_r^2 \cdot l}{4 \cdot t}$$

sustituyendo los valores en la ecuación:

$$0,00105 \text{m}^3 / \text{s} = \frac{\pi \cdot (0,0729 \text{m})^2 \cdot l}{4 \cdot (300 \text{s})}$$

se obtiene:

$$l \cong 76 \text{m}$$

IV.5.15 Válvulas desviadoras.

Dentro del sistema de pasteurización se deben colocar dos válvulas desviadoras para el producto, las cuales reciben el fluido y lo envía al recorrido normal de producción o de retorno al tanque de balance, estas válvulas son neumáticas de simple efecto y se instalan normalmente hacia el tanque de balance.

La primera válvula de desviación es de 0,076 m (3") de diámetro, se ubica al final del tubo de retención antes de entrar a la zona de regeneración como producto pasteurizado, y se accionará para desviar el fluido a la zona de regeneración si recibe la señal neumática emitida por el operador o por que se encuentra en producción, pero en este caso la temperatura del producto es censado antes de llegar a la válvula, este envía la señal al control, el que verifica la temperatura y si tiene la temperatura de

pasteurización, envía una respuesta neumática a la válvula y el fluido es desviado a la zona de regeneración, en caso contrario es regresado al tanque de balance.

La segunda válvula de desviación es de dos pulgadas (2") de diámetro, se encuentra a la salida de producto de la zona de enfriamiento 2 (ver figura II.1), el tablero de control de esta válvula tiene dos posiciones, la primera que es retorno y el producto regresa hacia el tanque de balance, y la segunda que es producción, la cuál envía la señal neumática a la válvula para accionarse y desviar el producto al tanque de balance.

En la figura D.13 del apéndice se encuentra el sistema de control de ambas válvulas desviadora.

IV.5.16 Tanque de balance.

El tanque de balance se diseña tomando en cuenta tres aspectos, la capacidad de volumen y dimensiones, sistema de control de la bomba de producto preparado y bomba de producto crudo, además el nivel de producto se mide con un medidor de torre de nivel con tres sensores magnéticos.

La capacidad de volumen se selecciona, según el flujo másico de producción, en la tabla IV.16, se encuentra la capacidad de volumen del tanque de balance recomendado para los diferentes flujos volumétricos.

Con la ecuación 2.1, se calcula el flujo volumétrico de producción.

$$\rho = \frac{\dot{m}}{\dot{V}}$$

Tabla IV.16 Capacidad del tanque de balance y flujo volumétrico de producción.

Volumen (m ³)	0,105	0,200	0,300	0,600
\dot{V} (m ³ /s)	0,00027 – 0,00138	0,00138 – 0,00333	0,00333 – 0,00555	0,00555 – 0,00833

Fuente: Fabricantes de intercambiadores de calor APV (APV Dairy Handbook).

Con el flujo másico y la densidad que se encuentra en la tabla IV.1 y la tabla IV.2, se sustituyen en la ecuación 2.1 obteniéndose el flujo volumétrico, luego con este valor se evalúa en la tabla IV.16 y se selecciona la capacidad del tanque de balance.

$$(1.050 \text{ kg} / \text{m}^3) = \frac{(1,1 \text{ kg} / \text{s})}{\dot{V}}$$

despejando, da como resultado:

$$\dot{V} = 0,00105 \text{ m}^3 / \text{s}$$

Con el valor del flujo volumétrico, se selecciona un tanque de balance de 0,150m³, con las dimensiones descritas en la tabla IV.17, el cual se encuentra disponible en el almacén de la planta, y el dibujo de las dimensiones se encuentra en la figura D.11 apéndice.

El sistema de control de producto mezclado, es manipulado por un botón selector que tiene tres posiciones: apagado que es donde no hay funcionamiento ninguno, manual, que trata de accionar la bomba directamente, y automático que consiste en colocar el selector de la bomba en posición automática y accionar la bomba con el botón de inicio, comienza a llenar el tanque y apaga la bomba si este llega al nivel de 0,80m, luego se acciona automáticamente cuando al nivel de producto baja

hasta el nivel de 0,40m, y se apaga totalmente cuando se coloca el selector de la bomba de mezcla en posición de apagado.

Tabla IV.17 Dimensiones del tanque de balance

Radio del tanque de balance (m)	0,25
Altura efectiva del tanque de balance (m)	0,80
Altura superior del tanque de balance (m)	0,20
Altura inferior del tanque de balance (m)	0,15
Volumen efectivo del tanque de balance (m³)	0,15708

Fuente: Elaboración propia.

El sistema de control de producto crudo, funciona de manera similar al anterior, posición de apagado y manual trabajan igual, pero el de la posición del selector en automático funciona colocando el selector de la bomba en posición automática, se acciona el botón de inicio, la misma prende inmediatamente y se apaga si el nivel de producto llega a 0m y se vuelve a accionar automáticamente cuando llega al nivel de 0,40m, así sucesivamente hasta que el selector se vuelve a colocar en posición de apagado.

En la figura D.14 del apéndice, se encuentra el sistema de control de ambas bombas.

IV.5.17 Pérdidas de presión por las tuberías para producto.

Las pérdidas de presión en las tuberías se obtienen para los cuatro tramos diferentes: el primero es desde la bomba centrífuga hasta el equipo en la zona de regeneración como producto crudo, el segundo comienza en la salida de producto crudo de la zona de regeneración, hasta que entra a la zona de calentamiento, el tercero es el tubo de retención que comienza a la salida del producto pasteurizado de la zona de calentamiento y culmina, llegando a la válvula de desviación antes de entrar nuevamente a la zona de regeneración como producto pasteurizado, y el cuarto tramo, inicia desde que sale del pasteurizador de la zona de enfriamiento 2 y llega al tanque de almacenamiento (ver figura II.1).

Para calcular las pérdidas de tubería por tramo es necesario conocer la viscosidad del fluido, diámetro de la tubería y longitud del tramo, para buscarlo en el gráfico de pérdidas en las tuberías sanitarias para fluidos viscosos figura D.1 del apéndice. En la tabla IV.18 se encuentran los valores de la viscosidad, diámetro de la tubería y longitud de cada tramo.

Con el caudal de producción de la tabla IV.1 y la densidad de cada fluido en la tabla IV.2, se sustituyen en la ecuación 2.1 y se consiguen los valores de caudal de cada tramo.

$$\rho = \frac{\dot{m}}{\dot{V}}$$

En Forma de ejemplo se sustituyen los valores del tramo del tubo de retención.

$$(1.050kg / m^3) = \frac{(1,1kg / s)}{\dot{V}}$$

despejando, da como resultado:

$$\dot{V} = 0,00105m^3 / s$$

Tabla IV.18 Viscosidad del producto, diámetro de la tubería y longitud de la tubería.

Tramo	ν (kg / m s)	ϕ_T (m)	L_T (m)
Bomba centrífuga a la zona de regeneración	0,007	0,0508	6
Zona de regeneración a la zona de calentamiento	0,008	0,0508	2
Tubo de retención	0,015	0,0762	76
Zona de enfriamiento 2 al tanque de almacenamiento	0,250	0,0508	14

Fuente: Laboratorio de control de calidad de Procesadora y Empacadora de Frutas Nirgua.

Luego con los valores de viscosidad, diámetro de la tubería y flujo volumétrico se encuentra la pérdida de presión para cada metro del tramo, utilizando el mismo ejemplo anterior, se encuentra este valor y luego se obtiene la pérdida total por tubería en cada tramo.

Con:

$$\nu = 0,007 \text{ kg / m s (7cP)}$$

$$\phi_r = 0,0762 \text{ m (3")}$$

$$\dot{V} = 0,00105m^3 / s (16,77\text{gpm})$$

se leen en la gráfica de la figura D.1 del apéndice y se obtiene:

$$\Delta P_t = 158 \text{ Pa/m (0,007psig/pie)}$$

Con la ecuación 2.24, se sustituyen los valores:

$$\Delta P_T = L_T \cdot \Delta P_t$$

$$\Delta P_T = (76 \text{ m}) \cdot (158 \text{ Pa / m})$$

dando como resultado

$$\Delta P_T = 12.008 \text{ Pa}$$

Se obtienen las pérdidas totales por tuberías en cada tramo, estos valores obtenidos se encuentran en la tabla IV.19 al igual que el total de las pérdidas de presión por todas las tuberías del equipo.

IV.5.18 Pérdidas de presión por los codos de 90° para producto.

Para el cálculo de las pérdidas de presión en los codos, es necesario conocer la velocidad de cada fluido en la tubería, para calcular estos valores es necesario utilizar la ecuación 2.20, donde el flujo volumétrico se encuentra en la tabla IV.19.

$$\dot{V} = \frac{\pi \cdot \phi_T^2 \cdot V}{4}$$

Después con la ecuación 2.26, se consiguen los valores de los coeficientes de resistencia de los codos, donde los valores del factor de fricción se consiguen en la tabla IV.20.

$$K_C = 30 \cdot f_r$$

Con la ecuación 2.25, se consiguen los valores de las pérdidas de presión por codo.

$$\Delta P_C = \frac{K_C \cdot V^2 \cdot \rho}{2}$$

Tabla IV.19 Flujo volumétrico, pérdidas de la tubería por metro y por tramo.

Tramo	\dot{V} (m³/s)	ΔPt (Pa/m)	ΔPT (Pa)
Bomba centrífuga a la zona de regeneración	0,00102	450	2.700
Zona de regeneración a la zona de calentamiento	0,00102	450	900
Tubo de retención	0,00105	158	12.008
Zona de enfriamiento 2 al tanque de almacenamiento	0,00105	210	2.940
Pérdidas total por tuberías			18.548

Fuente: Elaboración propia.

Tabla IV.20 Factores de fricción para tuberías comerciales nuevas de acero.

ϕ_T m (pulg)	0,0508 (2)	0,0762 (3)
Factor de fricción	0,019	0,018

Fuente: Manual del instituto hidráulico.

Después con el valor de la pérdida de presión por codo, la cantidad de codos en cada tramo es establecida por el departamento de proyectos y planificación de la empresa Procesadora y Empacadora de Frutas Nirgua, y con la ecuación 2.29, se obtiene la pérdida de presión total por cada tramo de tubería.

$$\Delta P_{ct} = n^{\circ} \text{ de Codos. } \Delta P_C$$

Haciendo uso de los valores correspondientes al tramo del tubo de retención, se sustituyen en las ecuaciones 2.20 y 2.26, y se obtiene el valor de la pérdida de presión por codo, a manera de ejemplo.

$$(0,00105m^3 / s) = \frac{\pi \cdot (0,0762m) \cdot V}{4}$$

despejando el valor de la velocidad, se obtiene:

$$V=0,2302 \text{ m / s}$$

$$K_C = 30 \cdot (0,018)$$

quedando como resultado:

$$K_C = 0,54$$

Con el valor de la velocidad del fluido y el coeficiente de resistencia, se sustituyen en la ecuación 2.25:

$$\Delta P_C = \frac{(0,54) \cdot (0,2302m/s)^2 \cdot (1.080kg/m^3)}{2}$$

dando como resultado:

$$\Delta P_{ct} = 15,5 \text{ Pa}$$

Con este valor y la cantidad de codos por zona, se calcula la pérdida de presión total por cada tramo.

$$\Delta P_{ct} = (35) \cdot (15,5 \text{ Pa})$$

dando como resultado:

$$\Delta P_{ct} = 541 \text{ Pa.}$$

Se determinan las pérdidas de presión totales por codo en cada tramo, en la tabla IV.21 se encuentran los valores de velocidad del fluido, coeficiente de

resistencia, pérdida de presión por cada codo y pérdida de presión por codo total en cada tramo y pérdida de presión total por codos en el pasteurizador.

IV.5.19 Pérdidas de presión por las válvulas de desviación para producto.

Las pérdidas de presión por las válvulas de desviación para el producto; se obtienen aplicando el mismo método que emplea el manual del instituto hidráulico para válvulas de globo, esta se calcula con la ecuación 2.25:

$$\Delta P_{VD} = \frac{K_{VD} \cdot V^2 \cdot \rho}{2}$$

Para calcular estas pérdidas, los valores de la velocidad del fluido dentro del tubo se encuentran en la tabla IV.21 y los valores de los coeficientes de resistencia se obtienen de la figura D.2 del apéndice, donde se encuentra la gráfica de los coeficientes de resistencia en función del diámetro de la válvula de desviación.

A continuación se presenta en forma de ejemplo de cálculo de la pérdida de presión de la válvula de desviación en el tramo del tubo de retención.

$$\Delta P_{VD} = \frac{(6) \cdot (0,2301m/s)^2 \cdot (1.080kg/m^3)}{2}$$

dando como resultado:

$$\Delta P_{VD} = 172 \text{ Pa}$$

Se determina la pérdida de presión del tramo de la zona de enfriamiento 2 (ver figura II.1) hasta el tanque de almacenamiento de producto, en la tabla IV.22 se encuentra el coeficiente de resistencia, la pérdida de presión de las dos válvulas de desviación del sistema, al igual que la suma de las pérdidas de presión por las válvulas desviadoras.

Tabla IV.21 Velocidad, cantidad de codos, coeficiente de resistencia, pérdida de presión por codo, pérdida total por codos en cada tramo y pérdida total por codos.

Tramo	V (m / s)	Cantidad	K_C	ΔP_C (Pa /m)	ΔP_{ct} (Pa)
Bomba centrífuga a la zona de regeneración	0,503	4	0,57	76	304
Zona de regeneración a la zona de calentamiento	0,503	2	0,57	76	152
Tubo de retención	0,230	36	0,54	15	540
Zona de enfriamiento 2 al tanque de almacenamiento	0,518	8	0,57	83	664
Pérdidas total por codos					1.660

Fuente: Elaboración propia.

IV.5.20 Pérdidas de presión por los puertos del intercambiador de calor.

Otra de las pérdidas de presión que se deben tomar en cuenta son las pertenecientes a las entradas y salidas de los puertos del intercambiador de calor, este se calcula conociendo el flujo volumétrico de cada fluido que pasa por cada zona, estos valores se determinan con la siguiente ecuación 2.1:

$$\rho = \frac{\dot{m}}{\dot{V}}$$

Tabla IV.22 Coeficiente de resistencia, pérdida de presión por válvula de desviación, pérdida total de todas las válvulas desviadoras.

Tramo	KVD	ΔPVD (Pa)
Tubo de retención	6	172
Zona de enfriamiento 2 al tanque de almacenamiento	6,8	985
Pérdidas total por válvulas de desviación		1.157

Fuente: Elaboración propia.

Los valores de los flujos máscicos y las densidades se encuentran en la tabla IV.2.

Luego con el valor del flujo volumétrico se busca en la figura D.3 del apéndice, obteniéndose el valor del factor de fricción de los puertos, después se sustituyen los valores obtenidos, el número de pases de la zona y el fluido que se encuentran en la tabla IV.7 en la ecuación 2.30 y se determinan los valores de las pérdidas por puertos.

$$\Delta P_{Pu} = \frac{n^{\circ}_{pases} \cdot f_{Pu}}{100} + f_{Pu}$$

En Forma de ejemplo se calcula la pérdida por puerto de la zona de enfriamiento 2 para el agua de torre de la ecuación 2.1:

$$(993kg / m^3) = \frac{(7,50kg / s)}{\dot{V}}$$

despejando, da como resultado:

$$\dot{V} = 0,00755m^3 / s \text{ (5.981,03 gal Uk/hr)}$$

Con el valor del flujo volumétrico, se obtiene de la figura D.3 del apéndice el valor del factor de fricción de los puertos:

$$f_{Pu} = 700 \text{ Pa (0,1 psig)}$$

ahora se sustituyen los valores en esta ecuación:

$$\Delta P_{Pu} = \frac{10 \cdot (700)}{100} + (700)$$

quedando como resultado:

$$\Delta P_{Pu} = 770 \text{ Pa (0,11 psig)}$$

Se obtienen los valores del flujo volumétrico, factor de fricción por puerto y la pérdida de presión por puertos de cada zona, estos valores se encuentran en la tabla IV.23.

IV.5.21 Pérdidas de presión por zonas del intercambiador de calor.

Cada vez que el fluido pasa por una zona del intercambiador de calor, este sufre también una pérdida de presión, la cual depende del flujo volumétrico que pasa por cada par de placa y el número de pasos.

Con la ecuación 2.23, se calcula el flujo volumétrico entre cada par de placas, luego con este valor se busca la pérdida de presión entre cada par de placas en la figura D.4 del apéndice.

$$\dot{V}_{PP} = \frac{\dot{V}}{n^{\circ} \text{pases}}$$

Luego de tener la pérdida de presión entre cada par de placas, se consigue la pérdida total de presión del fluido por zona con la ecuación 2.31, en el caso que la pérdida de presión sea menor a 0,00689 bar (0,1 psig) se considera el valor aproximado a cero (0).

$$\Delta P_z = n^\circ \text{pasos} \cdot \Delta P_{pl}$$

Los valores de los flujos volumétricos se encuentran en la tabla IV.23 y los de la pérdida de presión de cada par de placas en la figura D.4 del apéndice.

En forma de ejemplo, utilizando la ecuación 2.23 se procede a calcular el valor de la pérdida de presión para el agua de torre en la zona de enfriamiento 1 (ver figura II,1).

$$\dot{V}_{pp} = \frac{(0,00755m^3 / s)}{10}$$

dando como resultado:

$$\dot{V}_{pp} = 0,000755m^3 / s (598,11 \text{ gal Uk/hr})$$

Con este valor se busca el valor de la pérdida de presión de cada par de placas en la figura D.4 del apéndice y se obtiene:

$$\Delta P_{pl} = 25.500 \text{ Pa (3,7 psig)}$$

Luego se calcula la pérdida de presión por zona:

$$\Delta P_z = (1) \cdot (25.500Pa)$$

quedando como resultado:

$$\Delta P_z = 25.500Pa (3,7 \text{ psig})$$

Tabla IV.23 Flujo volumétrico, factor de fricción de puertos y pérdida de presión por puertos de entradas y salidas de cada zona para cada fluido.

Zona	Fluido	\dot{V} (m ³ /s)	f_P (Pa)	ΔP_{Pu} (Pa)
Regeneración	Producto crudo	0,00106	0	0
	Producto pasteurizado	0,00103	0	0
Calentamiento	Producto crudo	0,00106	0	0
	Agua caliente	0,00537	6.200	6.640
Enfriamiento 1	Producto pasteurizador	0,00103	0	0
	Agua de torre	0,00755	700	760
Enfriamiento 2	Producto pasteurizado	0,00103	0	0
	Agua fría	0,01250	1.200	1.450

Fuente: Elaboración propia.

Se obtienen los valores de flujos volumétricos entre cada par de placas, la pérdida de presión entre cada par de placas y la pérdida de presión de cada fluido en cada zona, estos valores se encuentran en la tabla IV.24.

IV.5.22 Pérdidas de presión totales del producto en el pasteurizador.

Para conocer las pérdidas totales del producto desde que sale del tanque de balance, el cual tiene la bomba conectada directamente, hasta que llega al tanque de almacenamiento, se deben sumar las pérdidas del producto por tuberías (tabla IV.19), por codos (tabla IV.21), por válvulas de desviación (IV.22), por puertos (tabla IV.23) y por cada zona por donde pasa el producto (tabla IV.24), este resultado se obtiene con la ecuación 2.32:

$$\Delta P_{Pr\ oducto} = \Delta P_{TT} + \Delta P_{pc} + \Delta P_{VD} + \sum \Delta P_{Pu\ (producto)} + \sum \Delta P_{Z\ (producto)}$$

Se sustituyen los valores ya conocidos en la ecuación:

$$\begin{aligned} \Delta P_{Pr\ oducto} &= (18.548Pa) + (1.660Pa) + (1.157Pa) + (0Pa) \\ &+ (12.400Pa) + (12.400Pa) + (11.000Pa) + (11.000Pa) + (11.0000Pa) \end{aligned}$$

dando como resultado:

$$\Delta P_{Pr\ oducto} \cong 80.000Pa$$

IV.5.23 Bomba de producto.

La empresa dispone en almacén de dos bombas iguales marca APV CREPACO, modelo 8V2, con los datos técnicos descritos en la figura D.5 del apéndice.

La bomba de producto se adapta al sistema de pasteurización tomando en cuenta, las pérdidas que sufre el fluido en su trayectoria, viscosidad del producto al pasar por la bomba, el caudal y las curvas de la bomba. Como ya se tiene la bomba, se adapta la misma a este sistema de pasteurización, En la tabla IV. 25 se tienen los datos de la bomba y valores de trabajo.

Tabla IV.24 Flujo volumétrico entre cada par de placas, pérdida de presión entre cada par de placas y pérdida de presión para cada fluido en cada zona.

Zona	Fluido	\dot{V}_{PP} (m ³ / s)	ΔP_{PI} (Pa)	ΔP_Z (Pa)
Regeneración	Producto crudo	0,000177	4.100	12.400
	Producto pasteurizado	0,000172	4.100	12.400
Calentamiento	Producto crudo	0,000177	11.000	11.000
	Agua caliente	0,000767	25.500	25.500
Enfriamiento 1	Producto pasteurizador	0,000103	11.000	11.000
	Agua de torre	0,000755	25.500	25.500
Enfriamiento 2	Producto pasteurizado	0,000061	11.000	11.000
	Agua fría	0,000735	24.800	24.800

Fuente: Elaboración propia.

En la figura D.6 del apéndice, se encuentra la gráfica de corrección de líquidos viscosos, donde se consiguen los valores de los coeficientes de caudal volumétrico y altura del producto a agua, con el caudal de trabajo, pérdidas del fluido, viscosidades, con estos valores se introducen en la ecuación 2.34 y se obtiene el caudal de trabajo con agua, y con la ecuación 2.35 se obtiene la altura de trabajo con agua.

Con los valores que se presentan en la tabla IV.25, se obtienen los valores del coeficiente de caudal volumétrico y altura, estos valores se presentan en la tabla IV.26.

$$Q_w = \frac{Q_R}{C_Q}$$

$$H_w = \frac{H_R}{C_H}$$

Tabla IV.25 Punto de trabajo y características de la bomba de producto.

Caudal de trabajo, m³ / s (m³ / h)	0,00105 (3,81)
Pérdidas totales, Pa (bar)	80.000 (0,8)
Viscosidad, kg / m s (SSU)	0,00751 (800)
Velocidad de giro, rpm	3.500
Frecuencia, Hz	60
Diámetro de entrada, m (pulg)	0,051 (2)
Diámetro de salida, m (pulg)	0,076 (3)
Motor, Hp	15
Diámetro del rodete, m (pulg)	0,1905 (7,5)

Fuente: APV CREPACO, INC. SPECIFIC DATA SHEET y elaboración propia.

Tabla IV.26 Coeficiente de caudal volumétrico y altura.

C_Q	0,46
C_H	0,84

Fuente: Manual del instituto hidráulico.

Luego se sustituyen los valores de la tabla IV.25 y IV.26 en la ecuación 2.34 y ecuación 2.35:

$$Q_w = \frac{0,00105m^3 / s}{0,46}$$

$$H_w = \frac{8m}{0,84}$$

dando como resultado:

$$Q_w = 0,0024m^3 / s(8,28m^3 / h)$$

$$H_w = 9,52m$$

Con la ecuación 2.36, y asignándole valores de caudal de ensayo, se obtiene la curva de isoeficiencia, la cual se presenta en la tabla IV.27.

$$H_E = \frac{H_w}{Q_w^2} \cdot Q_E^2$$

sustituyendo los valores de caudal y altura de trabajo, se obtiene:

$$H_E = \frac{9,52m}{(8,28m^3 / h)^2} \cdot Q_E^2$$

Tabla IV.27 Curva de isoeficiencia de la bomba de producto.

$Q_E (m^3/h)$	5	10	15	20	25
$Q_E (m^3/s)$	0,001388	0,00277	0,004166	0,0055	0,006944
$H_E (m)$	3,47	13,89	31,24	55,54	86,79

Fuente: Elaboración propia.

Con la curva de isoeficiencia y las curvas de la bomba que se encuentran en la figura D.5 del apéndice, se corta con la curva de diámetro del rodete de 0,1905 m (7,5”), se consigue el caudal de ensayo:

$$Q_E = 0,0067m^3 / s(24,10m^3 / h)$$

Con el caudal de ensayo, el caudal de trabajo y la velocidad de giro, se sustituyen en la ecuación 2.37 y se consigue el valor de la velocidad de giro que debe tener el motor de la bomba de producto.

$$\frac{Q_W}{Q_E} = \frac{N_W}{N_E}$$

sustituyendo los valores:

$$\frac{(0,0024m^3 / s)}{(0,0067)} = \frac{N_W}{(3.500rpm)}$$

despejando, queda como resultado:

$$N_W \cong 1.254rpm$$

La bomba de producto marca APV CREPACO, INC, modelo 8V2, debe trabajar con un motor de 15 Hp, con un rodete de 0,1905 m (7,5”) y una velocidad de giro aproximada de 1.254 rpm para cumplir con la producción deseada.

IV.5.24 Consumo de vapor saturado en el sistema de agua caliente.

El agua caliente al pasar por el intercambiador de calor, disminuye su temperatura, esta debe volver a la temperatura inicial, y lo hace bajo el consumo de vapor saturado, el cual alimenta al sistema de agua caliente mediante un mezclador de agua-vapor, como se muestra en la figura D.12 del apéndice. Para calcular el consumo de vapor es necesario conocer las entalpías del agua que circula por el equipo, del agua que llega al pulmón y el vapor saturado lo cual se realiza bajo la siguiente ecuación:

$$h = h_{fg} + (T - T_{ref}) \cdot C_p$$

El valor del flujo másico del agua caliente que circula por el equipo y la temperatura del agua caliente en el pulmón, se encuentran en la tabla IV.2, la temperatura del agua caliente de salida del equipo está en la tabla IV.4, los valores de la diferencia de entalpía se encuentra en las tablas de agua de termodinámica a 5,15 bar (74,69 psia), que es la presión de trabajo que sugiere el departamento de proyectos y planificación de la empresa, se obtienen los valores de entalpía, los valores de calor específico se encuentra en la tabla IV.2, a manera de ejemplo, se procede a calcular la entalpía para el vapor saturado de agua.

$$h_v = (2.308,8kJ / kg) + (426K - 365,28K) \cdot (4,205kJ / kg \cdot K)$$

dando como resultado:

$$h_v = 2.564,128kJ / kg$$

Se procede a calcular las diferentes entalpías, en la tabla IV.28 los valores de las temperaturas, calores específicos, diferencia de entalpías y entalpías.

Tabla IV.28 Temperaturas de entradas y salidas, calores específicos, entalpías del mezclador de agua vapor.

	T (K)	T_{ref} (K)	C_p (kJ / kg K)	h_{fg} (kJ / kg)	h (kJ / kg)
Vapor saturado de agua.	426	365,28	4,205	2.308,8	2.564,128
Agua caliente que llega al pulmón.	368	365,28	4,205	---	11,438
Agua que circula por el equipo.	365,28	365,28	4,205	---	---

Fuente: Elaboración propia.

El consumo de vapor se obtiene haciendo uso de la ecuación 2.16 (conservación de la masa en un volumen de control), y la ecuación 2.17 (Conservación de la energía en un volumen de control), sustituyendo los valores que se conocen se procede a despejar el flujo másico de vapor de agua y de agua que llega al pulmón.

$$\dot{m}_C + \dot{m}_V = \dot{m}_P$$

$$h_C \dot{m}_C + h_V \dot{m}_V = h_P \dot{m}_P$$

De la tabla IV.28 se obtiene los valores de entalpía se sustituyen en las ecuaciones 2.16 y 2.17 de la manera siguiente:

$$\begin{cases} (5,17 \text{ kg / s}) + \dot{m}_V = \dot{m}_P \\ (0 \text{ kJ / kg}) \cdot (5,17 \text{ kg / s}) + (2.564,128 \text{ kJ / kg}) \cdot \dot{m}_V = (11,438 \text{ kJ / kg}) \cdot \dot{m}_P \end{cases}$$

Despejando los valores de flujo másico de vapor y flujo másico que llega al pulmón, mediante un sistema de ecuaciones lineales, se obtiene:

$$\dot{m}_v = 0,023 \text{ kg / s}$$

$$\dot{m}_p = 5,193 \text{ kg / s}$$

El consumo de vapor saturado es de 0,023 kg / s a una presión de 5,15 bar.

IV.5.25 Selección del diámetro de la tubería de vapor saturado de agua.

Al seleccionar el diámetro de la tubería de vapor saturado, es el mismo diámetro de la válvula reguladora de presión y la válvula reguladora neumática de caudal de vapor saturado al igual que la entrada de vapor saturado al mezclador de agua vapor.

Para seleccionar la válvula de vapor saturado, se debe conocer el flujo másico y la presión de trabajo del vapor saturado, el valor del flujo másico se toma y se busca el diámetro en la figura D.7 del apéndice, de la siguiente manera:

$$2 \cdot \dot{m}_v = 2 \cdot (0,023 \text{ kg / s})$$

se obtiene:

$$2 \cdot \dot{m}_v = 0,046 \text{ kg / s} (365,09 \text{ Lb / h})$$

Con este flujo másico y con la presión de trabajo, se busca el diámetro en la figura D.7 del apéndice y se obtiene un diámetro para el paso de vapor saturado de 0,01905 m (3/4”).

IV.5.26 Pulmón de agua caliente.

En el almacén de la planta, se encuentra un pulmón para sistemas de agua caliente, este pulmón tiene los siguientes accesorios:

- Manómetro de glicerina con un rango de 0-6,9 bar (0-100 psig).
- Entrada de alimentación de agua de 0,0127 m (1/2") de diámetro mediante una válvula de globo manual.
- Válvula de seguridad que drena agua caliente para bajar la presión cuando el pulmón alcanza los 2,06 bar (30 psig).
- Drenaje de agua con una válvula de compuerta manual de 0,0127 m (1/2") de diámetro en la parte inferior del tanque.
- Válvula de alivio que constantemente permite la salida flujo másico de agua caliente que entra al sistema como vapor saturado por medio del mezclador agua-vapor, esta válvula es marca fisher, modelo 98L, y libera agua caliente a cuando este alcanza los 0,69 bar (10 psig), la tubería y válvula tienen un diámetro de 0,0127 m (1/2"), este arreglo tiene una unión TEE antes de llegar a la válvula de alivio y está conectado a una válvula globo que permite puentear la válvula de alivio hasta la salida de la misma unida con otra unión TEE.
- Entrada de agua de 0,076 m (3"), proveniente del intercambiador de calor y el mezclador de agua vapor en la tapa superior.
- Salida de agua de 0,051 m (2") hacia la bomba del sistema de agua caliente en la parte inferior del tanque.

El pulmón, es un tanque cilíndrico con todos los accesorios antes descritos, el cuál se muestra en el esquema del sistema de agua caliente en la figura D.12 del apéndice, y en la tabla IV.29 se muestran las características principales del tanque.

IV.5.27 Pérdidas de presión del mezclador agua-vapor.

Para el cálculo de las pérdidas de un mezclador agua-vapor, se deben calcular como unión TEE en línea para agua caliente, unión TEE en ramal para el vapor saturado de agua y como filtro para agua caliente, luego se suman estas tres pérdidas y se tiene las pérdidas del mezclador.

Las pérdidas de presión para las tres consideraciones, se obtienen aplicando el mismo método que emplea el manual del instituto hidráulico, para cada caso esta se calcula con la ecuación 2.25:

$$\Delta P_{ac} = \frac{K_{ac} \cdot V^2 \cdot \rho}{2}$$

Tabla IV.29 Características del pulmón del sistema de agua caliente.

Material	Acero inoxidable 304
Diámetro (m)	0,3
Altura (m)	1
Volumen aproximado (m³)	0,07

Fuente: Elaboración propia.

Para el cálculo de las pérdidas de presión, es necesario conocer la velocidad del agua caliente y del vapor saturado, para calcular estos valores es necesario utilizar la ecuación 2.21, donde el flujo másico se encuentra en la tabla IV.2 y el del vapor saturado es el consumo calculado.

$$\dot{m} = \frac{\pi \cdot \phi_T^2 \cdot V \cdot \rho}{4}$$

Después con la ecuación 2.27, se consigue el valor del coeficiente de resistencia de la unión TEE en línea, con la ecuación 2.28, el de la unión TEE en ramal, donde los valores del factor de fricción se consiguen en la tabla IV.30, y de la figura D.2 del apéndice, los coeficientes de resistencia en función del diámetro de los filtros.

$$K_{TL} = 20 \cdot f_r$$

$$K_{TR} = 60 \cdot f_r$$

A manera de ejemplo se realiza el procedimiento de cálculos de la pérdida de presión para la unión TEE en línea.

Tabla IV.30 Factores de fricción para tuberías comerciales nuevas de acero.

TEE	Línea	Ramal
ØT m (pulg)	0,076 (3)	0,01905 (3/4)
Factor de fricción	0,018	0,025

Fuente: Manual del instituto hidráulico.

$$(5,17kg) = \frac{\pi \cdot (0,076m)^2 \cdot V \cdot 963kg / m^3}{4}$$

despejando el valor de la velocidad, se obtiene:

$$V=1,18 \text{ m/s}$$

$$K_{TL} = 20 \cdot (0,018)$$

quedando como resultado:

$$K_{TL} = 0,36$$

Con el valor de la velocidad del fluido y el coeficiente de resistencia, se sustituyen en la ecuación tal:

$$\Delta P_{TL} = \frac{(0,36) \cdot (1,18 \text{ m/s})^2 \cdot (963 \text{ kg/m}^3)}{2}$$

dando como resultado:

$$\Delta P_{TL} = 241 \text{ Pa}$$

Se determinan las pérdidas de presión cada caso determinado, en la tabla IV.31 se encuentran los valores de velocidad de los fluidos, coeficiente de resistencia, pérdidas de presión y pérdidas de presión total correspondiente a la pérdida del mezclador.

Tabla IV.31 Velocidad, coeficiente de resistencia, perdida de presión por cada consideración, pérdida de presión total del mezclador.

	<i>V (m/s)</i>	<i>K</i>	<i>ΔP (Pa)</i>
Unión TEE en línea para agua caliente	1,18	0,36	241
Unión TEE en ramal para vapor saturado	0,084	1,5	91
Filtro de agua caliente	1,18	1,4	938
Perdidas de presión total del mezclador			1.270

Fuente: Elaboración propia.

IV.5.28 Pérdidas de presión por los codos 90° para el sistema de agua caliente.

El cálculo de la pérdida de presión por codos en el sistema de agua caliente, se realiza con la ecuación 2.26, donde se obtienen los valores de los coeficientes de resistencia de los codos, y los valores del factor de fricción se consiguen en la tabla IV.19, para una tubería comercial nueva en acero de diámetro de 0,076 m (3”).

$$K_C = 30 \cdot f_r$$

Con la ecuación 2.25, se consiguen los valores de las pérdidas de presión por codo, donde la velocidad del agua caliente se encuentra en la tabla IV.31.

$$\Delta P_C = \frac{K_C \cdot V^2 \cdot \rho}{2}$$

Después con el valor de la pérdida de presión por codo, la cantidad de codo es establecida por el departamento de proyectos y planificación de la empresa Procesadora y Empacadora de Frutas Nirgua, y la ecuación 2.29 define la pérdida de presión por codos, los cuales son cuatro (4).

$$\Delta P_{ct} = n^{\circ} \text{ de Codos} \cdot \Delta P_{pc}$$

Haciendo uso de los valores correspondientes al sistema de agua caliente, se sustituyen en las ecuaciones y se obtiene el valor de la pérdida de presión por codos.

$$K_C = 30 \cdot (0,018)$$

dando como resultado:

$$K_C = 0,54$$

Con el valor de la velocidad del fluido y el coeficiente de resistencia, se sustituyen en la ecuación 2.25:

$$\Delta P_c = \frac{(0,54) \cdot (1,18 \text{ m/s})^2 \cdot (963 \text{ kg/m}^3)}{2}$$

dando como resultado:

$$\Delta P_c = 362 \text{ Pa}$$

Con este valor y la cantidad de codos.

$$\Delta P_{ct} = (4) \cdot (362 \text{ Pa})$$

dando como resultado:

$$\Delta P_{ct} = 1.448 \text{ Pa.}$$

IV.5.29 Pérdidas de presión por las tuberías para el sistema de agua caliente.

Para calcular las pérdidas de una tubería en acero inoxidable, es necesario conocer la viscosidad del fluido, diámetro de la tubería y longitud del tramo, para buscarlo en el gráfico de pérdidas en las tuberías sanitarias para fluidos viscosos en la figura D.1 del apéndice, en la tabla IV.32 se encuentran los valores de la viscosidad, diámetro de la tubería y longitud del tramo y en la tabla IV.23 se encuentra el caudal volumétrico del agua caliente.

Tabla IV.32 Viscosidad del producto, diámetro de la tubería y longitud de la tubería.

ν (kg / m s)	\varnothing_T m (pulg)	L_T m (pie)
0,00031	0,0762 (3)	2 (6,56)

Fuente: Laboratorio de control de calidad de Procesadora y Empacadora de Frutas Nirgua.

Con los valores de viscosidad, diámetro de la tubería y flujo volumétrico se encuentra la pérdida de presión, se leen en la figura D.1 del apéndice y se obtiene:

$$\Delta P_t = 362 \text{ Pa / m (0,016psig/pie)}$$

Con la ecuación 2.24, se sustituyen los valores:

$$\Delta P_T = L_T \cdot \Delta P_t$$

$$\Delta P_T = (2 \text{ m}) \cdot (362 \text{ Pa / m})$$

dando como resultado

$$\Delta P_T = 724 \text{ Pa}$$

V.5.30 Pérdidas de presión totales del sistema de agua caliente.

Para conocer las pérdidas totales del sistema de agua caliente, el cual tiene la bomba conectada directamente al tanque-pulmón, pasa por dos metros de tuberías, mezclador de agua-vapor, cuatro codos y la zona de calentamiento, se deben sumar todas estas pérdidas de presión, este resultado se obtiene con la ecuación 2.33 referente al agua caliente:

$$\Delta P_{\text{AguaCaliente}} = \Delta P_T + \Delta P_{ct} + \Delta P_{ME} + \Delta P_{Pu(\text{calentamiento})} + \Delta P_{Z(\text{calentamiento})}$$

Las pérdidas de presión del agua caliente por los puertos de la zona de calentamiento en el intercambiador de calor, se consigue en la tabla IV.23 y IV.24 respectivamente, luego se sustituyen los valores ya conocidos en la ecuación 2.33:

$$\Delta P_{\text{AguaCaliente}} = (724Pa) + (1.448Pa) + (1.270Pa) + (6.640Pa) + (25.500Pa)$$

dando como resultado:

$$\Delta P_{\text{AguaCaliente}} \cong 36.000Pa$$

IV.5.31 Bomba del sistema de agua caliente.

La empresa dispone en almacén una bomba Tri-Clover, Inc., modelo Size 114 Pumps, con los datos técnicos descritos en la figura D.8 del apéndice.

La bomba del sistema de agua caliente se adapta tomando en cuenta, las pérdidas que sufre el fluido en su trayectoria, el caudal y las curvas de la bomba, en la tabla IV. 33 se tienen los datos de la bomba y valores de trabajo.

Tabla IV.33 Punto de trabajo y características de la bomba de agua caliente.

Caudal de trabajo, m³ / s (gpm)	0,00537 (85,12)
Pérdidas totales, Pa (bar)	36.000 (0,36)
Velocidad de giro, rpm	3.500
Frecuencia, Hz	60
Diámetro de entrada, m (pulg)	0,0381 (1-½)
Diámetro de salida, m (pulg)	0,051 (2)
Motor, Hp	1
Diámetro del rodete, m (pulg)	0,0762 (3)

Fuente: Tri-Clover, Inc. y elaboración propia.

Con la ecuación 2.36 y asignándole valores de caudal de ensayo, se obtiene la curva de isoeficiencia, la cual se presenta en la tabla IV.34.

$$H_E = \frac{H_W}{Q_W^2} \cdot Q_E^2$$

Sustituyendo los valores de caudal y altura de trabajo, se obtiene:

$$H_E = \frac{11,81 \text{ pie}}{(85,12 \text{ gpm})^2} \cdot Q_E^2$$

Tabla IV.34 Curva de isoeficiencia de la bomba de producto.

Q_E (gpm)	40	80	120	160	200	240
Q_E (m^3/s)	0,0025	0,005	0,00757	0,0101	0,0126	0,0151
H_E (pie)	2,60	10,42	23,45	41,70	65,16	93,83
H_E (m)	0,79	3,176	7,14	12,71	19,86	28,59

Fuente: Elaboración propia.

Con la curva de isoeficiencia y las curvas de la bomba que se encuentran en la figura D.8 del apéndice, se corta con la curva de diámetro del rodete de 0,0762 m (3”), se consigue el caudal de ensayo, el cual es:

$$Q_E = 0,00644 m^3 / s (102 \text{ gpm})$$

Con el caudal de ensayo, el caudal de trabajo y la velocidad de giro, se sustituyen en la ecuación 2.37 y se consigue el valor de la velocidad de giro que debe tener el motor de la bomba de producto.

$$\frac{Q_W}{Q_E} = \frac{N_W}{N_E}$$

sustituyendo los valores:

$$\frac{(0,00537m^3 / s)}{(0,00644)} = \frac{N_w}{(3.500rpm)}$$

despejando, queda como resultado:

$$N_w \cong 2.919rpm$$

La bomba de agua caliente marca Tri-Clover, Inc., modelo Size 114 Pumps, debe trabajar con un motor de 1 Hp, con un rodete de de 0,0762 m (3”) y una velocidad de giro aproximada de 2.919 rpm para cumplir con las exigencias del sistema de calentamiento y pasteurización.

IV.6 EVALUACIÓN ECONÓMICA DE LA MEJOR ALTERNATIVA DE SOLUCIÓN.

En esta sección se realizará un inventario de los equipos y accesorios existentes en la empresa Procesadora y Empacadora de Frutas Nirgua, luego se elaborará un inventario de los equipos, repuestos y accesorios adicionales para realizar el diseño planteado, después se presentará la cotización de los equipos, repuestos y accesorios adicionales, finalmente se presentará la evaluación económica de la mejor solución incluyendo el tiempo de recuperación de inversión.

IV.6.1 Inventario de los equipos y accesorios del diseño existentes en planta actualmente.

El inventario se debe realizar específicamente de todos los repuestos, equipos y accesorios que existen en planta disponibles para utilizar en el diseño, ya que estos son los que intervienen en el desarrollo de la solución planteada, los cuales se describen a continuación:

- 01 Marco de intercambiador de calor marca APV, modelo R5 de 1,50 m de distancia entre marcos, de seis tornillos de apriete los cuales son de

acero inoxidable tuerca de bronce, diámetro 1-1/2" y 1,20 m de longitud.

- 03 Separadores de intercambiador de calor marca APV, modelo R5.
- 06 Esquineros de una salida de intercambiador de calor, marca APV, modelo R5.
- 02 Esquineros doble de intercambiador de calor, marca APV, modelo R5.
- 02 Esquineros pasante de intercambiador de calor, marca APV, modelo R5.
- 02 Esquineros cerrados de intercambiador de calor, marca APV, modelo R5.
- 65 Placas de flujo derechas de intercambiador de calor marca APV, modelo R5.
- 65 Placas de flujo izquierdas de intercambiador de calor marca APV, modelo R5.
- 90 Empacaduras de flujo derechas de intercambiador de calor marca APV, modelo R5.
- 90 Empacaduras de flujo izquierdas de intercambiador de calor marca APV, modelo R5.
- 37 Empacaduras de puerto de intercambiador de calor marca APV, modelo R5.
- 05 unidades de ¼ de galón de pegamento joint-cement.
- 02 Bombas sanitarias marca APV CREPACO, INC, modelo 8V2, con un motor de 15 Hp, rodete de 0,1905 m (7,5") y una velocidad de giro aproximada de 3.500 rpm.
- 01 Bomba de agua caliente marca Tri-Clover, Inc., modelo Size 114 Pumps, con un motor de 1 Hp, rodete de 0,0762 m (3") y una velocidad de giro aproximada de 3.500 rpm.
- 10 Tubos sanitarios en acero inoxidable 304 de 6 m de longitud cada uno y diámetro de 0,076 m (3").

- ❑ 05 Tubos sanitarios en acero inoxidable 304 de 6 m de longitud cada uno y diámetro de 0,051 m (2”).
- ❑ 50 Codos de 90° sanitarios en acero inoxidable 304 con diámetro de 0,076m (3”).
- ❑ 25 Codos de 90° sanitarios en acero inoxidable 304 con diámetro de 0,051m (2”).
- ❑ 01 Válvula de desviación sanitaria en acero inoxidable 304 con diámetro de 0,076 m (3”).
- ❑ 02 Válvulas de desviación sanitarias en acero inoxidable 304 con diámetro de 0,051 m (2”).
- ❑ 01 Tanque de balance en acero inoxidable 304 con las características descritas en la tabla IV.17.
- ❑ 01 Tanque pulmón de sistema de agua caliente con sistema de alivio, drenajes, válvulas, manómetro y accesorios necesarios.

IV.6.2 Inventario de los equipos, repuestos y accesorios adicionales en el diseño.

El inventario de los equipos, repuestos y accesorios adicionales se realiza tomando en cuenta lo que se necesita para el diseño y lo existente en planta, luego se determina lo que necesariamente se debe adquirir adicionalmente.

A continuación se muestra en las tablas IV.35, IV.36 y IV.37 todos los equipos, repuestos y accesorios adicionales que se necesitan, lo existente en planta y lo que se necesitan comprar para el diseño del pasteurizador.

Tabla IV.35 Inventario de equipos, repuestos y accesorios necesarios para el diseño, existente en planta y faltantes para el diseño.

Descripción	Necesidad para el diseño	Existencia en planta	Comprar adicional
Marco de intercambiador de calor, marca APV, modelo R5	01	01	No hace falta
Separadores, marca APV, modelo R5	02	03	No hacen falta
Esquinero de una salida, marca APV, modelo R5	04	06	No hacen falta
Esquinero doble, marca APV, modelo R5	01	02	No hace falta
Esquinero pasante, marca APV, modelo R5	01	02	No hace falta
Esquinero cerrado, marca APV, modelo R5	02	02	No hacen falta
Placas de flujo derechas marca APV, modelo R5 sin empacadura	52	65	No hacen falta
Placas de flujo izquierdas marca APV, modelo R5 sin empacadura	51	65	No hacen falta
Placas desviadoras derechas marca APV, modelo R5 con empacadura	07	00	07
Placas desviadoras izquierdas marca APV, modelo R5 con empacadura	09	00	09
Placas terminal derechas marca APV, modelo R5	02	00	02
Placas terminal izquierdas marca APV, modelo R5	01	00	01

Fuente: Elaboración propia.

Tabla IV.36 Inventario de equipos, repuestos y accesorios necesarios para el diseño, existente en planta y faltantes para el diseño (continuación de la tabla IV.35).

Descripción	Necesidad para el diseño	Existencia en planta	Comprar adicional
Empacaduras de flujo derechas marca APV, modelo R5.	52	90	No hacen falta
Empacaduras de flujo izquierdas marca APV, modelo R5	51	90	No hacen falta
Empacaduras de puerto marca APV, modelo R5	24	37	No hacen falta
¼ de galón de pegamento joint-cement	02	05	No hacen falta
Bombas sanitarias marca APV CREPACO, INC, para producto	01	02	No hace falta
Bombas de agua caliente marca Tri-Clover, Inc., para agua caliente	01	01	No hace falta
Tubos sanitarios de 6 m de longitud cada uno y diámetro 3"	14	10	04
Tubos sanitarios de 6 m de longitud cada uno y diámetro 2"	04	05	No hacen falta
Codos de 90° sanitarios en acero inoxidable 304 con diámetro de 3"	40	50	No hacen falta
Codos de 90° sanitarios en acero inoxidable 304 con diámetro de 3"	14	25	No hacen falta
Válvulas de desviación sanitarias con diámetro 3"	01	01	No hace falta
Válvulas de desviación sanitarias con diámetro 2"	01	02	No hace falta

Fuente: Elaboración propia.

Tabla IV.37 Inventario de equipos, repuestos y accesorios necesarios para el diseño, existente en planta y faltantes para el diseño (continuación de la tabla IV.36).

Descripción	Necesidad para el diseño	Existencia en planta	Comprar adicional
Válvulas neumática reguladora de caudal de vapor de diámetro ¾"	01	00	01
Tanque de balance en acero inoxidable 304	01	01	No hace falta
Tanque pulmón de sistema de agua caliente con todos los accesorios	01	01	No hace falta
Tablero de control con los accesorios electro-neumáticas e instalado	01	00	01
Mezclador agua-vapor de 3" de línea de agua y ¾" en ramal de vapor	01	00	01
Limpieza química de las placas y pegado de las empacaduras	01	00	01
Armado del pasteurizador con interconexión y soldaduras sanitarias	01	00	01

Fuente: Elaboración propia.

IV.6.3 Cotización de los equipos, repuestos, accesorios e instalación.

En la tabla IV.38 se muestra la inversión económica de la alternativa de solución planteada, allí se indican los costos de los equipos, repuestos y accesorios adicionales que necesita adquirir la empresa, así como el costo de las instalaciones, interconexiones y trabajos de recuperación.

Tabla IV.38 Inversión económica de la alternativa de solución.

Cantidad	Descripción	Precio unitario (Bs.)	Precio total (Bs.)
07	Placas desviadoras derechas marca APV, modelo R5 con empacadura.	960,00	6.720,00
09	Placas desviadoras izquierdas marca APV, modelo R5 con empacadura	960,00	8.640,00
02	Placas terminal derechas marca APV, modelo R5	1.134,00	2.268,00
01	Placas terminal izquierdas marca APV, modelo R5	1.134,00	1.134,00
04	Tubos sanitarios de 6 m de longitud cada uno y diámetro 3”	938,00	3.752,00
01	Válvulas neumática reguladora de caudal de vapor de diámetro ¾”	1.100,00	1.100,00
01	Tablero de control con los accesorios electro-neumáticos e instalación	31.150,00	31.150,00
01	Mezclador agua-vapor de 3” de línea de agua y 3/4 “ en ramal de vapor	867,00	867,00
01	Limpieza química de las placas y pegado de las empacaduras	12.415,00	12.415,00
01	Armado del pasteurizador con interconexión y soldaduras sanitarias	42.325,00	42.325,00
		Subtotal	110.371,00
		IVA 9%	9.933,39
		Total a pagar	120.304,39

Fuente: Departamento de compras de Procesadora y Empacadora de Frutas Nirgua.

IV.6.4 Costos y tiempo de recuperación de la inversión económica de la mejor alternativa de solución.

El costo de inversión económica que se debe realizar para efectuar el aumento de producción de pasteurización es de Bs. 120.304,39; para obtener el tiempo de

recuperación de la inversión económica, se calcula tomando en cuenta los valores de costos de producción y ganancias del producto que se presentan en la tabla IV.38.

Tabla IV.39 Ganancia económica de la alternativa de solución.

Promedio de precio por litro sin incluir el IVA:	3,50 Bs./L
Costos inversión de producción y ventas por litro (72%)	2,52 Bs./L
Ganancias netas por litro para la empresa (28%):	0,98 Bs./L
Producción actual por mes:	168.000 L
Nueva producción mensual:	504.000 L
Aumento de producción mensual:	336.000 L
Aumento de ganancias por mes:	Bs. 329.280,00

Fuente: Departamento de compras de Procesadora y Empacadora de Frutas Nirgua.

Las ganancias extras por mes debido al aumento de producción es de Bs. 329.280,00 y el costo de inversión es menor a las nuevas ganancias por mes, por lo tanto la inversión se recupera en un mes de nueva producción.

Conclusiones

1. El sistema de pasteurización actual cumple con los objetivos para los cuales se diseñó, operando con una producción de 1,11 kg / s (4.000 kg / h), considerando criterios y restricciones para la selección de la mejor alternativa, como: espacio físico, cumplimiento de las temperaturas, aumento de producción, alta calidad.
2. Así mismo se realizó el diseño mecánico y térmico del pasteurizador, el cual satisface los parámetros para los cuales fue diseñado (caudales, temperaturas, presiones, tiempo para que el producto adquiriera la viscosidad deseada).
3. El diseño del sistema de pasteurización se limitó debido a los equipos, repuestos y accesorios disponible dentro de la empresa.
4. Para la selección de la mejor alternativa se plantearon tres soluciones, dos de las cuales eran similares (por carga) y el otro un proceso continuo (HTST) seleccionando este último por ser el que se adapta mejor a las necesidades y parámetros de la empresa.
5. El sistema de control del equipo permite una pasteurización segura en el cumplimiento de las temperaturas del producto y la evaluación del mismo, de esta manera se disminuye la cantidad de operadores del área de producción.

6. La mejor solución al problema fue la sustitución completa del pasteurizador (por carga) por un sistema de pasteurización HTST, debido al mejor funcionamiento, la rentabilidad que este presenta y el aprovechamiento de equipos disponibles en almacén, lo que también represento una ventaja significativa ya que la empresa realizó una inversión económica de aproximadamente Bs. 120.500,00 los cuales se recuperarán en un mes.

Recomendaciones

1. Instalar medidores de presión a la salida de las bombas de producto y sistema de agua caliente, de igual manera antes de entrar al tanque de almacenamiento para verificar el funcionamiento de las bombas, que permitan el desplazamiento del producto por el pasteurizador para mantener un control de su rendimiento y funcionamiento.
2. Se sugiere instalar medidores de temperatura a la entrada y salida de cada sección del pasteurizador, para verificar las condiciones térmicas de funcionamiento.
3. Se sugiere la instalación de medidores de caudal a la salida de los pasteurizadores con el fin de verificar el flujo volumétrico del producto.
4. Se recomienda abrir los intercambiadores de calor al igual que todos los equipos del pasteurizador y limpiarlos mensualmente a fondo, ya que de esta manera se mantiene limpio el sistema, revisar el buen estado del mismo y planificar los mantenimientos preventivos.
5. Se sugiere mantener en almacén un juego completo de empacaduras así como un determinado grupo de placas y repuestos del pasteurizador, para que dado el caso de algún daño en el sistema, suplantarla inmediatamente y de esta manera aminorar el tiempo para restablecer nuevamente la producción.
6. Se sugiere realizar un mantenimiento general y a fondo aproximadamente cada 18 meses, donde incluya cambio de empacaduras y limpieza química de las placas.

Bibliografía

1. A.P.V. (1.989). *Dairy Handbook*. Chicago, U.S.A.
2. Araujo, L. y Garabito M. (2.002). *Rediseño del sistema de evaporación de triple efecto en el concentrado de jugos cítricos*. Trabajo Especial de Grado. Universidad de Carabobo, Venezuela.
3. Báez, E. y Rebolledo, D. (2001). *Evaluación técnico- económico del proceso de pasteurizado HTST de un jugo de naranja de la variedad Valencia*. Trabajo Especial de Grado. Universidad de Carabobo, Venezuela.
4. Cengel, Y. (2.005). *Transferencia de calor*. (Segunda edición). México. Editorial: Mc. Graw Hill.
5. Cengel, Y. y Boles, M. (1.996). *Termodinámica*. (Segunda edición). Colombia. Editorial: Mc. Graw Hill.
6. Cengel, Y. y Cimbala, J. (2.006). *Mecánica de fluidos*. (Primera edición). México. Editorial: Mc. Graw Hill.
7. Correa, N (2002). *Análisis de la variabilidad del contenido graso en el proceso de la leche pasteurizada de la corporación INLACA, C.A*. Trabajo Especial de Grado. Universidad de Carabobo.
8. Corredor, Hugo (2.005). *Rediseño de los pasteurizadores del área de producción de jugos cítricos empleados en una industria de alimentos*. Trabajo Especial de Grado. Universidad de Carabobo, Venezuela.

9. Giles, R. Evett, J. y Liu C. (1.994). *Mecánica de los fluidos e hidráulica*. (Tercera Edición). España. Editorial: Mc. Graw Hill.

10. HIDRAULIC INSTITUTE PIPE FRICCIÓN MANUAL.

11. Kern, Donald (1.965). *Procesos de transferencia de calor*. (Primera Edición). México: Editorial Mc. Graw Hill.

12. Morales, Victor (1.972). *Técnicas de estudio*. Venezuela. Editorial: Nueva América.

13. Nacci, C. (1985). *Manual de programas para cálculos en transferencia de calor*. Trabajo Especial de Grado. Universidad de Carabobo.

14. Perry, R. y Chilton, C. (1.973). *Manual del ingeniero Químico*. U.S.A. Editorial: Mc. Graw Hill.

15. Van Wylen, G. y Sonntag, Richard (1.972). *Fundamentos de la termodinámica*. México: Editorial LIMUSA.

Apéndices

APÉNDICE A

PROPIEDADES FÍSICAS DE LA BEBIDA ALIMENTICIA (CHICHA)

Tabla A.1 Especificaciones generales del producto.

T °C	ρ (kg/m ³)	Cp (J/kg.°c)	ν (kg/m.s)	K (w/m.°c)
45-79	1.050	3.800	0,00751	0,48846
78-92	1.050	3.800	0,01101	0,55824
92-56	1.080	3.560	0,035	0,4652
56-33	1.080	3.560	0,08545	0,40705
33-4	1.080	3.560	0,17375	0,3489

Fuente: Laboratorio de control de calidad de Procesadora y Empacadora de Frutas Nirgua.

APÉNDICE B**PROPIEDADES FÍSICAS DEL AGUA (SERVICIOS)****Tabla B.1 Propiedades físicas del agua.**

Servicio	T °C	ρ (kg/m³)	C_p (J/kg.°c)	ν (kg/m.s)	K (w/m.°c)
Agua Caliente	95-92	963	4.205	0,00031	0,67454
Agua de Torre	27-30	993	4.180	0,00071	0,5815
Agua Fría	1-4	1.000	4.200	0,0017	0,48846

Fuente: Laboratorio de control de calidad de Procesadora y Empacadora de Frutas Nirgua.

APÉNDICE C

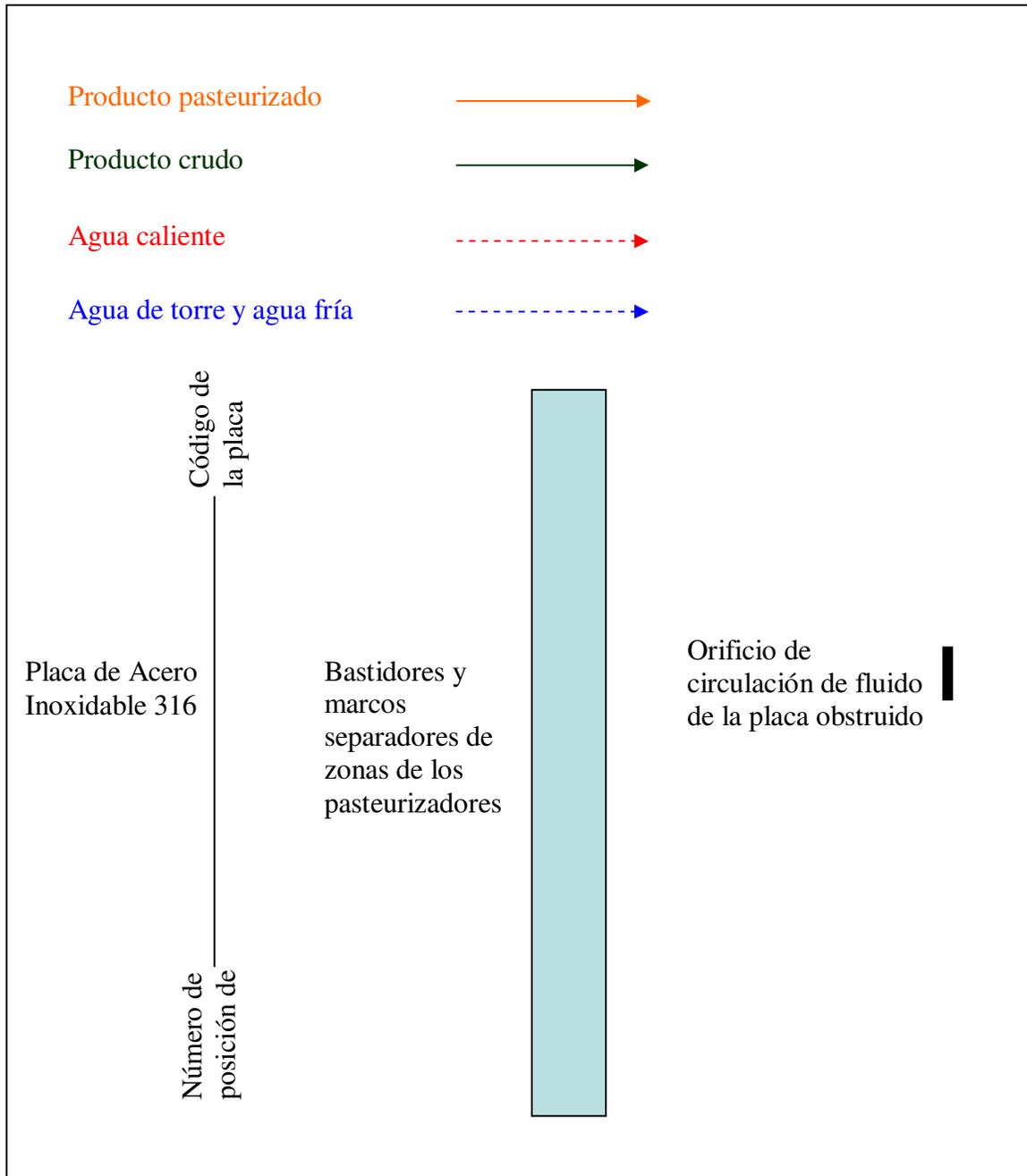


Figura C.1 Representación de las partes de los intercambiadores de calor de placas.

3.4 DESIGNACION DE PLACAS – FLUJO DIAGONAL

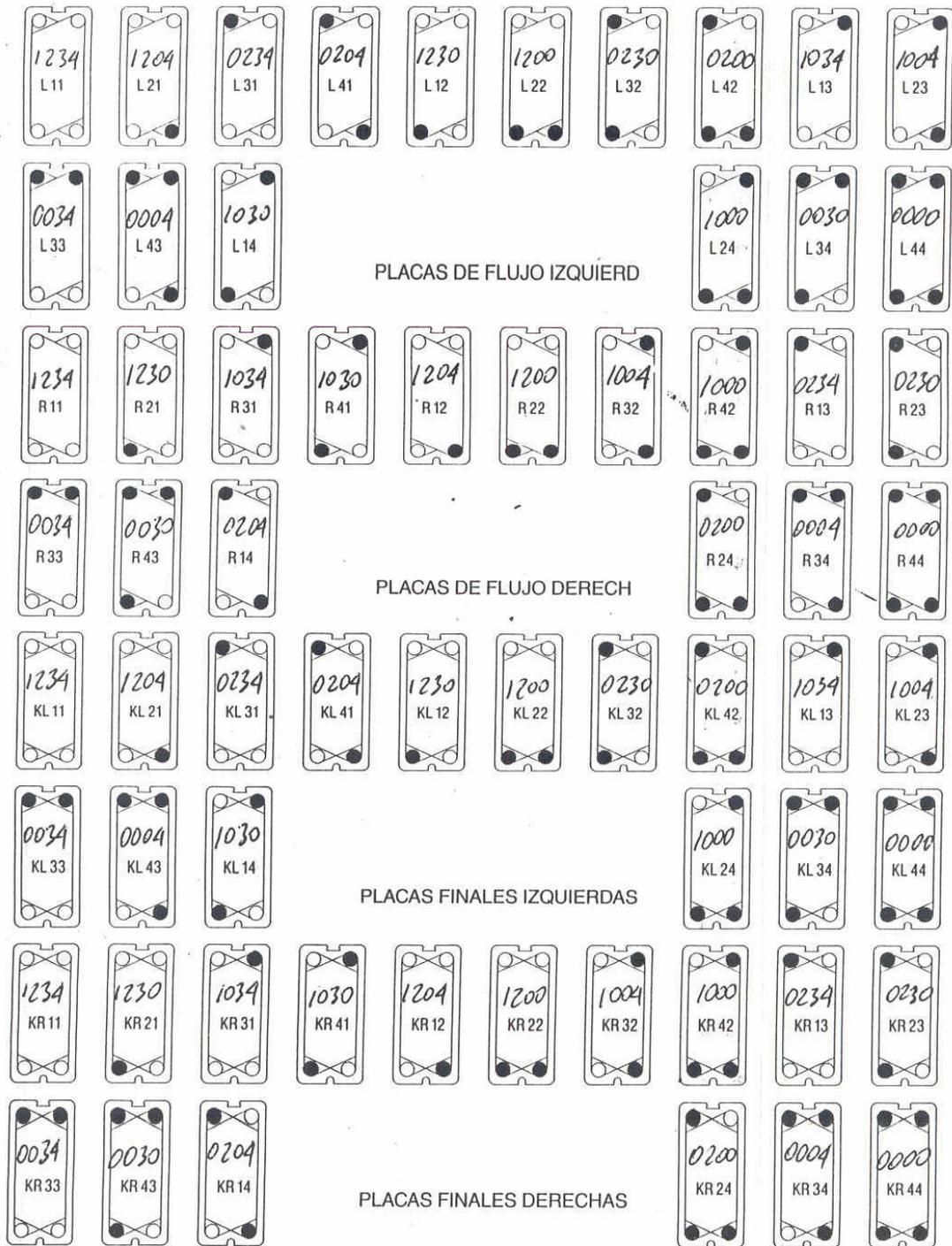


FIG. 13A Tabla de designacion de placas (flujo diagonal)

Los diagramas muestran tipos de agujeros y sus números. Placas vistas del lado del empaque. Agujero ○ / No agujero ●

Figura C.2 Representación gráfica de los códigos de las placas de los intercambiadores de calor.

APÉNDICE D



Pipe Frictional Loss Graph

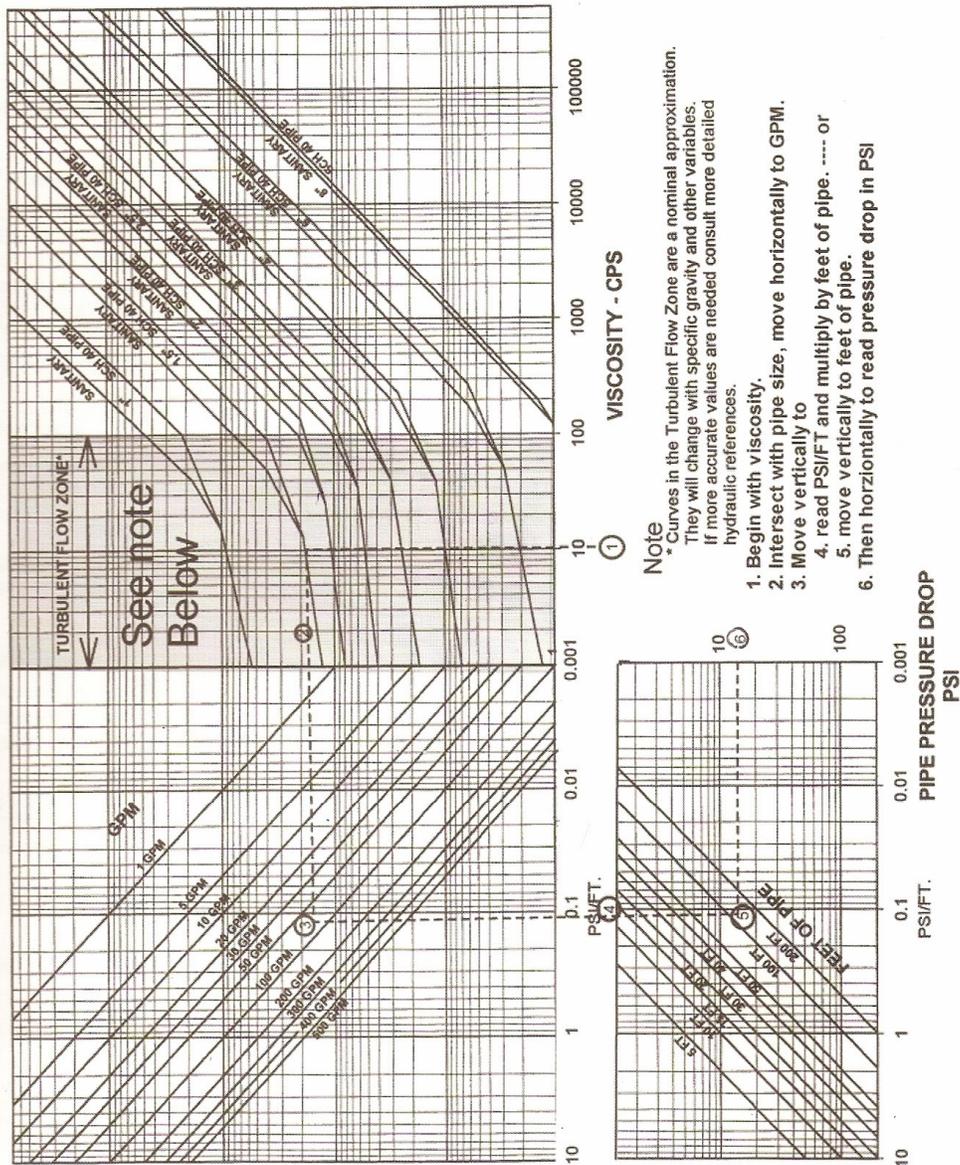
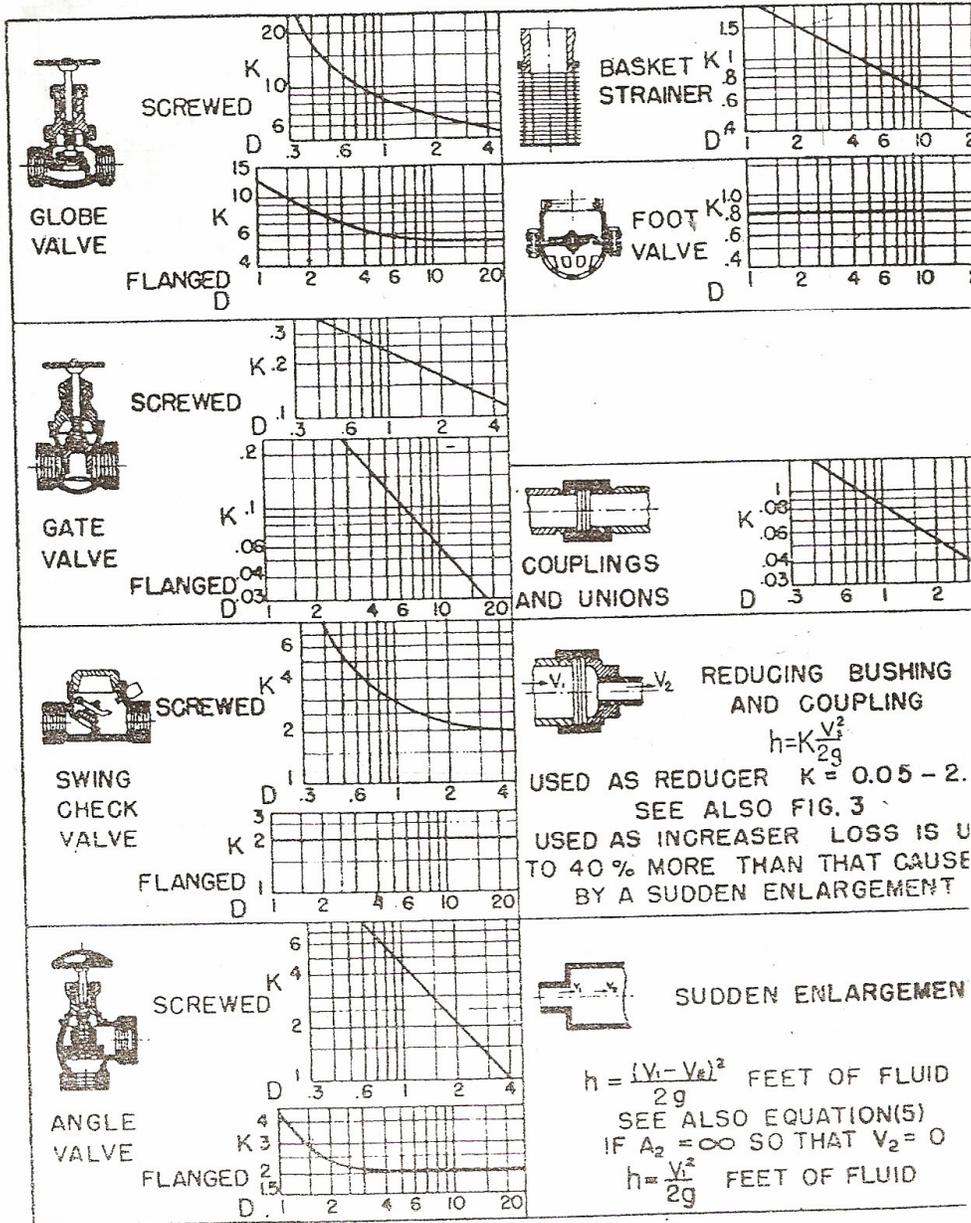


Figura D.1 Gráfico de pérdidas en las tuberías sanitarias para fluidos viscosos.

HYDRAULIC INSTITUTE

TABLE 32(b)
RESISTANCE COEFFICIENTS FOR VALVES AND FITTINGS



(See note page 31)

$$h = K \frac{V^2}{2g} \text{ FEET OF FLUID}$$

[30]

Figura D.2 Graficas de coeficientes de resistencia para válvulas globos (válvulas de desviación), filtros, etc.



THE VALUES GIVEN RELATE TO WATER.
 Correction to be made for fluids with S.G. greater or smaller than 1.
 Correction also to be made when viscous liquids are involved.

1. Frictional loss per hundred flow passages i.e. 200 plates.
2. Directional loss per pass.

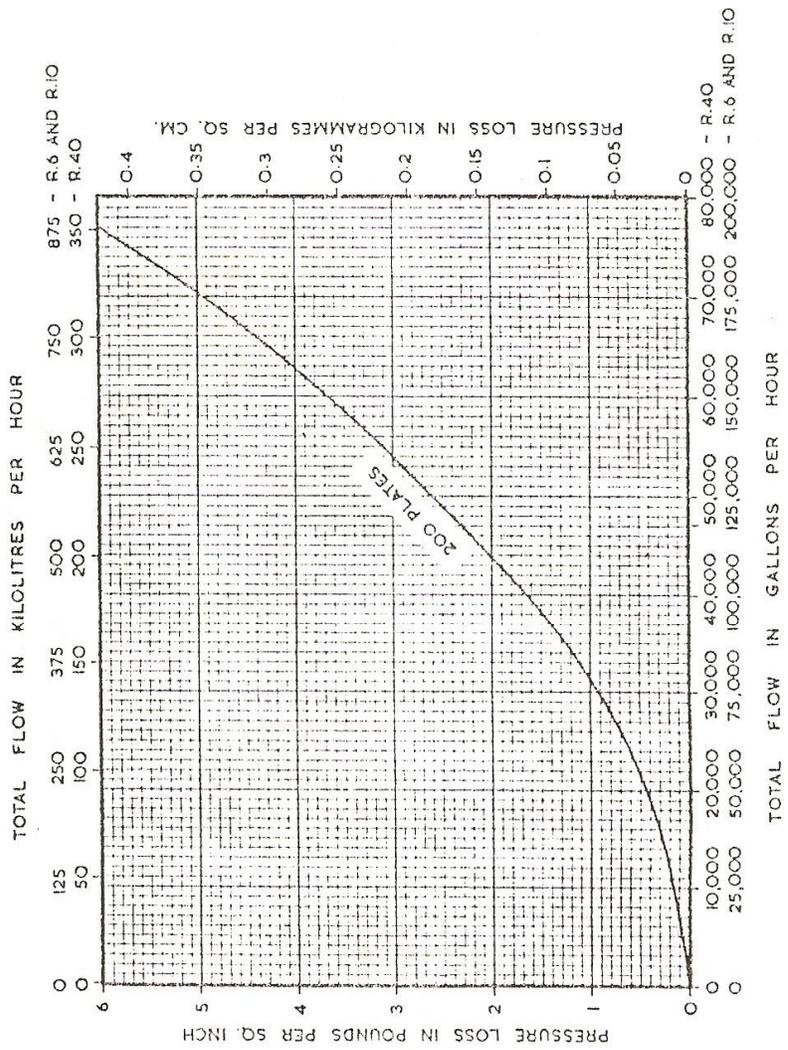


Figura D.3 Gráfica del factor de fricción de los puertos.

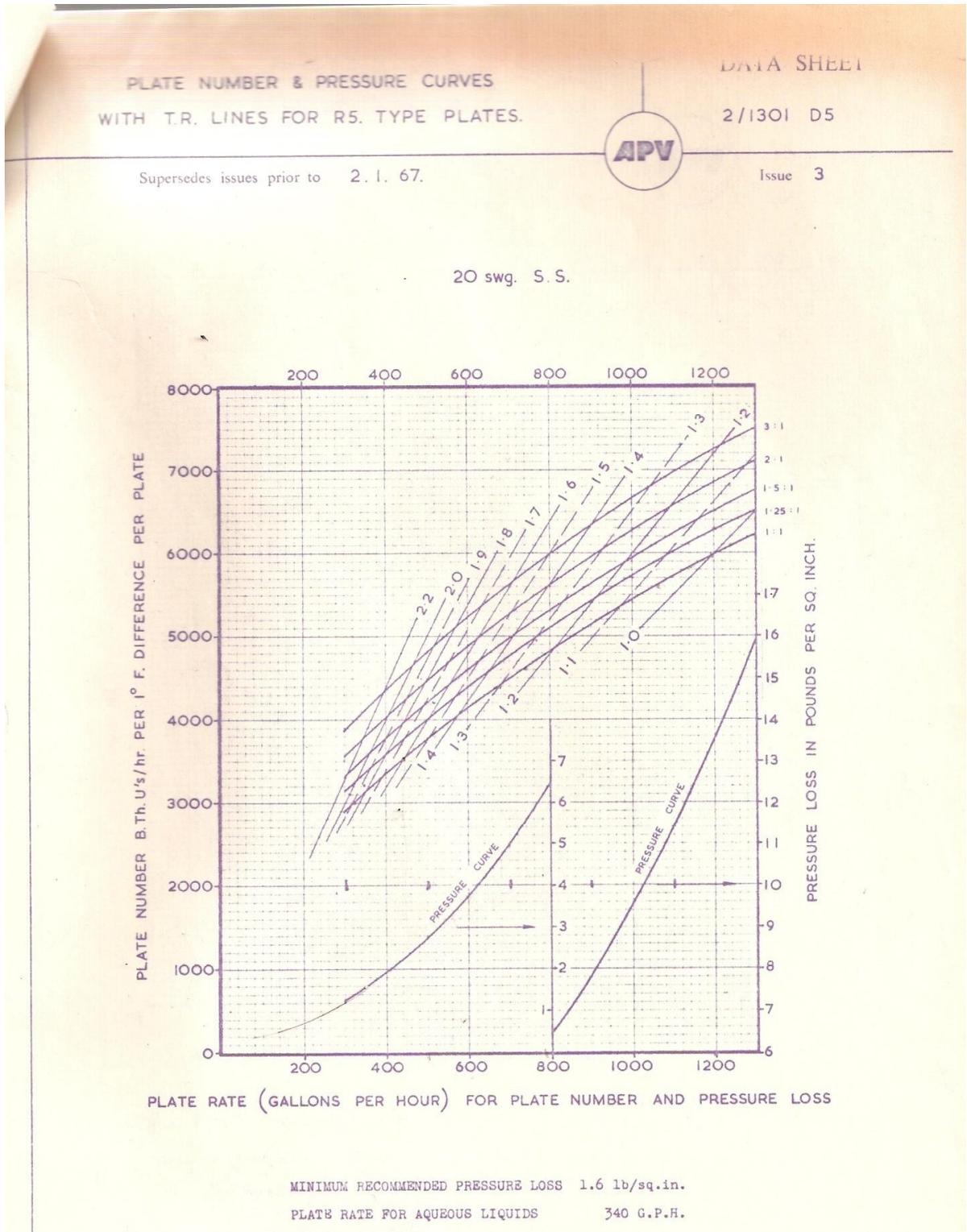


Figura D.4 Gráfica de las pérdidas de presión de cada par de placas.

APV CREPACO, INC. SPECIFIC DATA SHEET

SECTION 1
A-1-100.320
PAGE 4
EFFECTIVE 2-15-87

MODEL 8V² CENTRIFUGAL PUMP CAPACITY CURVES 3 in (76mm) INLET - 2 in (51mm) OUTLET, 3500 RPM - 60 HZ POWER SUPPLY

APV CREPACO, INC. 8303 W. Higgins Road, Chicago, Illinois 60631

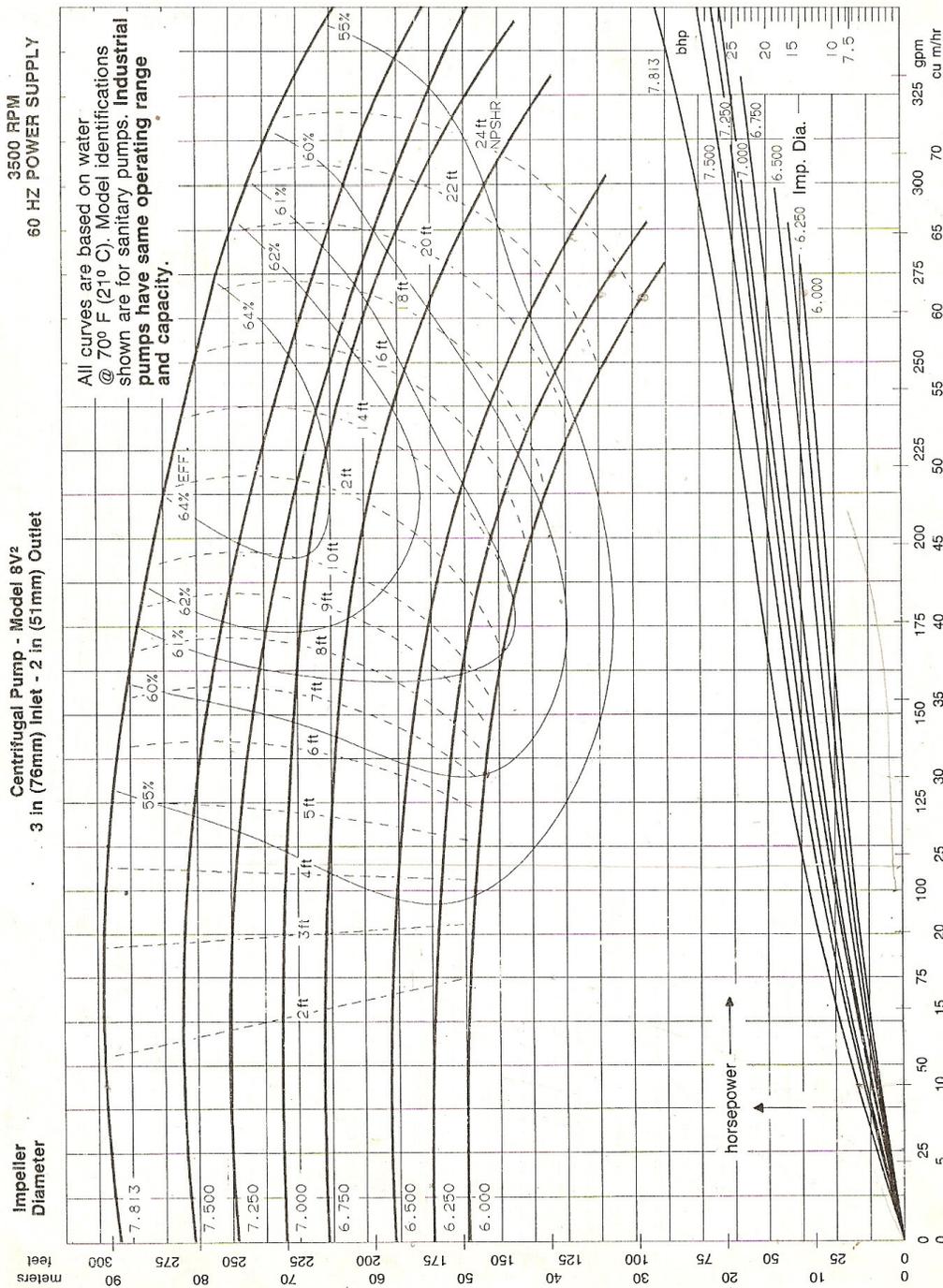


Figura D.5 Gráfica de las curvas características de la bomba marca APV CREPACO INC., modelo 8V2.

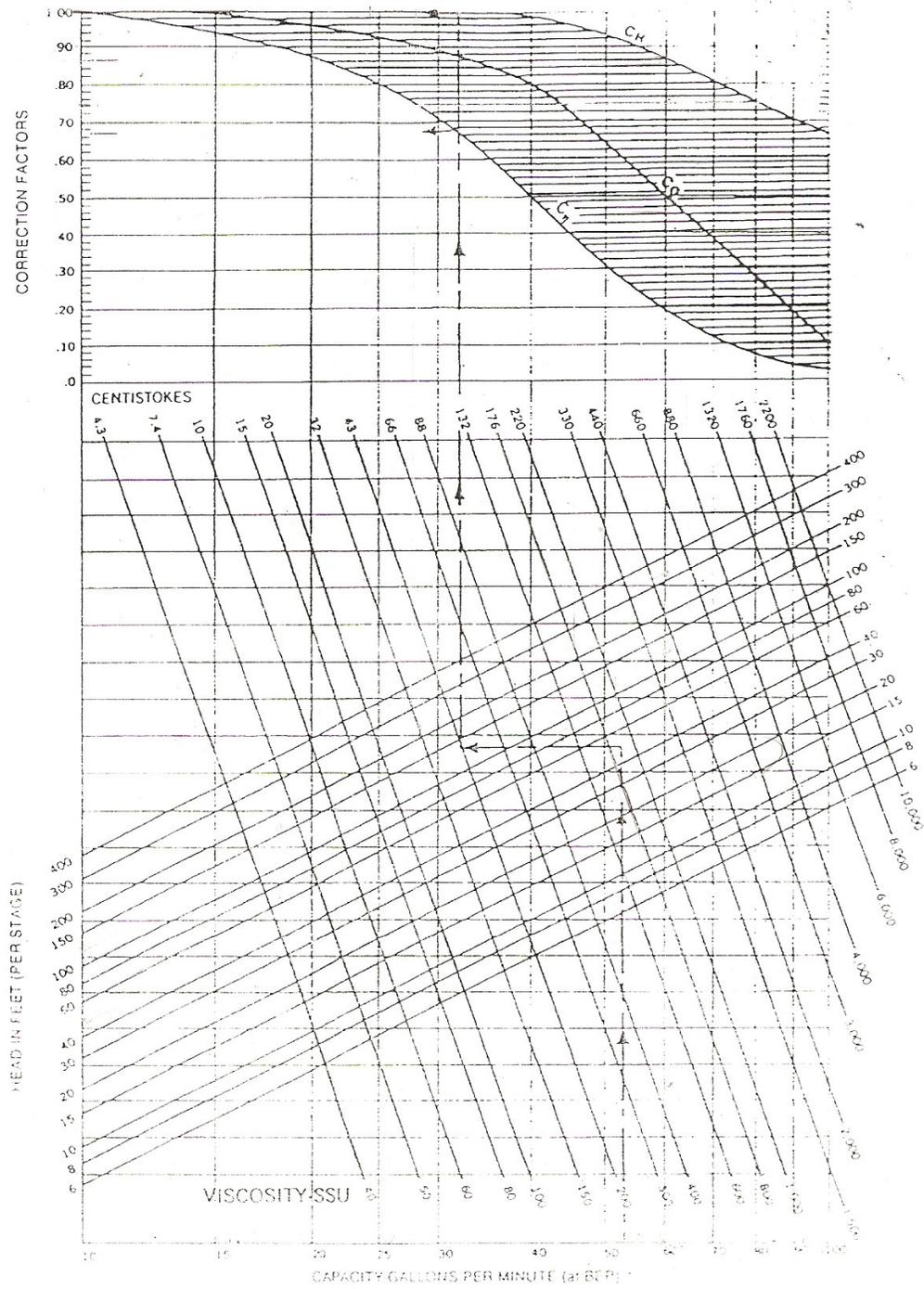


Figure 1.52 — Performance correction chart for viscous liquids

Figura D.6 Gráfica de corrección de líquidos viscosos.

MAXIMO FLUJO DE VAPOR (LBS/HR)									
V	P1	AP	P2	1/2"	3/4"	" 1"	1.25"	1.5"	2"
11.89	20	10	10	127	298	560	879	1292	2404
9.4	30	20	10	189	439	811	1291	1898	3521
7.785	40	30	10	241	561	1032	1643	2412	4465
6.653	50	40	10	290	672	1236	1967	2885	5333
5.810	60	50	10	335	779	1431	2275	3335	6157
5.17	70	60	10	380	881	1617	2569	3765	6944
4.6517	80	70	10	423	981	1800*	2858*	4187*	7717*
4.231	90	80	10	465	1079	1978*	3141*	4600*	8471*
3.8813	100	90	10	508*	1175*	2154*	3420*	5006*	9213*

* Asterisco significa que a estas capacidades se alcanza la velocidad sónica en el sistema y se produce mucho ruido. Por lo tanto NO DEBEN USARSE.

V = Volumen específico del vapor a P1

P1 = Presión de entrada a la valvula reguladora de flujo de vapor. PSIG.

P2 = Presión en el sistema de agua caliente PSIG.

AP = Caída de presión a través de la valvula (P1 - P2)

Para escoger el tamaño adecuado de la valvula reguladora de flujo de vapor, calcule la cantidad de vapor necesario para el trabajo térmico a realizar, y multiplíquelo por dos (2); luego seleccione la cantidad de vapor resultante de las cantidades encerradas en la línea punteada.

Figura D.7 Gráfica de diámetros en función del flujo másico de vapor.

ENLARGED INLET PUMP
(Volute Type Casing)

For All Size 114 Pumps, Speed 3500 RPM
Inlet 2" – Outlet 1½"

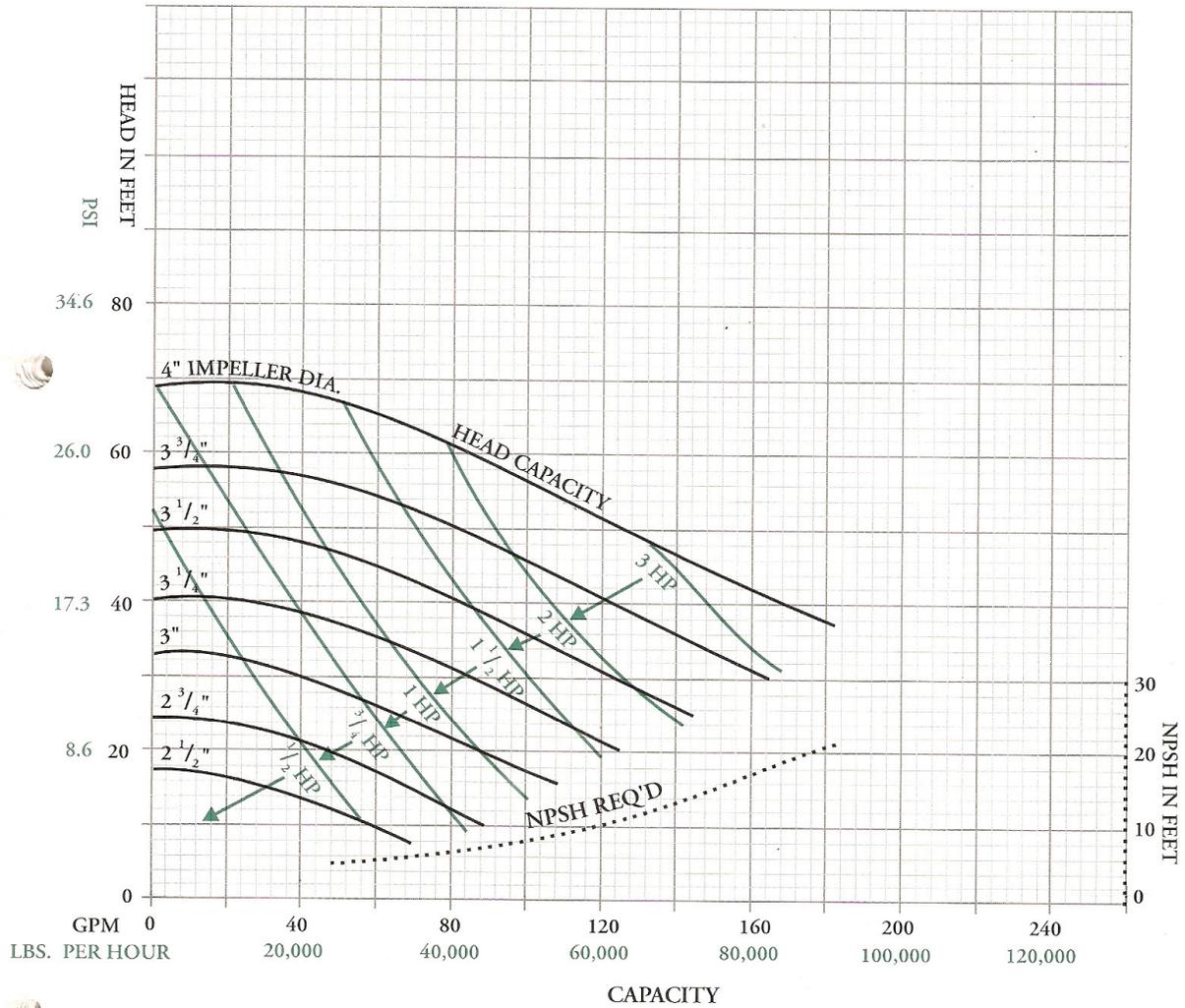


Figura D.8 Gráfica de las curvas características de la bomba marca Tri-Clover, INC. modelo Size 114.

PROCESADORA Y EMPACADORA DE FRUTAS NIRGUA PASTEURIZADOR DE CHICHA

Marca APV, Modelo R5

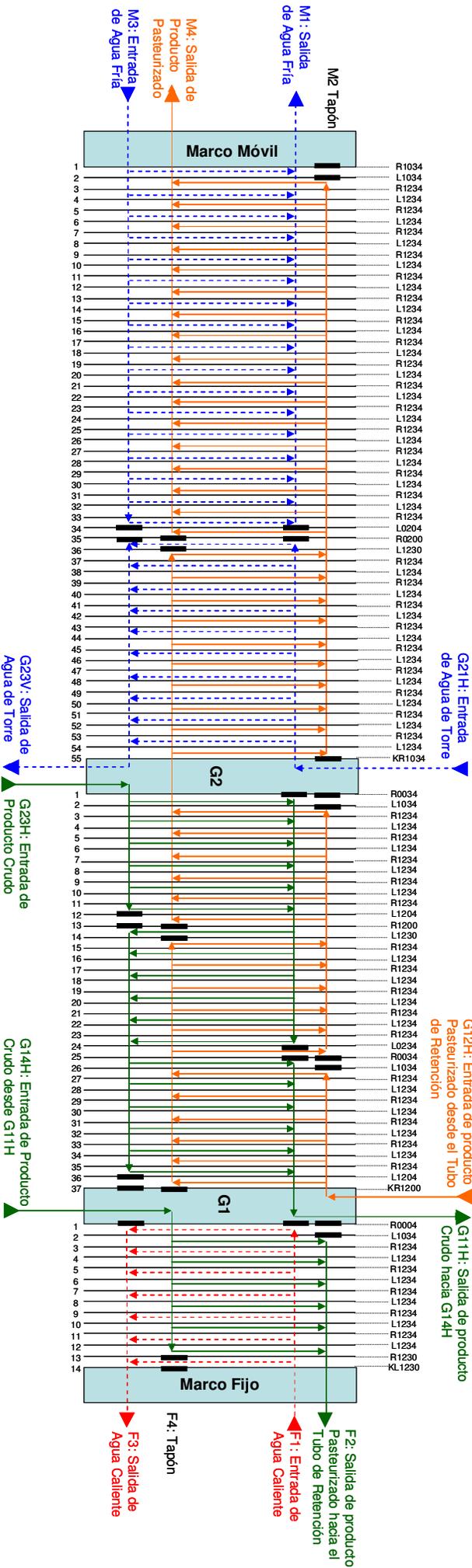


Figura D.9 Distribución de los Fluidos en el intercambiador de calor de placas.

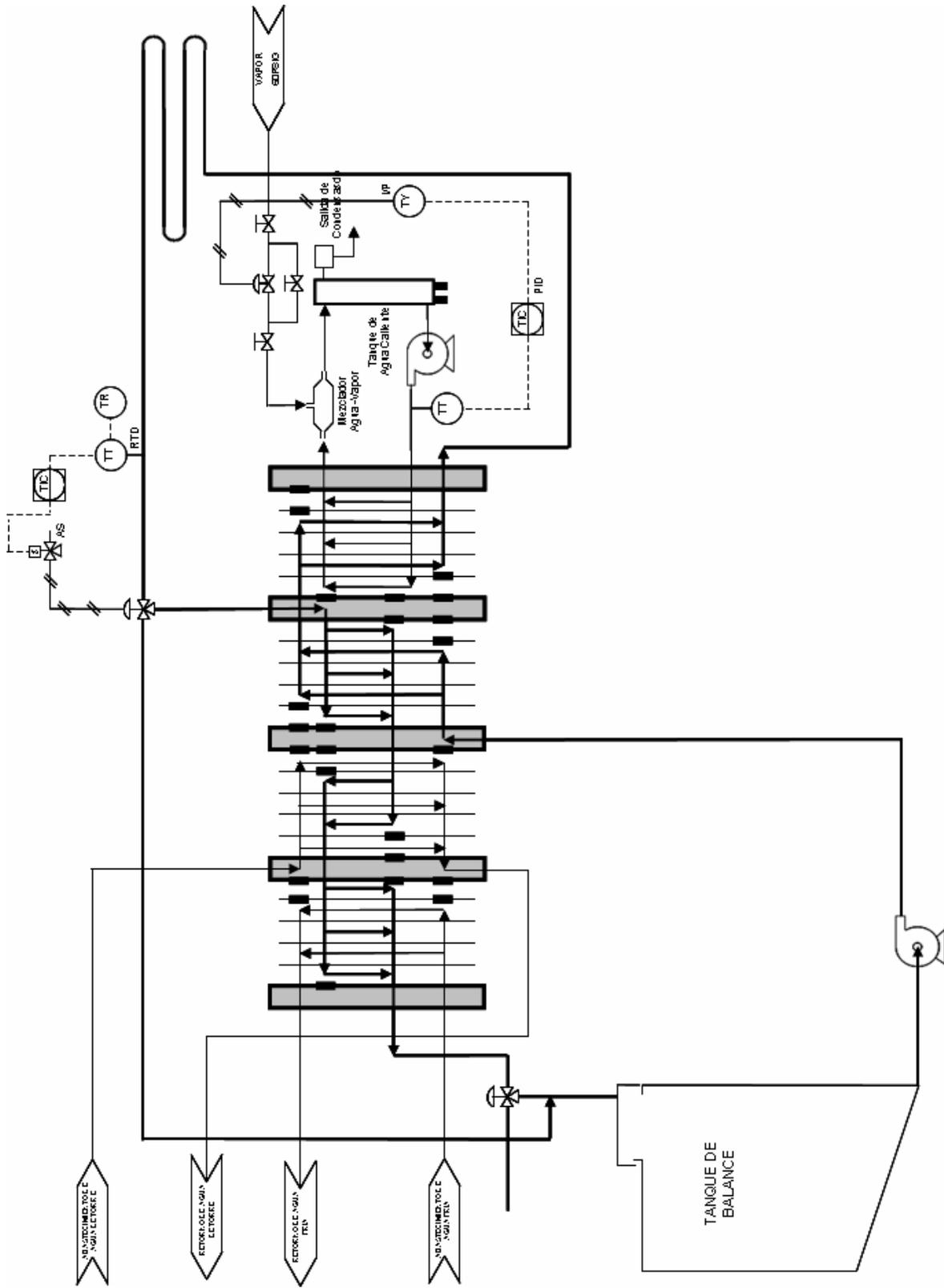
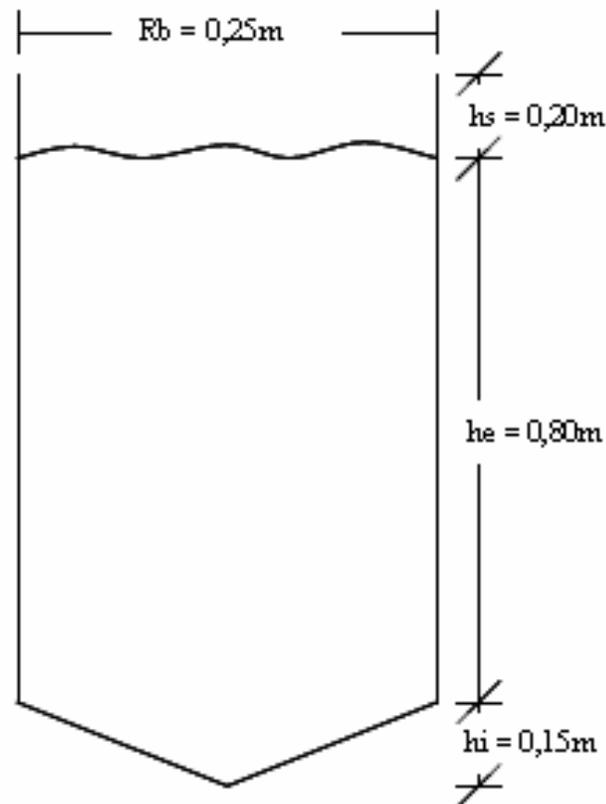


Figura D.10 Distribución general del pasteurizador.

Dimensiones del tanque de balance

**LEYENDA:**

R_b : Radio del tanque de balance

h_s : Altura superior del tanque de balance

h_e : Altura efectiva del tanque de balance

h_i : Altura inferior del tanque de balance

Figura D.11 Dimensiones del tanque de balance.

Diagrama del sistema de agua caliente

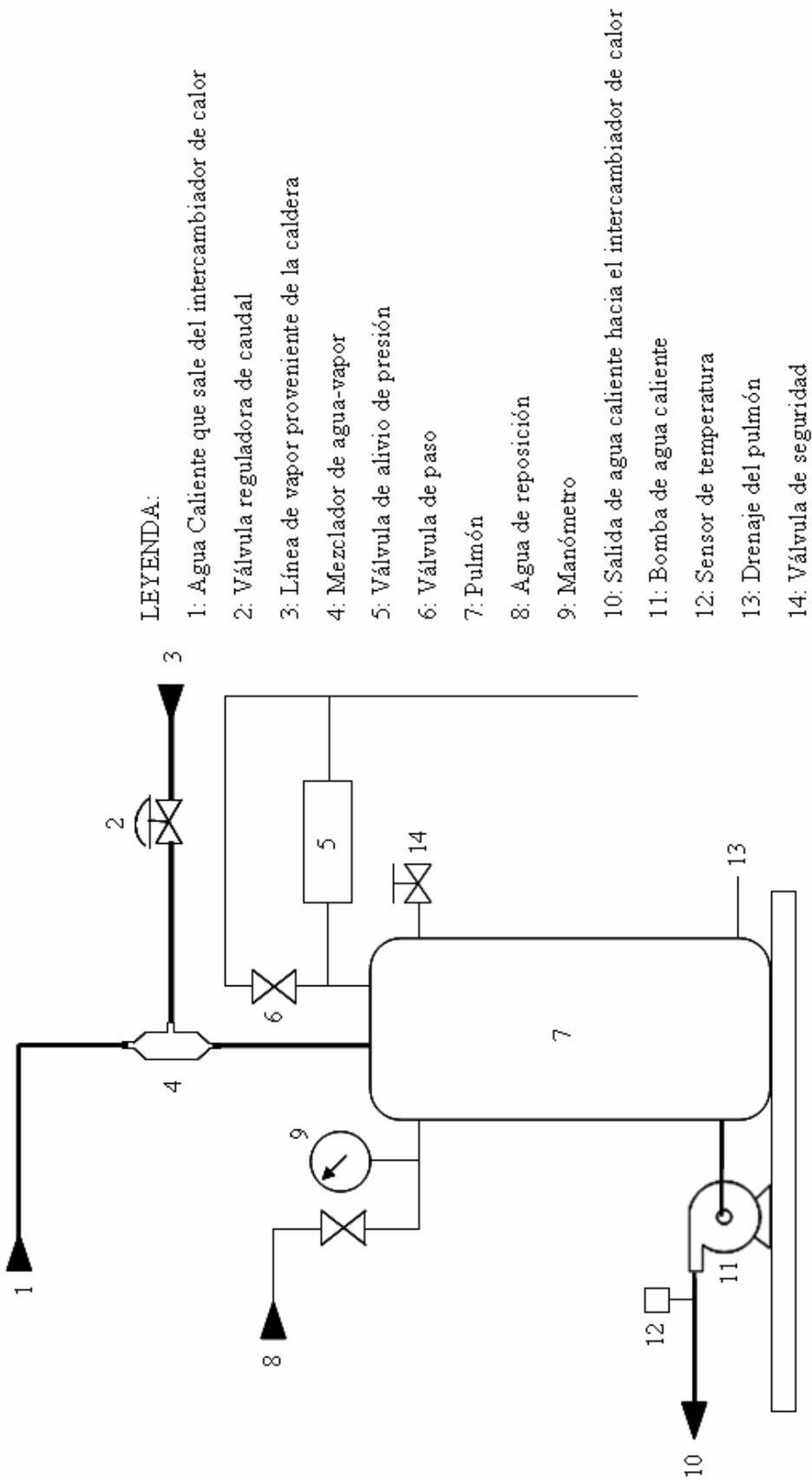


Figura D.12 Plano del sistema de agua caliente.

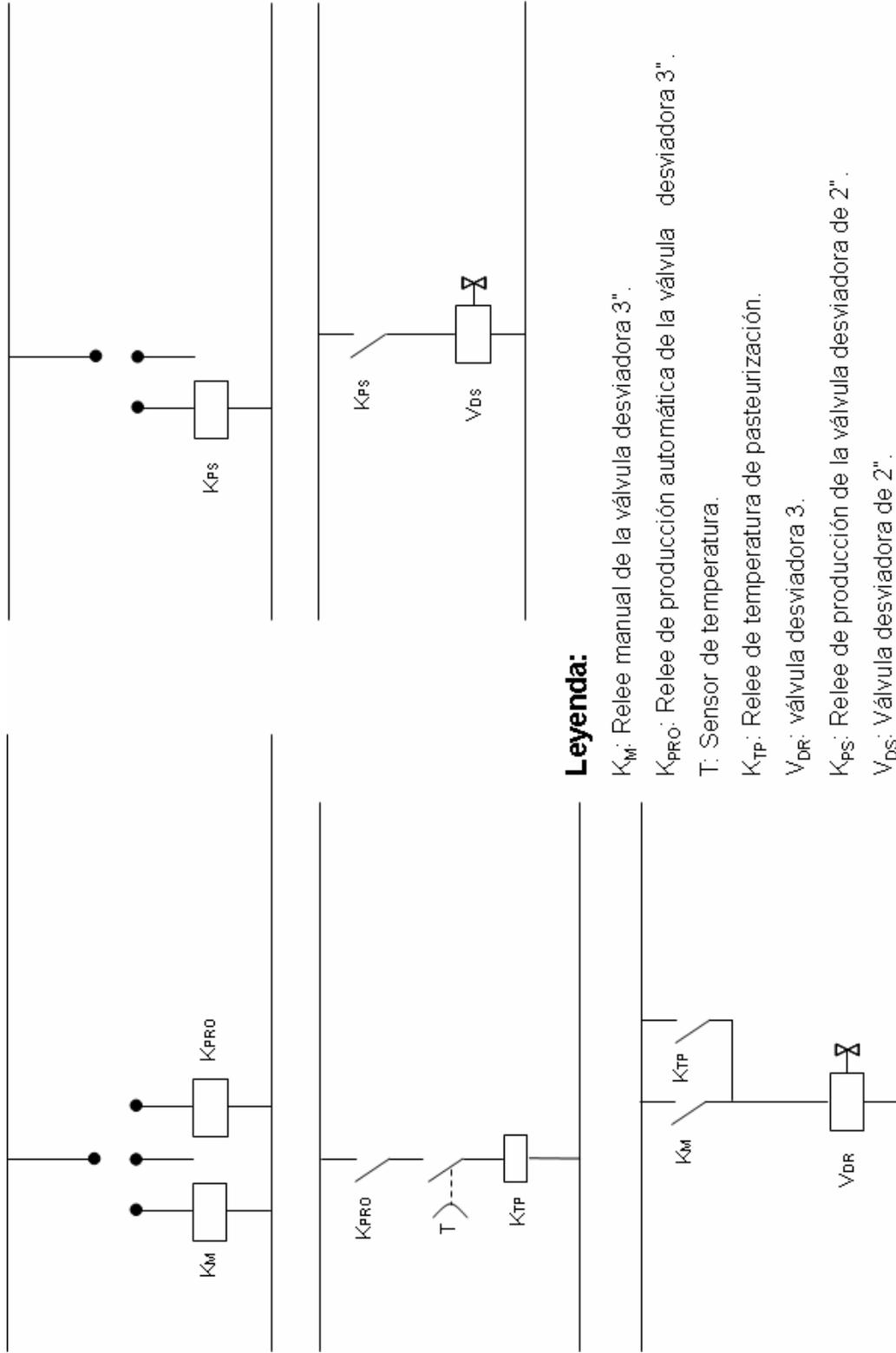
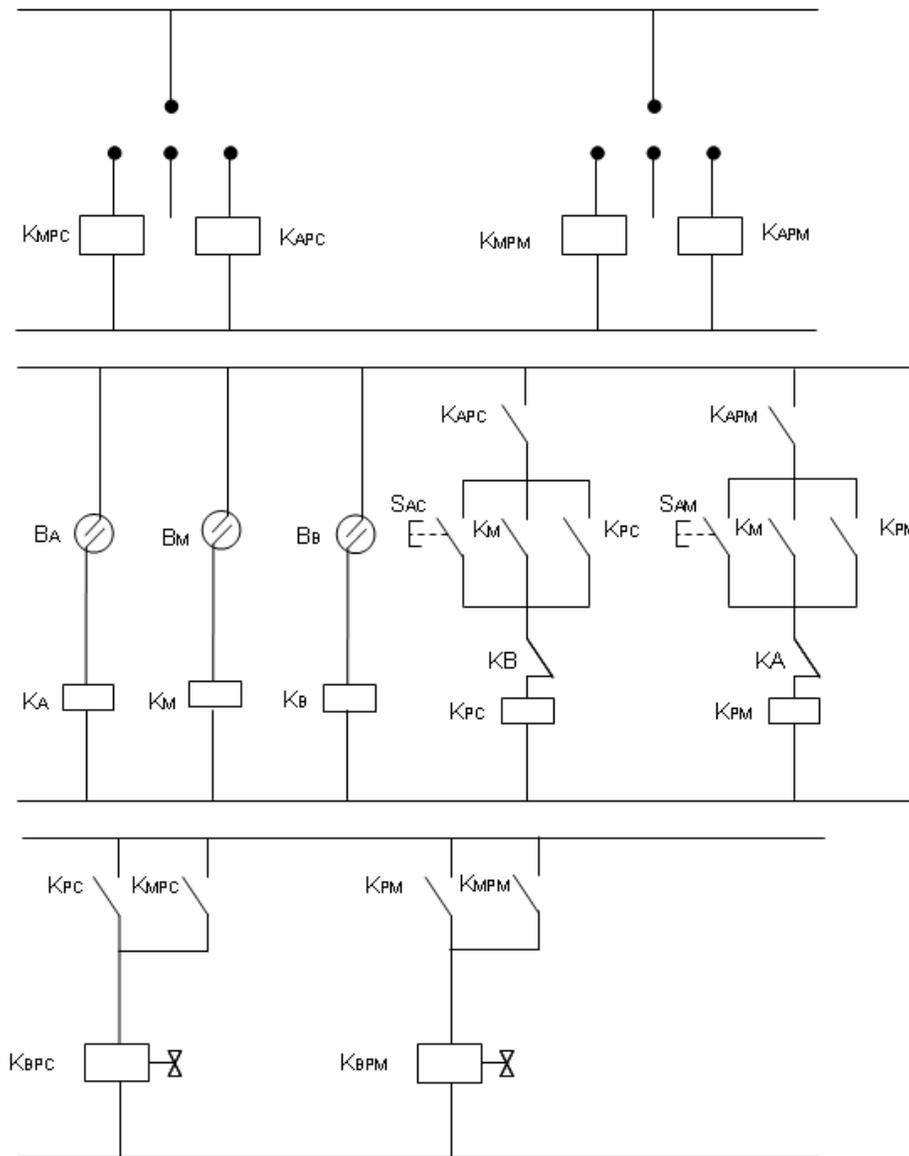


Figura D.13 Esquema electro-neumático de las válvulas desviadoras.



Leyenda:

- K_{MPC} : Relee manual de la bomba de producto crudo.
- K_{APC} : Relee automático de la bomba de producto crudo.
- K_{MPM} : Relee manual de la bomba de producto mezclado.
- K_{APM} : Relee automático de la bomba de producto mezclado.
- S_{AC} : Pulsador eléctrico de bomba de producto crudo.
- S_{AM} : Pulsador eléctrico de bomba de producto mezclado.
- K_{PC} : Relee activador de bomba de producto crudo.
- K_{PM} : Relee activador de bomba de producto mezclado.
- B_A : Sensor magnético de nivel alto de producto.
- B_M : Sensor magnético de nivel medio de producto.
- B_B : Sensor magnético de nivel bajo de producto.
- K_A : Relee de sensor magnético de nivel alto de producto.
- K_M : Relee de sensor magnético de nivel medio de producto.
- K_B : Relee de sensor magnético de nivel bajo de producto.
- K_{BPC} : Relee de la bomba de producto crudo.
- K_{BPM} : Relee de la bomba de producto mezclado.

Figura D.14 Esquema electro-neumático de las bombas de producto mezclado y producto crudo.

Anexos



REVALGAS C.A.

RIF: J-30402965-9
 Av. Norte I. entre Transversal 7-8, Zona Ind. Carabobo
 C.C. Diamante II, Local 2 Valencia Edo. Carabobo
 Telfs.: 58+241 8389093 / 4129 / 9117
 Fax: 58+241 8389007 E-mail: revalgas@cantv.net
 Página Web: www.revalgas.com
 E-mail: ventas@revalgas.com

COTIZACIÓN
 Nro.: 00008987

Pag: 1
 Hora: 10:19:24 a.m.

Cliente: PROCESADORA Y EMPACADORA DE FRUTAS NIRGUA, C.A. Rif: .
 Dirección: .
 Telefono: . Atención:
 Fecha: 12-08-2008 Válida hasta: 27-08-2008 Condiciones de Pago: Contado
 Vendedor: 00000 Referencia: Tiempo de Entrega: INMEDIATA (SALVO VENTA)

Renglón	Cantidad	Especificaciones	Precio Unitario	Total Renglón
1	1	11AX02FI0004130 FISHER REGULADOR DE PRESION P/TAPOR 3/4" NPT CUERPO EN HIERRO FUNDIDO, DIAFRAGMAS Y PARTES INTERNAS EN A INOXIDABLE RANGO DE 25-75 PSIG. MAX. PRESION DE ENTRADA 250 PSIG. MODELO 95H. FABRICANTE FISHER CONTROLS.	1,100.00	1,100.00

REVALGAS C.A.
 MANEJO Y CONTROL DE FLUIDOS INDUSTRIALES

REVALGAS

Observaciones:
 Dirección de Despacho: NUESTROS ALMACENES

Sub-Total:	Bs.	1,100.00
Descuento: 0.00 %	Bs.	0.00
Total Neto:	Bs.	1,100.00
I.V.A.: 9.00 %	Bs.	99.00
Total Operación:	Bs.	1,199.00

Son: Bs. UN MIL CIENTO NOVENTA Y NUEVE CON 00/100

NOTA: ELABORAR ORDEN DE COMPRA A NOMBRE DE REVALGAS, C.A. Y HACER REFERENCIA A ÉSTA COTIZACIÓN.-

Operador: TWillalobosP



INTECSU C.A.

Rif. J-31153396-6

Suministró para la industria: Tuberías, Bombas, Válvulas y Conexiones
En Acero Inoxidable, Sanitario e Industrial

COTIZACION 00001442

Fecha: 12/08/2008
Vence: 15/08/2008
Hora: 09:56:44
Pag: 1

Cliente: PROCESADORA Y EMPACADORA DE FRUTAS NIRGUA, C.A.
Dirección: AV. MOYETONES, PARCELA 114 N°8. ZONA INDUSTRIAL III.
" BARQUISIMETO, EDO. LARA.

Atención: HUGO CORREDOR.

Rif: J-30742117-7

Validez de la Oferta: 3 Días

Telefono: Fax:

La presente tiene como finalidad saludarle muy cordialmente, así como presentarle nuestra mejor oferta.

Item	Cantidad	Medida	Descripción	P.U. Bs.	Total
1	4	3"	TUBERIA SANITARIA ACERO INOXIDABLE (6 M	938,00	3.752,00



RIF: 31153396-6 NIT: 0334689034
Av. Valencia C.C. Profesional Biarritz, Piso 1 Ofic. 1-32
Valencia - Edo Carabobo
Telefax: 0241.867.18.79
www.intecsu.com.ve

TIEMPO DE ENTREGA: INMEDIATO.

Total Neto: **3.752,00**
I.V.A.9,00 %: **337,68**
Total Operación: **4.089,68**

Lugar de Entrega: EN SUS INSTALACIONES.
Cond. de Pago: CONTADO 0 Días

Cordialmente

TODO PEDIDO DEBE ESTAR RESPALDADO
POR N° DE ORDEN DE COMPRA Y CON LA
INFORMACIÓN FISCAL

Alfonso Quiroz
ALFONSO QUIROZ
DPTO DE VENTAS
0414-4275090
intecsu@cantv.net

Av. Valencia CC. Profesional Biarritz, 1er Piso Of.: 1-32 Valencia Edo
TELEFONO: 0241-8087137 TELEFAX: 0241-8671879 / 0416-4404241 - 0414-
VISITENOS POR: www.intecsu.com.ve

**METAL EMPRESA, C.A.**FABRICACIÓN DE MONTAJES INDUSTRIALES EN ACERO INOXIDABLE.
ELABORACIÓN DE MAQUINARIA PARA LA INDUSTRIA MODERNA

RIF.: J-31473784-8 / NIT.: 0499296681

Fabricación de Montajes Industriales en Acero Inoxidable, Elaboración de Maquinarias Para la Industria Moderna.**PRESUPUESTO CONTROL
Nro 0072**

Maracay 26-08-2008

Sr.: Hugo Corredor
Urb. La Trigueña, resid. Las cayenas calle 128 apto. 7-A, Valencia

Presupuesto

- 1-. Mezclador agua-vapor de 3" de línea de agua y 3/4" en ramal de vapor.
Precio: 867,00
- 2-. Armado del pasteurizador con interconexión y soldaduras sanitarias.
Precio: 42.325,00

Sub-total: 43.192,00
IVA 9% 3.887,28
Total: 47.079,28ATTE
Segundo Salazar

METAL EMPRESA C.A.



TELF/FAX: (0241) 843-12-62

RIF: J-31242149-5
NIT: 0373710334**COTIZACIÓN****N° 0386G**

Valencia, 21 de Julio del 2.008

Señores: **PROCESADORA Y EMPACADORA DE FRUTAS NIRGUA C.A.**
Nirgua, Edo. YaracuyAtt. Ing. Guillermo Lara
Ing. Efraín Guzmán
Ing. Yelitza Hernández

Estimados señores:

De acuerdo con su solicitud de repuesto del Intercambiador de Calor marca APV, modelo R5, tengo el agrado de ofrecerles el siguiente:

Cant.	Descripción	Precio Unitario Bs.	Precio Total Bs.
07	Placas desviadoras derechas marca APV, modelo R5 con empacadura.	960,00	6.720,00
09	Placas desviadoras izquierdas marca APV, modelo R5 con empacadura	960,00	8.640,00
02	Placas terminal derechas marca APV, modelo R5	1.134,00	2.268,00
01	Placas terminal izquierdas marca APV, modelo R5	1.134,00	1.134,00

Precio Total de Bs. 18.762,00

ENTREGA: Inmediata.

FORMA DE PAGO: De Contado.

El precio está sujeto al cambio del dólar de Bs. 2.150 por US \$ en el momento del pago. El IVA no está incluido. Oferta válida por diez días.

Espero pronta confirmación, entretanto les saludo.

Muy atentamente:

Hugo Gregorio Corredor H.
Director General