

**Universidad de Matanzas**  
**Facultad de Ciencias Técnicas**  
**Departamento de Química**



**TRABAJO DE DIPLOMA**

***Trabajo de diploma en opción al título de ingeniero químico***

**Título:** Evaluación de un intercambiador para el sistema de enfriamiento de los envases de chile habanero en la UEB Combinado Industrial “Héroes de Girón”.

**Autor:** Marielsy Reyes Chávez

*Diplomante. Universidad de Matanzas.*

**Tutores:** M Sc. Ana Edelys Santana Lantigua

*Universidad de Matanzas*

M Sc. Luis A. Olivera Díaz

*UEB Combinado Industrial “Héroes de Girón”*

**Matanzas, Cuba. 2022**

**“Año 64 de la Revolución”**

## **Declaración de autoridad**

Yo Marielsy Reyes Chávez declaro ser la autora de este trabajo de diploma y autorizo al departamento de Química de la Universidad de Matanzas y la UEB Combinado Industrial “Héroes de Girón”, utilizarlo de la manera que lo estime conveniente, además de todo aquel que necesite su consulta, siempre y cuando se respete el nombre del autor.

Para que así conste firma:

---

*Marielsy Reyes Chávez*

*Autor*

**Nota de aceptación:**

---

---

---

---

---

---

---

---

---

Institución

---

Nombre del presidente del tribunal

---

Firma

---

Evaluación

---

Fecha

## *Pensamiento*

*"La ciencia más útil, es aquella cuyo fruto es el más comunicable".*

*- Leonardo Da Vinci*

## **Dedicatoria**

Le dedico este trabajo: a mis padres, a mi familia, mis amigos y a todas las personas que me han apoyado a lo largo de la realización de este proyecto.

A la memoria de mis abuelos Chuchi y María.

## **Agradecimientos**

A mi mamá y mi papá por su cariño, por demostrar su orgullo y confianza en mí, por el esfuerzo que han realizado todos estos años, por su perseverancia y comprensión en momentos difíciles y su satisfacción en los alegres, eternamente agradecida.

A mi familia por estar siempre presentes y preocuparse por mi futuro, por brindarme su apoyo constantemente.

A mis tutores Luis A. Olivera y Ana Edelys Santana por brindarme sus conocimientos, por dedicarme su tiempo y ayuda incondicional.

A mis amigos por estar a mi lado y colmarme de momentos inolvidables.

A todos, muchas gracias.

## **Resumen**

El trabajo que se presenta fue realizado en la UEB Combinado Industrial "Héroes de Girón" de Jagüey Grande en la provincia de Matanzas. Tiene como objetivo la evaluación de un sistema de enfriamiento para disminuir la temperatura del agua en el envasado de chile habanero en conservas, en formato tipo PET y pomos de vidrio, y alcanzar los 20 °C establecidos. Se utilizan en la investigación diferentes métodos y metodologías que facilitan los cálculos para la selección de la bomba y del intercambiador de calor. Entre los resultados que se alcanzan en el trabajo es que, con la instalación de un sistema de bombeo y un intercambiador de calor conectados en serie, se logra mantener el agua circulando constantemente a una temperatura óptima, que sea capaz de enfriar los envases de conserva sin que afecte las características físicas de los mismos. La inversión propuesta es de \$ 61 467 737.64. Con la modificación realizada la ganancia prevista es de 23 322 686.98 \$/a y el plazo de recuperación de la inversión es de 2.63 años, por lo que se demuestra que es favorable realizar la inversión.

## **Abstract**

The work presented was carried out in the UEB Combinado Industrial "Héroes de Girón" of Jagüey Grande in Matanzas province. It has as objective the evaluation of a cooling system to decrease the water temperature in the canned habanero chili packaging, in PET type format and glass knobs, and to reach the established 20°C. Different methods and methodologies are used in the research to facilitate the calculations for the selection of the pump and the exchanger. Among the results achieved in the work is that with the installation of a pumping system and a heat exchanger connected in series, it is possible to keep the water constantly circulating at an optimum temperature, which is capable of cooling the canning containers without affecting their physical characteristics. The proposed investment is \$ 61 467 737.64. With the modification made, the expected profit is \$ 23 322 686.98 per year and the payback period for the investment is 2.63 years, which show that it is favorable to make the investment.

## Tabla de contenido

Introducción.....	1
Capítulo 1. Análisis bibliográfico.....	8
1.1 El chile habanero, su origen e importancia para la salud.....	8
1.1.1 El chile habanero y sus diversos usos.....	9
1.1.2 Importancia nutricional del chile habanero .....	10
1.2 Origen de la conservación de los alimentos.....	11
1.2.1 Métodos de conservación de los alimentos .....	12
1.3 Tratamiento térmico.....	13
1.3.1 Fases del ciclo de esterilización .....	14
1.3.2 Mecanismo de transmisión de calor en el interior del envase .....	17
1.3.3 Enfriamiento de los envases de conserva .....	18
1.3.4 Calidad del agua para el enfriamiento de los envases de conserva .....	20
1.4 Sistemas de enfriamiento.....	20
1.5 Clasificación de los intercambiadores de calor .....	21
1.5.1. Intercambiador de calor tubular.....	24
1.5.2. Intercambiador de calor de placas.....	25
1.5.3 Importancia del intercambiador de calor en el proceso .....	25
Capítulo 2. Materiales y métodos.....	28
2.1 Caracterización de la UEB Combinado Industrial “Héroes de Girón” .....	28
2.2 Descripción del proceso de producción de chile habanero.....	29
2.2.1 Caracterización de los principales equipos que intervienen en el proceso de producción.....	29
2.3 Metodología para la selección de la bomba propuesta. Balance de mecánica de fluido .....	35
2.3.1 Cálculo de la carga de la bomba propuesta.....	35
2.3.2 Cálculo del NPSH del sistema .....	39
2.3.3 Evaluación del funcionamiento del sistema de Bombeo.....	40
2.4 Metodología para la evaluación del intercambiador de calor.....	40
2.4.1 Balance en el intercambiador de calor .....	40
2.4.2 Evaluación del intercambiador de calor por el método ( $\epsilon - NTU$ ).....	41
2.4.3 Evaluación hidráulica del intercambiador de calor propuesto .....	43
2.4.3.1 Calculo del lado de los tubos.....	44
2.4.3.2 Cálculo del lado de la carcaza.....	47
2.5 Evaluación económica de la propuesta .....	50
Capítulo 3: Análisis de resultados.....	53
3.1 Resultados de la metodología para la selección de la bomba propuesta	53

<b>3.1.1</b>	<b>Análisis del cálculo de la carga de la bomba</b> .....	<b>53</b>
<b>3.1.2</b>	<b>Análisis del cálculo del NPSH del sistema</b> .....	<b>58</b>
<b>3.1.3</b>	<b>Evaluación del funcionamiento del sistema de Bombeo</b> .....	<b>59</b>
<b>3.2</b>	<b>Resultados de la metodología para la evaluación del intercambiador de calor</b> .....	<b>59</b>
<b>3.2.1</b>	<b>Resultado del cálculo del balance mecánico</b> .....	<b>59</b>
<b>3.2.2</b>	<b>Evaluación del intercambiador de calor por el método (<math>\epsilon - NTU</math>)</b> .....	<b>60</b>
<b>3.2.3</b>	<b>Evaluación hidráulica del intercambiador</b> .....	<b>63</b>
<b>3.2.3.1</b>	<b>Análisis del cálculo del lado de los tubos</b> .....	<b>64</b>
<b>3.2.3.2</b>	<b>Análisis del cálculo del lado de la carcaza</b> .....	<b>67</b>
<b>3.3</b>	<b>Análisis económico</b> .....	<b>70</b>
	<b>Conclusiones</b> .....	<b>74</b>
	<b>Recomendaciones</b> .....	<b>75</b>
	<b>Bibliografía</b> .....	<b>76</b>
	<b>Anexos</b> .....	

## **Introducción**

En la actualidad la ciencia y la tecnología de los alimentos representan un renglón importante en el desarrollo de los países. Se denomina tecnología de alimentos a la aplicación de la ciencia en los procedimientos y medios que el hombre emplea en la transformación, conservación, almacenamiento y distribución de los productos al mercado.

En los mercados internacionales la competitividad depende de la calidad de los productos. La búsqueda constante de productos de calidad alta se refleja en que ésta considere el elemento esencial de la competitividad en el mercado internacional (Arellano-Díaz, 2017).

(Artopoulos y otros, 2014) mencionan que las empresas en Asia destacaron por ser exportadoras estables de productos diferenciados a países industrializados. Su fuerza principal, radica en adaptarse a las necesidades de los consumidores de estos países, porque los estándares de calidad y prácticas comerciales de los países desarrollados tienen diferencias sistemáticas con las de países en vía de desarrollo, los principales productores son China, México, Indonesia, Turquía, España, EUA y Nigeria.

Como todo producto que se comercializa hoy en día el chile habanero, se encuentra inmerso en el fenómeno de globalización de los mercados, particularmente al nivel de su eslabón en la producción primaria, la cual compite de manera abierta con la oferta mundial de chile habanero, bajo las condiciones y tendencias del mercado internacional, nacional, regional y local. El chile habanero tiene un mercado para su comercio en fresco o en su transformación brindándole un valor agregado para obtener productos diferenciados.

El chile habanero es oriundo de Cuba y otros han definido como centro de origen del género *Capsicum chinense* Jacq a una gran área ubicada entre el sur de Brasil y el este de Bolivia, el Oeste de Paraguay y el Norte de Argentina. Es en estas regiones donde existe la mayor distribución de especies silvestres en el mundo (Ruiz y otros, 2011).

Desde su descubrimiento, el chile se ha utilizado de muchas formas, debido a su creciente uso en los alimentos como fuente de colorantes naturales, vitaminas y minerales, así como al interés de la industria en sus compuestos fitoquímicos utilizados en la elaboración de medicamentos y cosméticos. El chile habanero (*Capsicum chinense*) es uno de los más populares, con reconocimiento internacional por su calidad y su mercado de exportación necesita el control cualitativo de producto con la tecnología (Pacheco y otros, 2017).

La mayor demanda de chile habanero se presenta entre finales de noviembre y abril, sobre todo en mercados de Estados Unidos, Canadá, Holanda y Francia, naciones donde hay grandes concentraciones de emigrados cuya culinaria tradicional demanda del chile habanero, considerado uno de los más picantes del mundo (Brambilla y otros, 2012).

En Latinoamérica la producción y el consumo está liderado por México.

En Cuba el chile habanero, se incorpora como producto fresco a la cartera de exportaciones, como respuesta a las necesidades del país, cada vez más afectado por el recrudecimiento del bloqueo impuesto por los Estados Unidos. Este, es un sector que se pretende potenciar para sustituir las importaciones destinadas tanto al turismo, como al consumo local. En la actualidad, su tecnología está obsoleta y las empresas no son competitivas en los mercados internacionales.

De manera que la búsqueda urgente de eficiencia en el proceso de sustitución de importaciones ha adquirido gran importancia, ya que la tendencia creciente de los precios de los bienes y servicios que el país demanda en el mercado mundial, ha aumentado considerablemente, teniendo en cuenta además las limitaciones de los recursos financieros y el escaso acceso al financiamiento externo por el bloqueo económico impuesto al país

Para la elaboración del programa la sustitución de importaciones se definió, como un proceso condicionado por restricciones de carácter externo, mediante el cual se reemplazan importaciones por producciones nacionales contribuyendo a la reanimación y desarrollo de la industria nacional, y así elevar el nivel de satisfacción

de las necesidades de la población y disminuir la dependencia externa (Domínguez, 2012).

El procesamiento de productos agrícolas, requiere que los territorios trabajen desde sus potencialidades no explotadas y así garantizar, de manera efectiva y sostenible, un desarrollo económico que logre un equilibrio y una proporcionalidad a escala territorial (Plaza & Blanco, 2015).

La industria de los alimentos juega un papel fundamental en el cuidado y protección de la salud de la población, así como en aumentar la vida de anaquel de diversos productos, por lo que busca alternativas viables para dicho fin (Hernández & Torrealba, 2013).

El producto tiene que estar estéril y el envase previamente esterilizado. Se lleva a cabo una vez pasteurizado el producto y enfriado a temperatura ambiente o de refrigeración gracias a esta tecnología, los productos dejan de ser expuestos a tratamientos térmicos de larga duración que afectan a las cualidades de los alimentos frente al tratamiento clásico de calor en autoclaves (ARAPACK, 2017).

Los fundamentos de esta tecnología residen en el llenado de los envases previamente esterilizados con el producto alimenticio que también ha sido previamente esterilizado. Este proceso debe realizarse en condiciones asépticas, para seguidamente sellar los envases herméticamente y evitar la contaminación.

Este tipo de envasado es el más utilizado en los productos comerciales. Los envases que se emplean en el envasado aséptico son de cartón, vidrio, tipo brick y de plástico. El producto envasado mediante esta tecnología mantiene sus propiedades organolépticas y nutricionales. El consumo preferente puede llegar a ser de más de un año. Este envasado da lugar a productos más naturales. Se emplea en bebidas con y sin gas: bebidas a base de té, leche, zumos de verduras y frutas, aguas aromatizadas entre otras (Alborch, 2017).

En el caso de Cuba, es un llamado permanente de la dirección del país a elevar la calidad de los servicios que se ofrecen en diferentes sectores, declarada en los Lineamientos aprobados en el VII y VIII Congreso del Partido Comunista de Cuba,

---

como actualización de los del VI Congreso de dicha organización en el 2016, 2021 y 2011, respectivamente (Comité Central del Partido Comunista de Cuba, 2016).

En Cuba se orienta un nuevo modelo económico y político comercial a la búsqueda de soluciones internas para asegurar el desarrollo económico del país, proporcionando la soberanía alimentaria de sus habitantes. De aquí que la sustitución de importaciones sea de gran importancia y se convierte en un objetivo clave, priorizándose los alimentos para el logro de los propósitos planteados, teniendo en cuenta las potencialidades con que cuenta el país para el desarrollo de la producción agropecuaria.

En la Constitución de la República de Cuba, aprobada en 2019, se consagra el derecho de las personas a la alimentación y se establece el objetivo de alcanzar la seguridad alimentaria para todos (Gaceta Oficial de la República de Cuba, 2019).

La política alimentaria y nutricional de la población cubana como prioridad del gobierno asume en la actualidad retos importantes, adicional al recrudescido bloqueo a nuestra economía, al deterioro de la tecnología existente en el país y la cada vez menos población productivamente activa en nuestros campos se suma la extendida pandemia mundial que desde finales del 2019 ha paralizado la economía mundial y limitado la posibilidad de importación y exportación con un marcado énfasis en los países subdesarrollados o en vías de desarrollo, el desarrollo científico técnico y el desarrollo de las fuerzas productivas calificadas permiten que el desarrollo local en Cuba asuma el rol de oxigenar la economía desde la gestión de satisfactores territoriales y la inyección de divisas para el desarrollo y la inversión (MINAG, 2020).

El componente dos del modelo de soberanía alimentaria hace hincapié en los elementos que garanticen la “Transformación y comercialización”, aseguramiento de la implementación de sistemas de gestión más eficientes, con garantía de la sanidad, inocuidad y calidad de los alimentos a través de la incorporación del enfoque y gestión de cadenas locales de valor para la garantía de la gestión logística de las cadenas de valor buscando precios asequibles al consumidor, correspondencia calidad-precio y la reducción de pérdidas en cosecha, postcosecha y

comercialización. Buscar la accesibilidad y diversidad de envases mediante sistemas de envasado, formatos y presentación de los productos acorde con la demanda del mercado y el establecimiento de sistemas de trazabilidad para los alimentos además del incremento de la capacidad local de procesamiento y aprovechamiento de los residuos que prioricen circuitos cortos y diversificados de comercialización para la estabilidad, variedad y asequibilidad física y económica en la oferta de alimentos (Calzada y otros, 2022)

La UEB Combinado Industrial “Héroes de Girón” perteneciente al municipio de Jagüey Grande, es una industria que tiene como misión fundamental la producción de jugos de frutas cítricas y tropicales de la más alta calidad, en completa armonía con el medio ambiente y respetando las exigencias de sus clientes. Sus principales productos son los jugos simples y concentrados de naranja y toronja. Además, se producen puré concentrado, pastas, néctares y conservas de frutas tropicales y tomates. También se obtienen subproductos como aceites esenciales y forraje para alimento animal. Para garantizar la calidad óptima de las producciones, existe todo un sistema de control y aseguramiento de la calidad amparado por el chequeo de todos los procedimientos, instrucciones de trabajo, guías de operación y limpieza de los equipos. Así como, todos los procesos productivos se sustentan en la garantía y calidad de la materia prima, el aseguramiento del equipamiento tecnológico y los recursos humanos.

Hace algunos años existe un plan de diversificación de las producciones en la UEB, con la ejecución de este, se ha sembrado chile habanero en las casas de cultivo, con la finalidad de abastecer el mercado internacional de fruta fresca en moneda libremente convertible. En esta entidad, para asumir el excedente de producción, los momentos de mayor producción en la etapa de cosecha, así como la sustitución de importaciones, se adquiere una línea para el procesamiento del chile habanero.

Esta línea de procesamiento cuenta con el túnel de pasterización para botellas de vidrio y pomo PET, de acero inoxidable AISI304, fabricado con 3 etapas de intercambio de calor, incluida la pasteurización, el preenfriamiento y el enfriamiento.

El sistema proporciona recuperación térmica entre las etapas de la pasteurización, el preenfriamiento, hasta la obtención de aproximadamente un 60% de recuperación. La industria cuenta con un sistema de enfriamiento que trabaja a 2°C para el resto de los procesos tecnológicos. Las zonas de calentamiento inicial y de enfriamiento final, tienen un tiempo de duración estimado por el diseño del equipo, influyendo el tiempo transcurrido durante el calentamiento y enfriamiento en la estabilidad térmica del envase. A la salida del túnel, fin de la última etapa de enfriamiento y de todo el proceso, la temperatura debe ser uniforme dentro de los parámetros de diseño, para garantizar la durabilidad organoléptica del producto. Entre los requerimientos del suministrador, solicita agua a 20°C para el último tramo del túnel de pasterización, en el momento de adquisición de la línea, no estaba incluido el intercambiador, por lo que el agua se suministraba a temperatura ambiente, influyendo en una alta temperatura del producto a la salida del túnel, un aumento del consumo de agua y de residuales a la planta (Departamento de tecnología, 2021).

Atendiendo a los planteamientos anteriores se propone como **problema científico** de la investigación:

¿Cómo disminuir la temperatura final del agua, en la línea de envasado del ají picante (chile habanero), en el combinado industrial “Héroes de Girón”?

Como posible solución a dicho problema se plantea la siguiente **hipótesis**:

Si se establece un sistema de enfriamiento que garantice disminuir la temperatura final del agua, en la línea de envasado chile habanero en el combinado industrial “Héroes de Girón”, entonces se logra elevar la calidad del producto con mejoras en el proceso productivo.

**Objetivos:**

Para dar cumplimiento a la hipótesis planteada se traza el siguiente **objetivo general:**

Evaluar un sistema de enfriamiento para la disminución de la temperatura final del agua en la línea de envasado del ají picante, en el combinado industrial “Héroes de Girón”.

Para dar cumplimiento al objetivo propuesto se siguen los **objetivos específicos:**

1. Diagnosticar la situación actual, empleando métodos teóricos, empíricos y estadísticos, utilizando los valores de temperaturas finales del producto en el envasado y teniendo en cuenta las condiciones reales existentes en el proceso productivo.
2. Evaluar tecnológicamente el sistema de enfriamiento propuesto, basados en los fundamentos de la mecánica de fluidos y la transferencia de calor.
3. Valorar económicamente la propuesta.

En la presente investigación se logra como resultado principal la disminución de la temperatura del agua a 20°C en el envasado del chile habanero.

El trabajo está estructurado en introducción, tres capítulos, conclusiones, recomendaciones, bibliografía y anexos.

## **Capítulo 1: Análisis bibliográfico**

En el presente capítulo se realiza un análisis bibliográfico, profundizando en las características del chile habanero y sus usos, la conservación de los productos en los envases, las definiciones referentes a tratamiento térmico, sistemas de enfriamiento y la clasificación de los intercambiadores de calor, con el objetivo de describir las principales herramientas que apoyan el desarrollo de la investigación.

### **1.1 El chile habanero, su origen e importancia para la salud**

El género *Capsicum*, incluye un promedio de 25 especies y tiene su centro de origen en las regiones tropicales y subtropicales de América, probablemente en el área Bolivia-Perú, donde se han encontrado semillas de formas ancestrales de más de 7.000 años, y desde donde se habría diseminado a toda América.

Al menos cinco de sus especies son cultivadas en mayor o menor grado, pero, en el ámbito mundial, casi la totalidad de la producción de ají y pimiento está dada por una sola especie, *Capsicum annuum*. Esto tiende a confundir porque a partir de esta especie se generan dos productos distintos para el consumidor: Ají (del arawak *axi*) o fruto picante, y pimiento (de pimienta, por equivocación de C. Colón) o frutos no picantes. Los términos españoles pimentón y paprika deben reservarse para el producto seco y molido de la especie (Arellano Guerrón, 2017).

Es necesario destacar que existen otras especies del género cuyo fruto o producto también es denominado ají (Anexo 1). Estas especies de interés más puntual son *Capsicum chinense*, cuyo cultivar "Habanero" produce el ají más picante que se conoce, *Capsicum frutescens*, cuyo cultivar "Tabasco" es muy usado para la elaboración de salsa picante y pickles, *Capsicum baccatum*, cuyo producto es conocido como ají andino y es ampliamente cultivado en las zonas altiplánicas, y *Capsicum pubescens*, cuyo cultivar "Rocoto" (Manzano y Siete Caldos son sinónimos) es muy apreciado por su sabor y picantez en diversas regiones de América (Castillo-Aguilar, 2018).

El chile (*Capsicum spp*) es un cultivo que ha sido diversificado, no obstante, en la actualidad, son muy pocos los que se han industrializado, de los cuales se menciona los siguientes: Chile pimiento dulce, chile serrano, chile jalapeño y el habanero (Arellano Guerrón, 2017).

### **1.1.1 El chile habanero y sus diversos usos**

El chile habanero (*Capsicum chinese Jacay*)(Anexo 2), es uno de los chiles más solicitados en el mundo, es empleado tanto para tratamientos médicos y nutritivos, como para el deleite culinario. La importancia económica del chile se basa principalmente en la utilización de sus frutos. Según datos de la Organización de las Naciones Unidas para la Agricultura y la Alimentación (FAO), el chile es a nivel mundial el quinto producto hortícola, por superficie cultivada. El interés por este cultivo no se centra únicamente en su importancia económica y consumo humano; también se ha demostrado que el chile es una fuente excelente de colorantes naturales, minerales y vitaminas A, C y E.

El chile habanero tiene gran demanda en Estados Unidos, ya que se considera dentro de los más picantes y aromáticos. Los únicos países que se sabe exportan esta especia son Belice y México; generalmente se hace en forma de pasta, para ser utilizada en la preparación de salsas verdes y rojas de chile habanero, que se distribuyen en el mercado nacional, Estados Unidos y Canadá. Además de su uso como alimento o condimento, el chile habanero y otros chiles menos picantes son utilizados en medicina, debido a la presencia de unos compuestos denominados *capsaicinoides*, que determinan el grado de picor en la mayoría de los frutos del género *Capsicum* (Yong y otros, 2017).

Desde hace algunos años, los capsaicinoides son empleados por sus propiedades médicas y farmacológicas.

La capsaicina, el principal capsaicinoide, estimula la membrana mucosa del estómago, incrementando la secreción salival y la peristalsis (contracciones del intestino que hacen avanzar el alimento), lo que estimula el apetito. Además, los chiles picantes intensifican la secreción nasal y lagrimal, así también como la de los

jugos gástricos. Asimismo, la capsaicina tiene un efecto antiinflamatorio y contra-irritante. Existen productos farmacéuticos hechos a base de extracto de chile habanero que sirven para aliviar dolores musculares.

También se usa en ungüentos, lociones y cremas para tratar externamente problemas de dolor crónico relacionado con artritis, gota, neuralgias y cicatrices quirúrgicas. Del chile habanero se extraen *oleorresinas*, cuya aplicación, además de la industria alimentaria, se extiende a la industria química para la elaboración de pinturas y barnices, gases lacrimógenos, etcétera (Yong y otros, 2017).

### **1.1.2 Importancia nutricional del chile habanero**

El chile habanero destaca por su alto contenido de ácido ascórbico, valor que incluso es superior al de los cítricos; los ajíes presentan un valor casi 10 veces más alto de vitamina A que los pimientos y, además, son de elevada pungencia, aspecto que los caracteriza. En la placenta y septos de los ajíes principalmente, se ubican unas glándulas o receptáculos ricos en alcaloides (capsacinoides), entre los que prevalece la capsicina, que determinan el grado de pungencia del fruto. Esta "picantez" del fruto es variable según el cultivar y el método tradicional de estimarla es la determinación del valor recíproco de la dilución máxima que permite detectar pungencia al gusto; el resultado se expresa en unidades Scoville (uS), en honor del inventor del método. Algunos ejemplos de valores promedio que demuestran la gran variación en picantez entre cultivares son: Pimientos entre 0 (no detectable) a 100 uS. Jalapeño entre 4.000 a 6.000 uS. Cayena entre 30.000 a 50.000 uS. Habanero 200.000 a 350.000 uS (Cruz, 2016).

El chile habanero es considerado el más picante del mundo, una sola porción de habaneros tiene 128 miligramos de potasio, es alto en vitamina C, tiene un alto contenido de capsaicina, antiinflamatorio natural que puede ayudar a tratar la artritis y dolores de cabeza, ayuda a regular los niveles de insulina, por lo que puede ayudar a prevenir la diabetes (Cruz, 2016).

## **1.2 Origen de la conservación de los alimentos**

Hace muchos siglos, el hombre observó que los alimentos se descomponían fácilmente y en breves períodos, lo cual no sólo afectaba el consumo público, sino también ocasionaba muchas enfermedades. Estas circunstancias fueron las que provocaron la preocupación del hombre por la forma de conservar los alimentos (Enamorado, 2015).

Desde entonces, todos los pueblos comenzaron a aprovechar las posibilidades que le ofrecía el clima de la región donde habitaban. Por ejemplo; los antiguos hebreos y egipcios utilizaban el sol fuerte para secar la carne (deshidratación); los romanos aislaban los productos del aire cubriéndolos con una delgada capa de cera (Enamorado, 2015).

En 1802 el francés Nicolás Appert descubrió, que los productos alimenticios no se descomponían en largos períodos si se sometían a temperaturas de 100 °C y se mantenían herméticamente cerrados. El descubrimiento de Appert fue una realización casual, pues él desconocía las causas que motivaban la descomposición de los alimentos y cómo se evitaban. El descubrimiento de los procesos de conservación de los alimentos, realizado por el científico francés Luis Pasteur en 1860, permitió resolver de forma científica los problemas referentes a las causas de la descomposición de los alimentos y los procedimientos para evitarla (Hermson & Hulland, 1980).

Según (Sikorski, 2007) el concepto general de la preservación de los alimentos es prevenir o evitar el desarrollo de microorganismos (bacterias, levaduras y mohos), para que el alimento no se deteriore durante el almacenaje. Al mismo tiempo, se deben controlar los cambios químicos y bioquímicos que provocan deterioro. De esta manera, se logra obtener un alimento sin alteraciones en sus características organolépticas (color, sabor y aroma), y puede ser consumido sin riesgo.

La conservación de los alimentos es extraordinariamente importante, pues permite mediante una adecuada planificación de áreas de cultivo, mantener la existencia de productos y suplir su carencia en épocas en que no pueden ser cosechados

(cambios de estaciones, alteraciones climáticas). Evitar que sean atacados por microorganismos que originan la descomposición y así poder almacenarlos por más tiempo.

La composición física y química de los alimentos ayuda a determinar el tipo de proceso requerido para su conservación. Otros factores que influyen al momento de elegir el método de conservación son: qué producto final se desea obtener, tipo de envase, costo y métodos de distribución (Clayton y otros, 2017).

### **1.2.1 Métodos de conservación de los alimentos**

Los principales métodos de conservación de los alimentos que se utilizan actualmente son fundamentalmente dos. El primero busca la conservación de los alimentos inhibiendo el desarrollo de los organismos productores de alteración. Esto puede conseguirse tratando los alimentos mediante diversos procedimientos: refrigeración, congelación, deshidratación, ahumado, etc., de tal forma que la actividad de los microorganismos se retarde. Este tipo de conservación no implica necesariamente la destrucción de los organismos (es decir, un efecto germicida), y al retirar o reducir la influencia inhibidora, el alimento sufre los efectos de la alteración (Sikorski, 2007).

El segundo procedimiento, en que se basan las operaciones de enlatado, es el de la esterilización que comprende la exposición del alimento al calor con el objetivo de destruir los organismos atacantes y su inclusión en recipientes herméticamente cerrados, o sea someterlo a un proceso de tratamiento térmico (Desrosier, 1984).

Durante la etapa de almacenamiento, los alimentos pueden sufrir transformaciones que involucren cambios en su composición química con la consecuente aparición de productos indeseables que afectan su conservación y por ende su aptitud para el consumo. Así, la efectividad de un nuevo envase o método de conservación y/o almacenamiento puede ser evaluado a través de la determinación cualitativa o cuantitativa de ciertas sustancias. Estas determinaciones se realizan empleando métodos químicos y constituyen una medida de la estabilidad del producto, bajo las condiciones de conservación y almacenamiento (Méndez Ventura, 2020).

Según los diferentes autores la conservación también tiene como objetivo fundamental, mejorar las condiciones para la elaboración de cada producto, así como mejorar constantemente la calidad y el volumen de producción, haciéndola a más bajo costo.

### **1.3 Tratamiento térmico**

El tratamiento térmico se efectúa por medio de calor a un tiempo y a una temperatura determinados, dependiendo del tipo de alimento que se vaya a procesar. Existen diferentes tipos de tratamientos térmicos, entre ellos: pasteurización y esterilización.

El objetivo fundamental del tratamiento térmico es destruir o inactivar los gérmenes capaces de producir toxinas o alterar el alimento en conserva, pero sobre todo pretende prevenir el crecimiento del *Clostridium botulinum*, una bacteria que puede producir una toxina altamente letal y cuyas esporas son muy resistentes al calor, sobreviviendo a temperaturas superiores a los 100°C. Sin embargo, no basta con destruir los microorganismos, también hay que tener presentes los efectos negativos que puede ocasionar una sobre esterilización sobre los componentes nutritivos de los productos esterilizados (HRS-Heat Exchangers, 2022).

Por otra parte, es preciso destacar que, las dos características que confiere a la conserva el tratamiento térmico por esterilización: *sanidad y estabilidad*, no son modificadas mientras el envase permanezca herméticamente cerrado. Por tanto, el proceso de esterilización debe ser extremadamente controlado, adecuando tiempos y temperaturas de esterilización al producto y formato de presentación, garantizando de esta forma la estabilidad indefinida del producto envasado, lo que confiere a la conserva el carácter de producto no perecedero. De este modo, se suele asociar a este determinado estado con la siguiente frase: “un producto bien esterilizado no tiene fecha de caducidad” (Sikorski, 2007).

El tratamiento térmico en los alimentos, convenientemente se separa en dos categorías: antes de envasarse y dentro del envase final. El tratamiento térmico antes de envasarse incluye métodos que no dañan la calidad de los alimentos. Por

lo general a los alimentos enlatados se les aplica el tratamiento térmico, dentro de su envase final, no requiere de técnicas sofisticadas y se alcanza una calidad aceptable en la mayoría de los alimentos procesados. Una vez sometido el producto al tratamiento térmico establecido, se procede a su enfriamiento inmediato. Si el enfriamiento de los envases se realiza con lentitud, puede originar una alteración microbiana como resultado de la multiplicación de microorganismos termófilos. Para evitar o al menos minimizar, la re-contaminación, se controla el tiempo de enfriamiento y la temperatura en el termómetro de la autoclave o esterilizador (Hugo, 2007).

Se deben estudiar perfectamente las diversas variables que intervienen en el proceso de esterilización para su optimización. Los tratamientos térmicos, se basarán en estudios de transmisión de calor, que permitan fijar las condiciones de temperatura y tiempo adecuadas para que, con un margen de seguridad suficiente, se garantice la esterilización comercial del producto.

El tiempo y temperatura de tratamiento debe ser siempre marcado, optimizando así, el proceso al máximo con un margen de seguridad suficiente y garantizando en la medida de lo posible, la calidad nutricional del producto puesto en el mercado. Con ese margen de seguridad se previenen factores tales como, el diferente estado inicial de la materia, y otros fenómenos que puedan afectar a la transmisión (Acea, 2017).

### **1.3.1 Fases del ciclo de esterilización**

Cuando se habla de tiempo de proceso (tiempo de esterilización), las personas no expertas en el tema piensan que se trata del proceso que se lleva a cabo en el interior de la autoclave, desde que se introduce el producto, hasta que este es retirado. Lo correcto es considera las etapas de calentamiento (barrido) y enfriamiento y equivaldría a considerar que el producto alcanza la temperatura de consigna (temperatura de régimen) de forma instantánea y se enfría de la misma forma (Enamorado, 2015).

La norma general será que el producto, especialmente en el punto frío, antes de alcanzar la temperatura de régimen, haya tenido una historia (tiempo-temperatura) más o menos larga. Esto dependerá de factores como el producto, el formato, entre otros, así como, de la eficacia del sistema de calentamiento empleado. Mencionar que en la etapa de enfriamiento ocurre exactamente lo mismo pero asociado al descenso en la temperatura (Del Puerto, 2002).

En los procesos reales, tanto la etapa de calentamiento, como la de enfriamiento, requieren un determinado tiempo que no contribuirá prácticamente, a la esterilización del producto (Desrosier, 1984).

Las etapas son:

-Etapa de purgado. El vapor saturado que se introduce en la autoclave, desplaza, mediante corrientes de convección natural, el aire presente en el interior del mismo, provocando su salida por la válvula de purgado, que estará completamente abierta durante este período, con un tiempo prefijado, o bien cuando se detecta que lo que se está purgando es aire con una elevada proporción de vapor (Hermson & Hulland, 1980).

De forma simultánea a esta fase, comienza la etapa de calentamiento como consecuencia del suministro de vapor saturado. Se termina esta fase (al cabo de un tiempo predeterminado), cuando se estima que todo el aire que había en el interior de la autoclave, ha sido expulsado completamente. En las autoclaves, cuyo medio calefactor es vapor /aire, esta etapa no presenta un punto crítico (Hermson & Hulland, 1980).

- Etapa de calentamiento. Se realiza simultáneamente a la fase de purgado o inmediatamente después (dependiendo del tipo de autoclave). Realiza un efecto de “barrido”, permitiendo una rápida entrada de vapor. Durante la misma, la temperatura del recinto se incrementa con una determinada pendiente o bien de modo exponencial (dependiendo de la eficacia térmica del fluido calefactor utilizado) hasta alcanzar la temperatura de régimen (Hermson & Hulland, 1980).

En esta fase la temperatura de producto evoluciona con un determinado retraso con respecto a la temperatura del recinto (temperatura ambiente) que será función de la naturaleza del producto y de las características del envase y del proceso utilizado principalmente.

El tiempo requerido para extraer el aire de la autoclave y elevar la temperatura del tratamiento térmico (tiempo de elevación) necesita ser estimado para cada caso en particular. Si este valor se estima de forma práctica, se considera en el ámbito industrial que es preciso añadir el 42% del tiempo total a esta etapa en el caso de productos que se calientan fundamentalmente por conducción (Hermson & Hulland, 1980).

- Etapa de mantenimiento. Esta etapa de mantenimiento será durante la cual, la temperatura del interior de la autoclave, permanece prácticamente constante en torno al binomio tiempo/temperatura establecido. Así, cada producto tendrá asociados un tiempo/temperatura inamovible (Hermson & Hulland, 1980).

La temperatura del producto, al igual que en la fase anterior, evoluciona más rápidamente, tendiendo a igualarse con la temperatura ambiente. La consecución de este hecho en un mayor o menor tiempo, vendrá determinada por el mecanismo de transmisión de calor que tenga lugar dependiendo del producto que se esté procesando (Del Puerto, 2002).

En la definición del proceso de esterilización, el tiempo de mantenimiento es un término muy importante. La mayor parte del proceso de esterilización ocurre al final del periodo de procesado, por lo tanto, cualquier reducción en el periodo de procesado supone una disminución muy importante en el grado de letalidad alcanzado por el tratamiento (Enamorado, 2015).

- Etapa de enfriamiento. Esta etapa comienza de forma instantánea, al finalizar el tiempo de mantenimiento. La liberación brusca de la presión como consecuencia de la apertura de la bomba de agua, puede causar roturas o abombamiento de las latas, por lo tanto, será necesario suministrar aire a presión para mantener el

equilibrio existente. Como su nombre indica, es durante esta etapa donde se lleva a cabo el enfriamiento del producto una vez realizado el tratamiento térmico pertinente. En este caso se repetirá la situación de las etapas anteriores, pero en sentido inverso (Hermson & Hulland, 1980).

En cuanto a la temperatura del producto, esta evoluciona con respecto a la temperatura interior de la autoclave, con un retraso similar al correspondiente durante la etapa de calentamiento, pero, de forma inversa, puesto que, en este caso, será el propio producto, el que se encuentra a una temperatura superior a la del recinto (Enamorado, 2015).

### **1.3.2 Mecanismo de transmisión de calor en el interior del envase**

El objetivo principal de todo tratamiento térmico de los alimentos es obtener un producto estable desde el punto de vista microbiológico, o lo que es lo mismo, estéril comercialmente (Fellows, 2019).

Es evidente que para poder estudiar el proceso de calentamiento de cualquier producto en su envase es necesario conocer cómo evoluciona la temperatura en su interior. La temperatura deberá medirse en el punto en el que el calentamiento sea más lento, ya que de esta forma se tendrá la seguridad de que todos los demás puntos del producto habrán recibido un tratamiento térmico de mayor intensidad y se podrá determinar si el procesado del producto ha sido suficiente (Fellows, 2019).

Además, hay que considerar el tiempo necesario para que los alimentos alcancen la temperatura del entorno o medio de calentamiento definido en función de la velocidad de transmisión del calor en el alimento (Fellows, 2019).

La variable de mayor influencia sobre la velocidad de transmisión de calor en la esterilización de alimentos envasados, corresponde al tipo de producto (sólido o líquido) objeto de tratamiento, ya que será la que determine el mecanismo de transmisión de calor tendrá lugar el intercambio térmico. Así, en la práctica industrial, se pueden encontrar productos líquidos y productos sólidos: (Sikorski, 2007).

### **Productos Líquidos:**

- De baja viscosidad.
- Formación de corrientes de convección.
- Calentamiento muy rápido.
- De alta viscosidad.
- Mecanismo de corrientes de conducción.
- Calentamiento más lento.
- En un mismo punto la  $T^a$  varía con el tiempo.
- Con sólidos en su seno.
- Influencia de la movilidad del líquido.
- Importancia de la relación líquido/sólido.

### **Productos sólidos:**

- Con líquido de cobertura.
- El líquido se calentará por convección.
- Se trata del vector de calor al sólido que a su vez se calentará por conducción.
- De alta viscosidad.
- Características similares a líquidos con alta viscosidad.

Básicamente puede afirmarse que toda transmisión de calor en el interior del envase de conservas puede llevarse a cabo, principalmente, mediante dos mecanismos diferentes: conducción y convección (Sikorski, 2007).

Estos mecanismos podrán presentarse con diversas modificaciones o de forma conjunta de tal modo que se observarán determinadas variantes, en cuanto al mecanismo de transmisión de calor (Sikorski, 2007).

### **1.3.3 Enfriamiento de los envases de conserva**

El enfriamiento se realiza una vez los productos envasados terminan el ciclo de procesamiento térmico, con el fin de reducir lo más pronto posible la temperatura

interna del producto y evitar que se presenten modificaciones en las características del producto (Hermson & Hulland, 1980).

Los envases pueden enfriarse total o parcialmente en la autoclave y generalmente se enfrían en agua. Durante la operación de enfriamiento los envases van de un estado de presión a un estado de vacío. Antes del enfriamiento los extremos de los envases están distendidos. Durante el enfriamiento los extremos son succionados por la formación de un vacío en estos. Las pequeñas flexiones, si el compuesto del sello está aún semifluido, o un golpe en el sello, pueden permitir la entrada de diminutas cantidades del agua de enfriamiento. Si las gotas de agua contienen bacterias capaces de crecer en el producto y si las condiciones son adecuadas para su crecimiento, ocurrirá deterioro por infiltración (Enamorado, 2015).

En los sistemas discontinuos, el equipo se carga por lotes de envases y se inicia un ciclo de tratamiento. Pueden consistir en un tanque o depósito abierto con agua fría para alcanzar la temperatura del proceso. El producto se introduce en canastas operadas por poleas. Se debe recircular el agua para evitar la formación de zonas frías y calientes. Tiene como desventaja, un mayor costo de mano de obra, mayor gasto de agua y energía, menor eficiencia en el uso del agua y menor uniformidad en el tratamiento térmico, entre cada uno de los lotes (Hermson & Hulland, 1980).

En el enfriamiento a presión, se mantiene la presión dentro de la autoclave, mientras los envases se enfrían lo suficiente para reducir la presión interna a un nivel seguro. Entonces, el envase puede exponerse a la presión atmosférica, sin el peligro de la combadura de las latas o deformación de los sellos. Después de un enfriamiento a presión correcto, los envases pueden sacarse de la autoclave con seguridad. Se sugiere, inundar completamente la autoclave, hasta que cubra totalmente las latas, en lugar, de solo enfriar por aspersión. Un sistema de aspersión no es recomendado, pues puede producir un enfriamiento desigual (Holdsworth, 1988).

Los tiempos específicos para el enfriamiento a presión son afectados por varios factores, tales como, el producto, tamaño del envase, temperatura de proceso, temperatura del agua de enfriamiento y la cantidad de agua usada. Como regla

general, los envases de gran tamaño, requieren enfriamiento a presión cuando se procesan a 240 °F (38 °C) o más alto. En algunas ocasiones, cuando se usan temperaturas bajas de autoclave, los envases de menor tamaño, pueden procesarse, sin enfriar a presión, especialmente en los casos en que las temperaturas de la autoclave excedan a 250 °F (121°C) (Holdsworth, 1988).

#### **1.3.4 Calidad del agua para el enfriamiento de los envases de conserva**

El agua de enfriamiento debe tener un contenido microbiano bajo. Como norma general, se estima como límite un número total de colonias mesófilas aerobias inferior a 100 c.f.u./ml (Hermson & Hulland, 1980).

De este modo, debe llevarse a cabo un registro del tratamiento del agua de enfriamiento y de su calidad microbiológica. Aun considerándose que los envases están herméticamente cerrados, puede que un pequeño número de ellos admita infiltraciones de agua durante el período de enfriamiento, debido principalmente, a los esfuerzos mecánicos y a la diferencia de presión. Para asegurar una desinfección eficaz, se mezclará bien, cloro con el agua a un nivel, que reduzca al mínimo, el riesgo de contaminación del contenido de los envases durante el enfriamiento (Hermson & Hulland, 1980).

Se establece, que el tratamiento con cloro es adecuado, midiendo las cantidades detectables de cloro libre residual en el agua, después de que se ha utilizado ésta, para enfriar los envases. Normalmente se considera adecuado, un contenido residual de cloro libre de 0,5 a 2 ppm. Los niveles de cloro en exceso, pueden acelerar la corrosión de algunos envases metálicos. Deberá llevarse un registro de los resultados de todos los ensayos de la calidad microbiológica y del tratamiento del agua de enfriamiento (Sikorski, 2007).

#### **1.4 Sistemas de enfriamiento**

En la industria son requeridos con frecuencia, la implementación de un sistema eficiente de absorción de calor, sea para, almacenamiento de frutas, verduras, carnes, y otros, o para la adecuada operación de equipos como: compresores,

intercambiadores de calor, máquinas que se calientan en procesos de producción (hornos, moldes, inyectores de plástico y aceites), y además para el acondicionamiento de ambientes para el ser humano (Sifuentes & Rubi, 2010).

El agua, es el medio más comúnmente utilizado para enfriamiento, por su accesibilidad y bajo costo, mezclándolo en algunas circunstancias con productos que le modifican sus propiedades coligativas (punto de congelación o evaporación), como los glicoles, sales como cloruro de calcio o de Sodio (Sifuentes & Rubi, 2010).

La mayor parte de las aguas empleadas con fines industriales, se usan para enfriar un material o un equipo. La gran capacidad calorífica del agua y la gran disponibilidad del agua en la mayoría de las áreas industriales, han hecho del agua el medio de transferencia de calor favorito, en las aplicaciones industriales y de servicios (Marín, 2002).

Los sistemas de agua de enfriamiento son necesarios, debido a que los procesos industriales y servicios no trabajan eficientemente o efectivamente, a menos que las temperaturas y presiones específicas del proceso, sean mantenidas dentro de ciertos parámetros. Los sistemas de agua de enfriamiento, mantienen las temperaturas y presiones correctas por transferencia de calor o enfriamiento (Marín, 2002).

En la actualidad hay tres clases principales de sistemas de enfriamiento: de un solo paso, circuito cerrado y recirculación abierta. El tipo de sistema a seleccionar, dependerá de varios factores, donde se incluye la disponibilidad de agua, presupuesto de compra, carga de calor, calidad del agua, diseño del sistema, aplicación específica del agua y otros (Sifuentes & Rubi, 2010).

### **1.5 Clasificación de los intercambiadores de calor**

En la vida diaria se encuentran muchas situaciones físicas en las que es necesario transferir calor desde un fluido caliente a uno frío con múltiples propósitos. Por ejemplo, ahorro de energía (combustible) lo que disminuye los costos de operación; ó para llevar al fluido a una temperatura óptima, bien sea para un procesamiento

posterior o para alcanzar condiciones de seguridad necesarias en el caso de transporte y/o almacenamiento. Para transferir calor existen una amplia variedad de equipos denominados intercambiadores de calor.

Un intercambiador de calor es un equipo de transferencia de calor, cuya función es cambiar la entalpía de una corriente. En otras palabras, un intercambiador transfiere calor entre dos o más corrientes de proceso a diferentes temperaturas.

Son modelos constituidos fundamentalmente, por un haz de tubos cuyos elementos se unen boca a boca por medio de codos. La mezcla circula por los tubos donde es calentada desde una o dos superficies, por vapor de agua que discurre en contracorriente (Gonzales, 2007).

En equipos tradicionales la limpieza es una operación prolongada e incómoda y, en algunos modelos, es preciso efectuar desmontando diariamente. Por el contrario, los equipos actuales, de acero inoxidable, permiten una limpieza en circuito, haciendo circular por ellos soluciones detergentes y antisépticas. Los pasteurizadores tubulares son más caros, pero su rendimiento calórico es excelente (Gonzales, 2007).

Los equipos de intercambio de calor se pueden clasificar de acuerdo a diferentes criterios: tipo de contacto entre las corrientes fluidas, relación área de transferencia de calor a volumen ocupado, número de fluidos involucrados, de acuerdo al servicio, tipo de construcción entre otros (González-Mendizabal, 2002).

### **Clasificación de los intercambiadores de calor:**

#### Según el proceso de transferencia de calor:

- Recuperadores o de transferencia directa.
- Regeneradores o de almacenamiento.
- Lecho fluidizado.
- Contacto directo.
- Con combustión o generadores de calor (hornos y calderas).

Según las características constructivas:

- Tubular: doble tubo, carcasa y tubos.
- Placas: paralela, espiral.
- Compactos: tubos-aletas, placas-aletas.

Según la disposición de los flujos:

- Paralelo.
- Contracorriente.
- Cruzado.

Según su función:

- Intercambiador.
- Calentador y Enfriador.
- Refrigerador.
- Evaporador y condensador.
- Generador de vapor.

(Becerra, 2018)

Las direcciones del flujo de los fluidos en los intercambiadores de calor indirectos pueden ser de flujo paralelo o en serie, bien sea en el mismo sentido (equicorriente) o en sentido opuesto (contracorriente), y de flujo cruzado, cuando las corrientes mantienen direcciones que se cruzan, generalmente en forma perpendicular (Hermida, 2000). Por su parte, en los intercambiadores de calor directos solo se considera la mezcla de los fluidos ya sea por infusión o por inyección del vapor en los alimentos (Lewis & Heppell, 2000).

Cuando se diseñan los intercambiadores de calor, se toma en consideración que el coeficiente global de transmisión de calor del mismo sea lo suficientemente elevado para obtener un buen rendimiento del equipo. Sin embargo, para obtener los más altos valores para este coeficiente es necesario ajustar las variables de las que depende, las cuales son: la turbulencia del flujo, la forma, el espesor, el tipo de

material de fabricación, y la presencia de depósitos en la superficie de intercambio de calor, también conocida como ensuciamiento (Núñez y otros, 2020).

Existe una amplia gama de alimentos que pueden ser sometidos a procesamiento mediante intercambiadores de calor, pero el tipo de intercambiador de calor a escoger, dependerá principalmente de ciertos factores como la viscosidad del alimento, el tipo de tratamiento que se quiera suministrar al alimento y los niveles de producción que se requieran alcanzar (Richardson, 2000).

### **1.5.1. Intercambiador de calor tubular**

Dentro de la clasificación de los intercambiadores de calor tubulares aún se pueden subclasificar, mencionando alguno de ellos se tiene los de doble tubo, y de carcasa y tubos. Sin embargo, los intercambiadores de calor tubulares del tipo multitubo se basan en el principio tradicional de carcasa y tubo. El producto fluye a través de un conjunto de tubos internos que tienen una disposición paralela, mientras que el fluido calefactor o refrigerante (calentamiento o enfriamiento) fluye en dirección contraria entre los tubos internos y alrededor de ellos, es decir por la camisa de la carcasa del intercambiador de calor. Los extremos de los tubos internos del intercambiador van soldados a placas circulares que se sellan en la carcasa exterior

La cantidad de corrugación de los tubos varía de acuerdo con el producto que va a circular por ellos, siendo así que una corrugación más angulada puede producir una mayor turbulencia en fluidos de baja viscosidad tales como agua, zumos y productos lácteos; sin la necesidad de una velocidad alta. No obstante, al tener corrugaciones más anguladas se corre riesgo de que estas se llenen con los productos y reduzcan la eficiencia del intercambiador (Núñez, 2020)

Los intercambiadores de calor tubulares son comúnmente diseñados para la regeneración indirecta de calor en el cual se utiliza un bucle de agua circulante para transferir el calor del producto caliente al frío (Tetra Pak , 2017).

### **1.5.2. Intercambiador de calor de placas**

Son intercambiadores de calor que están construidas con placas corrugadas, delgadas e independientes de acero inoxidable y empaquetadas dentro de un bastidor; de esta manera llevan una disposición de pares adyacentes formando canales, por medio de los cuales van a circular los fluidos en contracorriente; tanto el producto o alimento a tratar como el fluido intercambiador de calor. De igual manera que en los intercambiadores de calor tubulares sus superficies son corrugadas con el objetivo de tener mayores turbulencias en el flujo y conseguir una mayor tasa de penetración de calor (Jurado, 2013).

Son utilizados en productos de baja viscosidad sin partículas en suspensión, esto los hace ideales para el tratamiento de lácteos, no obstante, igual se pasteuriza zumo de frutas, jugos vegetales, batidos, bebestibles y aceites vegetales. Estos equipos son recomendables cuando la temperatura de salida del producto y la de servicio no tienen mucha diferencia (Gonzales, 2007).

Las principales características que presentan los intercambiadores de calor de placas son: de diseño compacto, tienen un alto grado de recuperación de calor, los volúmenes de retención son bajos y tienen elevadas tasas de transferencia de calor (Tetra Pak , 2017).

### **1.5.3 Importancia del intercambiador de calor en el proceso**

Los intercambiadores de calor están presentes en la mayoría de los sistemas térmicos complejos y constituyen el dispositivo más usado para la transferencia de calor sin combustión en los procesos industriales. Se emplean en las plantas de procesamiento químico, de generación de vapor, calefacción y acondicionamiento de aire, preparación de alimentos, refrigeración, entre otras aplicaciones. El monitoreo de sus parámetros óptimos de operación asegura la economía del proceso (Gerami & Darvishi, 2014), (Lebele-Alawa, 2014), (Igwe, 2016).

Existen diversos criterios para evaluar el funcionamiento de los intercambiadores de calor. De ellos, el comportamiento del coeficiente global de transferencia de calor en el transcurso del tiempo se considera un parámetro fiable para determinar con

qué rapidez se deterioran las condiciones que favorecen el intercambio térmico. Además, su cálculo previo es necesario para determinar el factor de incrustaciones e impacto de las deposiciones en la pérdida de eficiencia de la instalación (Friebel y otros, 2011), (Gudmundsson, 2015).

La selección del óptimo intercambiador de calor depende en gran medida de las condiciones del flujo. En productos de alta viscosidad, así como los de composición compleja, la retención de la integridad particular, sabor y color del producto final, son tomados en cuenta, en la elección del óptimo equipo. Por lo que, es necesario entender como el comportamiento de flujo interactúa con la elección del intercambiador de calor (Torres-Tamayo y otros, 2014).

La elección del tipo de equipo a usar para el calentamiento y enfriamiento, depende de factores como: el tipo de producto (ácido o de baja acidez, viscoso o no viscoso, fluido o con partículas, sensible o estable al calor), potencial de obstrucción en la superficie del intercambiador de calor por parte del producto, fácil de limpiar y mantener, y el costo del intercambiador de calor (Torres-Tamayo y otros, 2016).

Según la bibliografía consultada, es muy común el uso de los intercambiadores térmicos para lograr los cambios de temperaturas en los productos. El papel de los intercambiadores térmicos ha adquirido una creciente importancia recientemente, al empezar a ser conscientes los técnicos, de la necesidad de ahorrar energía.

### **Conclusiones parciales**

1. La industrialización del chile habanero tiene gran importancia para el desarrollo del país, es un rubro exportable y muy rentable su producción, además de tener un importante valor nutricional.
2. Los tiempos específicos para el enfriamiento de los envases del producto a tratar, están afectados por factores como el producto, tamaño del envase, temperatura de proceso, temperatura del agua de enfriamiento y la cantidad de agua usada.
3. La clasificación de los equipos de intercambio de calor atiende a diferentes criterios: tipo de contacto entre las corrientes fluidas, relación área de

transferencia de calor a volumen ocupado, número de fluidos involucrados, de acuerdo al servicio, tipo de construcción. El utilizado en la investigación es de tubo y coraza.

## **Capítulo 2: Materiales y métodos**

En el presente capítulo se realiza una breve caracterización de la UEB Combinado Industrial “Héroes de Girón”. Se describe el proceso tecnológico que se lleva a cabo para la obtención de ají picante en conserva y los principales equipos. Se plantea la metodología para la selección de la bomba. Se realiza un balance en el intercambiador de calor, así como, la metodología para la evaluación del mismo. Además, se lleva a cabo una valoración económica de la propuesta.

### **2.1 Caracterización de la UEB Combinado Industrial “Héroes de Girón”**

La Unidad Empresarial de Base (UEB) Combinado Industrial “Héroes de Girón” se funda el 19 de abril de 1983, con el objetivo de procesar los frutos cítricos cosechados por la Empresa de Cítricos “Victoria de Girón”. Está ubicada en el municipio de Jagüey Grande, provincia de Matanzas, en el kilómetro 142 de la Autopista Nacional.

La misión fundamental de la empresa es producir alimentos de la más alta calidad en completa armonía con el medio ambiente, con honestidad y respeto a los clientes. Su principal producción son los jugos simples, concentrados congelados y asépticos de naranja, toronja y piña. Además, se producen aceites esenciales derivados de la naranja y la toronja, forraje cítrico para alimento animal, pulpas, pastas, néctares y conservas.

La visión de esta empresa es su consolidación como una organización altamente eficiente y competitiva, capaz de procesar con eficacia los volúmenes de fruta a recibir; los productos son referencia en el mercado nacional y en el exterior por su calidad, color y sabor, así como por el beneficio que reporta a los clientes. Sus niveles de ventas crecen y con ello las utilidades, todo basado en una empresa moderna, diversificada y solvente.

Las buenas prácticas de producción están bien establecidas y se llevan a cabo por parte del personal. Todos los procesos y actividades de la empresa se encuentran descritos en los procedimientos normalizados de organización, siendo este sistema comprobado en auditorias trimestrales.

## **2.2 Descripción del proceso de producción de chile habanero**

La materia prima acumulada en contenedores, es introducida en la línea de procesamiento con un cargador de bins. El producto pasa a un tanque abierto, con inyección de aire en el fondo, para su lavado. A la salida del tanque, el producto pasa a la mesa de selección, donde se separa el ají que no tenga las características correctas para ser procesado. Después, se traslada al molino de martillo oscilante, la masa que sale, se recoge en una tolva de alimentación y es succionada por la bomba de trasiego del producto. Esta masa, pasa a un sistema de cocción continuo del tipo, tubo en tubo, para su tratamiento térmico, prosigue a un separador con sinfín, donde se separan los desechos. La masa limpia se bombea a un tanque de 1500 litros de capacidad y luego es alimentada al concentrador en vacío.

El producto concentrado, es enviado a dos tanques provisto de mezcladores donde se añaden varios componentes: vinagre, sal, azúcar, benzoato de sodio y puré de tomate (este último, en dependencia si se quiere obtener salsa picante o salsa picante con puré de tomate). Esta operación se puede realizar en automático o manual. Terminado el ciclo de mezcla, el producto se bombea a la línea de llenado de contenedores en vidrio o a la línea de llenado de pomos plásticos.

La línea de llenado de vidrio de 250ml tiene capacidad de 2000 pz/h y la línea de llenado de pomos plástico de 250 o 500 ml, tiene capacidad de 1000 pz/h de 500 ml.

El producto envasado en vidrio o en pomos plásticos se pasteuriza en un túnel con ducha de agua, se enfría y se completa el ciclo con el secado de los contenedores, el producto seco va hacia la etiquetadora (Departamento de tecnología, 2021)(Anexo 3).

### **2.2.1 Caracterización de los principales equipos que intervienen en el proceso de producción**

#### **Basculador**

Basculador de acero inoxidable para recibir el producto, provisto de gatos electromecánicos, con panel de mando y control eléctrico.

Peso: 600Kg

### **Tanque de lavado**

Cuenta con una lavadora para verduras, fabricada de acero inoxidable AISI 304, con una capacidad de 600 kg/h. El lavado se realiza en el depósito soplando aire mediante un soplador especial. El producto es bombeado con una bomba centrífuga de boquillas de pico de pato, con un dispositivo central que, a través de la rotación, facilita el movimiento hacia la cinta de ascenso.

En la salida hay un tanque pequeño de recolección para drenar, provisto de un filtro de malla con orificio de 3 mm y una tubería de desbordamiento.

Cuenta, además, con una segunda serie de boquillas con agua a presión, dispuestas transversalmente a la correa de salida para garantizar la eliminación del lodo residual.

La máquina está equipada con un panel de comando y control eléctrico.

Consumo de energía eléctrica: 7.5 Kw

Medidas:

Longitud 2300 mm

Ancho 1000 mm

Altura del cuenco 700 mm

Altura total 1700 mm (sin cinta)

Altura de salida de la correa 2300 mm

### **Cinta clasificadora**

Cuenta con tolva de carga de acero inoxidable AISI304L de longitud 2000 mm, ancho 800 mm, del tipo rodillos giratorios con cadena de acero inoxidable con estaciones de clasificación n° 4 con:

Motorización de 0,55 kW con variador de 15 a 5 rpm.

Potencia eléctrica: 3 Kw

Medidas:

Longitud 2300 mm

Ancho 1000 mm

Ancho de la correa 700 mm

### **Molino de martillos**

El área cuenta con una tolva provista de sinfín de alimentación al molino. Es un molino de martillos recubiertos con teflón, fabricado en su totalidad de acero inoxidable AISI304L, con un tabique de salida de 10 mm y una capacidad de producción 1000 kg/h.

La máquina se completa con un panel de control y comando eléctrico.

Potencia eléctrica: 7,0 kW

Dimensiones totales: 600x600xh 600

Debajo del molino se coloca una tolva grande con rejillas de seguridad con un sinfín de transporte a la unidad de bombeo.

**Bomba:** de un solo tornillo con;

Potencia instalada: 4.0 kW;

Tamaño: LxWxH: 1100x700x 300 mm

### **Intercambiador de tubo en tubo**

Cuenta con una capacidad de 1000 kg/h de producto, de acero inoxidable AISI304L, longitud total de los tubos 6x2 m, con un panel de comando y control, válvulas de vapor, accesorios y marco de soporte.

Potencia eléctrica: 0.5 Kw

Consumo de vapor: 150 kg/hora

### **Tamizador**

Fabricado de acero inoxidable, de tipo tambor giratorio, con eje de batidor y revestido con bateadores de teflón, un grupo motor – reductor, de velocidad máxima 250 rev/min, 2.2 Kw.

El puré se recoge de la cubeta inferior mientras que la cáscara externa sale al final del cilindro perforado.

Diámetro agujeros 0.6/0.8 mm.

La capacidad de producción es de 800 kg/h de producto.

El producto tratado se descarga en un tanque de almacenamiento que alimenta el concentrador.

## **Bomba**

Bomba de un solo tornillo bombea desde la pasadora hasta el tanque pulmonar, construida de acero inoxidable AISI316, caudal 1000 litros/hora, potencia 2,2 kW.

## **Tanque de pulmón**

Cuenta con una capacidad de 1500 litros, hecho de acero inoxidable AISI304L, con colector de carga y descarga de doble válvula de acero inoxidable de 2 " y un indicador de nivel.

## **Concentrador de vacío**

Sistema de doble concentración con una capacidad de 500 litros, fabricado íntegramente en acero inoxidable AISI 316 para piezas en contacto con alimentos, en AISi304 para el resto, techo inferior y abovedado, completo con los siguientes accesorios:

Consta de:

- Unidad agitadora del motor de velocidad lenta de 3.0 Kw 40 rpm;
- Agitador de anclaje completo con raspador de pared con soporte de centrado cerca del fondo y de sellado;
- Doble fondo de calefacción con conexiones de vapor de brida DN32 PN10;
- Soportes de acero inoxidable;
- Condensador de doble paso para vapor de agua de tubo con 90 tuberías de diámetro 18 mm longitud 1500 mm, conexiones de fluido de servicio bridado PN10, de acero inoxidable;
- Bomba de vacío 2.2Kw, grado de vacío 30 mbar;
- Bomba centrífuga para extracción de condensado de 1000 litros / hora con válvula de retención o resorte en acero inoxidable;
- Panel de comando y control eléctrico.

Potencia eléctrica: 12.0 Kw

Consumo de vapor: 310 kg/hora

Agua requerida para el condensador: 20 m<sup>3</sup>/hora

### **Tanques de preparación de la mezcla concentrada**

Fabricado de acero inoxidable AISI304L, provisto de un agitador, con capacidad de 1500 litros, con colector de carga y descarga con doble válvula inoxidable de 2", indicador de nivel y células de carga.

### **Bomba de diafragma**

Para transportar los aditivos, tiene un caudal máximo de 1000 litros/hora, fabricada en acero inoxidable AISI316 y diafragma en caucho comestible.

### **Línea de llenado** de 2000 unidades/hora de 250 ml

Línea de llenado compuesta por:

- Mesa de acumulación
- Monobloque de llenado en caliente (60°C) con n°6 cabezales de llenado electrónicos, dispensador de cápsulas, máquina de tapado twistoff;
- Tabla de acumulación de salida;
- Cintas transportadoras.

Potencia eléctrica: 10 kW

### **Pasteurizador de red de lluvia**

Pasteurizador hecho de acero inoxidable AISI304, con 3 etapas de intercambio de calor, incluida la pasteurización, el preenfriamiento y el enfriamiento.

El sistema proporciona recuperación térmica entre las etapas de precalentamiento-enfriamiento y precalentamiento hasta la obtención de aproximadamente un 60% de recuperación.

Equipado con un sistema de producción de agua caliente hasta 98°C mediante intercambiador de calor haz tubular para la fase de pasteurización.

Las boquillas nebulizadoras, fabricadas en acero inoxidable AISI316, son de diferentes tipos según sea necesario calentar o enfriar.

Cinta transportadora Uni Chains de plástico, modelo L-SNB-RIB-PP, con guías, y piñones de PP accionado por motor reductor de 1.1Kw, 0.3/1.5 rev/min (velocidad de avance aproximadamente 5-15 metros/hora controlada por inversor).

Cuenta con cuadro eléctrico con medición de temperatura de pasteurización, entrada-salida.

Además de:

Cinta de persiana ancha 150 mm de longitud, 3000 mm de alimentación pasteurizadora, con sistema neumático para alimentación pasteurizada y motorización.

Cinta de persiana de ancho 3x150 mm de longitud 2500 mm de conexión de salida al pasteurizador completo de motorización.

Unidad de secado de doble hoja de aire;

Medidas

Longitud total: 13 ml

Longitud útil: 12 ml

Ancho útil: 1.0 metros

Ancho total: 1.3 metros

Potencia eléctrica: 15 Kw

### **Etiquetadora automática**

Con etiqueta autoadhesiva lateral de una sola estación, sello superior, impresora de inyección de tinta con impresión por lotes y fecha de caducidad, tabla de acumulación n°1. La línea de llenado de vidrio de 250ml tiene capacidad de 2000 pz/h y la línea de llenado de pomos plástico de 250 o 500 ml, tiene capacidad de 1000 pz/h de 500 ml.

### **Línea de envasado**

**Botellas de plástico** de 250/500 ml, productividad de 1000 unidades /hora de 500 ml.

**Botellas de vidrio** de 250 ml, productividad de 2000 unidades/hora.

Mesa de almacenamiento de botellas.

Monobloque de /llenado/sellado/tapado.

Mesa de almacenamiento de botellas de salida.

Potencia eléctrica: 15 kW;

Consumo de aire: 11 litros/minuto

Esterilización por ácido peracético (alternativamente por vapor).

Cintas transportadoras dentro/fuera del pasteurizador.

(Datos brindados por el Departamento de tecnología de la empresa)

### 2.3 Metodología para la selección de la bomba propuesta. Balance de mecánica de fluido (Anexo 4)

Para la selección de la bomba se realizan diferentes cálculos como son:

#### 2.3.1 Cálculo de la carga de la bomba propuesta

Para el cálculo de la carga de la bomba se utiliza la ecuación de balance mecánico, según la metodología que se presenta a continuación (Rosabal, 2006).

$$\frac{P_1}{\rho_1 * g} + Z_1 + \frac{\alpha_1 * (v_1)^2}{2 * g} + Hb = \frac{P_2}{\rho_2 * g} + Z_2 + \frac{\alpha_2 * (v_2)^2}{2 * g} + \sum Hf \quad \text{ec (2.1)}$$

Donde:

P<sub>1</sub>: presión que hay en donde está ubicado el punto #1, Pa.

ρ<sub>1</sub>: densidad del fluido en el punto # 1 a la temperatura en el tanque colector de la estación, kg/m<sup>3</sup>. Tabla propiedades físicas del agua (Metcalf & Eddy, 1998).

g: valor de la aceleración de la gravedad, m/s<sup>2</sup>.

Z<sub>1</sub>: altura, m.

α<sub>1</sub>: factor de corrección de energía cinética en el punto # 1.

v<sub>1</sub>: velocidad que hay en donde está ubicado el punto # 1, m/s.

Hb: carga de la bomba, m.

P<sub>2</sub>: presión que hay en donde está ubicado el punto # 2, Pa.

ρ<sub>2</sub>: densidad del fluido en el punto # 2 a la temperatura en el tanque de alimentación, kg/m<sup>3</sup>. Tabla propiedades físicas del agua (Metcalf & Eddy, 1998).

$Z_2$ : altura, m.

$\alpha_2$ : factor de corrección de energía cinética en el punto # 2.

$v_2$ : velocidad que hay en donde está ubicado el punto # 2, m/s.

Se analiza la ecuación del balance mecánico por términos obteniéndose:

$$Hb = \frac{P_2}{\rho_2 * g} + Z_2 + \frac{\alpha_2 * (v_2)^2}{2 * g} + \sum Hf - \frac{P_1}{\rho_1 * g} - Z_1 - \frac{\alpha_1 * (v_1)^2}{2 * g} \quad \text{ec (2.2)}$$

Cálculo de las pérdidas en tuberías y accesorios. ( $\sum Hf$ )

En tuberías:

1. Obtener el valor del diámetro y la longitud de la tubería (m).
2. Determinar el valor del área por la siguiente ecuación:

$$A = \frac{\pi * d^2}{4} \quad \text{ec (2.3)}$$

Donde:

A: área, m<sup>2</sup>.

$\pi$ : constante matemática.

d: diámetro de la tubería, m.

3. Una vez que se conoce el flujo volumétrico se obtiene el valor de la velocidad para calcular el Reynolds y así determinar el régimen en que se encuentra el fluido para conocer el factor de fricción y el factor de corrección de energía cinética ( $\alpha$ ). Se utiliza la siguiente ecuación:

$$q = v * A \quad \text{ec (2.4)}$$

Al despejar se obtiene que:

$$v = \frac{q}{A} \quad \text{ec (2.4a)}$$

Donde:

q: flujo volumétrico, m<sup>3</sup>/s.

v: velocidad del fluido por la tubería, m/s.

A: área, m<sup>2</sup>.

$$Re = \frac{\rho * d * v}{\mu} \quad \text{ec (2.5)}$$

Re: número adimensional de Reynolds.

$\rho$ : densidad del fluido en tuberías, kg/m<sup>3</sup>. Tabla propiedades físicas del agua (Metcalf & Eddy, 1998).

v: velocidad del fluido en tuberías, m/s.

d: diámetro de la tubería, m.

$\mu$ : viscosidad del fluido en tuberías, Pa\*s. Tabla propiedades físicas del agua (Metcalf & Eddy, 1998).

4. Para hallar el factor de fricción se necesita el tipo de régimen, el diámetro de la tubería y los valores de rugosidad en tubos.

5. Después de obtenido el factor de fricción se calculan las pérdidas por fricción en tuberías por la siguiente ecuación:

$$Hf_t = \frac{f * v^2 * L}{d * 2g} \quad \text{ec (2.6)}$$

Donde:

Hf<sub>t</sub>: pérdidas por fricción en tuberías, m.

f: factor de fricción (Rosabal, 2006).

v: velocidad del fluido, m/s.

L: longitud de la tubería, m.

d: diámetro de la tubería, m.

g: valor de la aceleración de la gravedad, m/s<sup>2</sup>.

Para determinar el área de la tubería de succión y descarga se sustituyen los datos convenientes y se tiene en cuenta que ambas tuberías son del mismo material y pero poseen diferentes diámetro.

6. El valor de los coeficientes de resistencias locales (k) se toma en la literatura consultada (Rosabal, 2006).
7. Teniendo los coeficientes de resistencias locales se calculan las pérdidas por fricción por accesorios. Se utiliza la siguiente ecuación:

$$Hf_{acc} = \sum k * \left( \frac{v^2}{2 * g} \right) \quad \text{ec (2.7)}$$

Donde:

Hf<sub>acc</sub>: pérdidas por fricción por accesorios, m.

k: valor de coeficientes de resistencias locales (Rosabal, 2006).

v: velocidad del fluido, m/s.

g: valor de la aceleración de la gravedad, m/s<sup>2</sup>.

Se calculan las pérdidas por fricción en tuberías y accesorios antes y después de la bomba siguiendo la metodología anterior y utilizando los datos que le correspondan.

8. Se calculan las pérdidas por fricción totales por la siguiente ecuación:

$$\Sigma Hf_{totales} = (Hf_t + Hf_{acc})_{antes\ de\ la\ bomba} + (Hf_t + Hf_{acc})_{después\ de\ la\ bomba} \quad \text{ec (2.8)}$$

Donde:

ΣHf<sub>totales</sub>: pérdidas por fricción totales en las tuberías de la instalación, m.

### 2.3.2 Cálculo del NPSH del sistema

Para comprobar uno de los criterios de selección de la bomba se calcula el  $NPSH_{sistema}$  por la siguiente ecuación, y se compara con el de los datos de chapa de la bomba.

$$NPSH_{sistema} = \frac{P_3 - P_v}{\rho^* g} \quad \text{ec (2.9)}$$

Donde:

$NPSH_{sistema}$ : carga neta de succión positiva del sistema.

$P_3$ : presión de entrada a la bomba, Pa.

$P_v$ : presión de vapor, Pa.

$\rho$ : densidad del fluido,  $\text{kg/m}^3$ . Tabla propiedades físicas del agua (Metcalf & Eddy, 1998).

$g$ : valor de la aceleración de la gravedad,  $\text{m/s}^2$ .

Para calcular  $P_3$  se hace un balance de energía mecánica antes de la bomba, manteniendo el flujo volumétrico, diámetro de la tubería y accesorios.

$$\frac{P_1}{\rho^* g} + Z_1 + \frac{\alpha^* (v_1)^2}{2^* g} + H_b = \frac{P_3}{\rho^* g} + Z_3 + \frac{\alpha^* (v_3)^2}{2^* g} + \sum H_f \quad \text{ec (2.10)}$$

Despejando del balance de energía mecánica se obtiene la siguiente expresión:

$$P_3 = \rho^* g^* \left[ \left( \frac{P_1}{\rho^* g} \right) + Z_1 - \left( \frac{\alpha^* (v_3)^2}{2^* g} \right) - Z_3 - \sum H_f \right] \quad \text{ec (2.11)}$$

$P_3$ : presión en la tubería, Pa.

$\rho$ : densidad del agua  $20^\circ\text{C}$ ,  $\text{kg/m}^3$ . Tabla propiedades físicas del agua (Metcalf & Eddy, 1998).

$g$ : valor de la aceleración de la gravedad,  $\text{m/s}^2$ .

$P_1$ : presión en el tanque colector de la estación, Pa.

$v_3$ : velocidad en la tubería, m/s.

$Z_1$ : altura donde está ubicado el punto #1, m.

$Z_3$ : altura donde está ubicado el punto #3, m.

$\Sigma H_f$ : pérdidas por fricción totales, m.

$\alpha$ : factor de corrección de energía cinética.

### **2.3.3 Evaluación del funcionamiento del sistema de Bombeo**

Para evaluar el funcionamiento de la bomba se tienen en cuenta los tres criterios imprescindibles para validar el funcionamiento de los sistemas de flujo:

- $H_b > H_{bs}$
- $q_b > q_s$
- $NPSH_b \leq NPSH_s$

Dónde:

$H_b$ : Carga de diseño de la bomba para el flujo de operación. Se determina a partir del gráfico de curvas características específico de la bomba (EBARA PUMPS, 2015).

$q_b$ : Flujo máximo de diseño de la bomba. Se determina a partir de los datos brindados por el fabricante (EBARA PUMPS, 2015).

$NPSH_b$ : Carga neta de succión positiva de la bomba: Se determina a partir del gráfico de curvas características específico de la bomba (EBARA PUMPS, 2015)(anexo 3).

## **2.4 Metodología para la evaluación del intercambiador de calor**

### **2.4.1 Balance en el intercambiador de calor**

Se necesita calcular la masa de glicol para alcanzar la temperatura deseada para ello se parte de considerar que el calor absorbido es igual al calor cedido.

$$Q_{abs} = Q_{ced} \quad \text{ec (2.12)}$$

Al desarrollar la expresión anterior se puede determinar la masa de glicol despejando la ecuación 2.13.

$$m_{glicol} \cdot C_{p_{glicol}} \cdot \Delta T_{glicol} = m_{agua} \cdot C_{p_{agua}} \cdot \Delta T_{agua} \quad \text{ec (2.13)}$$

$$m_{glicol} = \frac{m_{agua} \cdot C_{p_{agua}} \cdot \Delta T_{agua}}{C_{p_{glicol}} \cdot \Delta T_{glicol}} \quad \text{ec (2.14)}$$

#### 2.4.2 Evaluación del intercambiador de calor por el método ( $\epsilon - NTU$ )

Para la evaluación del intercambiador de calor de tubo y coraza con dos pasos por el interior de los tubos y uno por la coraza existente en el almacén de la industria, se utiliza el método de la Eficiencia y el Número de Unidades de Transferencia ( $\epsilon - NTU$ ), puesto que se emplea cuando el área de transferencia de calor y los detalles de la construcción son conocidos:

- Intercambiador de calor de tubo y coraza con dos pasos por los tubos y uno por la coraza.
- Flujo a contracorriente
- Arreglo triangular.
- Diámetro interno de los tubos 32 mm.
- Longitud de los tubos 6 m.
- Números de tubos 10.
- Diámetro de la coraza 150 mm.
- Área del intercambiador de calor 6.03 m<sup>2</sup>.
- Números de pasos por el lado de los tubos 2.
- Números de pasos por la coraza 1.

Para el cálculo de la eficiencia:

$$\epsilon = \frac{Q}{Q_{\max}} = \frac{m_{agua} C_{p_{agua}} (T_{e_{agua}} - T_{s_{agua}})}{C_{\min} (T_{e_{agua}} - T_{e_{glicol}})} \quad \text{ec (2.15)}$$

Donde:

$$Q = m_{agua} C_{p_{agua}} (T_{agua} - T_{agua}) \quad \text{ec (2.16)}$$

$$Q_{\max} = C_{\min} (T_{e_{agua}} - T_{e_{glicol}}) \quad \text{ec (2.17)}$$

$$C_c = m_{glicol} C_{p_{glicol}} \quad \text{ec (2.18)}$$

$$C_h = m_{agua} C_{p_{agua}} \quad \text{ec (2.19)}$$

Donde:

$C_c$ : Capacidad calórica de la corriente fría (kcal/h°C)

$C_h$ : Capacidad calórica de la corriente caliente (kcal/h°C)

$\varepsilon$ : Eficiencia del intercambiador (%).

$Q$ : Cantidad de calor transferido (kW).

$Q_{\text{máx}}$ : Máxima cantidad de calor transferido (kW).

$m_{\text{agua}}$ : Flujo másico de agua (kg/s).

$m_{\text{glicol}}$ : Flujo másico del glicol (kg/s).

$T_{e \text{ agua}}$ : Temperatura de entrada del agua al intercambiador (°C)

$T_{s \text{ agua}}$ : Temperatura de salida del agua del intercambiador (°C)

$T_{e \text{ glicol}}$ : Temperatura de entrada del glicol al intercambiador (°C)

$T_{s \text{ glicol}}$ : Temperatura de salida del glicol del intercambiador (°C)

$$C_r = \frac{C_{\text{min}}}{C_{\text{máx}}} \quad \text{ec (2.20)}$$

$C_r$ : Relación de capacidad calórica

$C_{\text{min}}$ : Es el resultado del valor menor entre la  $C_c$  y  $C_h$ .

$C_{\text{max}}$ : Es el resultado del valor mayor entre la  $C_c$  y  $C_h$ .

Para este tipo de intercambiador de tubo y coraza por la tabla 11.4, (Incropera & DeWitt, 2011)

$$NTU = -(1 + Cr^2)^{-\frac{1}{2}} \ln \left( \frac{E-1}{E+1} \right) \quad \text{ec (2.21)}$$

$$E = \frac{\frac{2-(1+Cr)}{\varepsilon} - \frac{1}{(1+Cr^2)^{\frac{1}{2}}}}{\frac{1}{(1+Cr^2)^{\frac{1}{2}}}} \quad \text{ec (2.22)}$$

El número de unidades de transmisión se determina como:

$$NTU = \frac{U_D A}{C_{\text{min}}} \quad \text{ec (2.23)}$$

El área del intercambiador necesaria

$$A = \frac{NTU C_{\text{min}}}{U_D} \quad \text{ec (2.24)}$$

Donde:

A: área de la sección transversal (m<sup>2</sup>).

$U_D$ : Coeficiente global de transferencia de calor W/m<sup>2</sup>K. Tabla 2: Valores aproximados de los coeficientes globales de diseño, (Kern, 1999).

### 2.4.3 Evaluación hidráulica del intercambiador de calor propuesto

Es necesario determinar si cumple o no con las caídas de presión, tomando las siguientes consideraciones:

El orden de cálculo a presentar según la metodología descrita en (Kern, 1999), para calcular y diseñar intercambiadores de calor de tubo y coraza.

1. Se determina la diferencia de temperatura media logarítmica, LMTD.

$$LMTD = \frac{(T1 - t2) - (T2 - t1)}{\ln \frac{T1 - t2}{T2 - t1}} \quad \text{ec (2.25)}$$

Siendo:

- Fluido caliente por los tubos: agua  
T1: calculado  
T2: temperatura de diseño.
- Fluido frío por la carcaza: glicol- agua al 30%  
t1: temperatura de diseño.  
t2: temperatura de diseño.

Se determina el factor F de corrección de la LMTD por la figura 18 (Kern, 1999) para un arreglo 1-2, que supere 0,75.

2. Se determinan las temperaturas de diseño para cada fluido. Se determina la viscosidad de los fluidos a  $T_{ci}$  (terminal caliente) y  $T_{ho}$  (terminal frío).

$$t_{ci} = \frac{T1^{\circ C} + T2^{\circ C}}{2} \quad \text{ec (2.26)}$$

$$t_{ho} = \frac{t1^{\circ C} + t2^{\circ C}}{2} \quad \text{ec (2.27)}$$

- Viscosidad a  $t_{ci}$  de agua de mezcla. Tabla A6 propiedades termo físicas del agua (Incropera & DeWitt, 2011) : (N·s/m<sup>2</sup>) Pa\*s = cP

- Viscosidad a  $t_{ho}$  de agua glicol al 30 %. Fig: A-13 pág. 395 (Stoecker, 1987).

### 2.4.3.1 Calculo del lado de los tubos

3. Se determina el área de flujo por intercambiador y número de pasos por los tubos.

a) El área de flujo por los tubos se obtiene

$$at = \frac{Nt \cdot a't}{144 \cdot n} \quad \text{ec (2.28)}$$

Siendo

- $Nt$ : números de tubos
- $a't$ : área de flujo por tubos ( $\text{ft}^2$ )
- $n$ : Numero de pasos en los tubos.

b) Se calcula la velocidad másica correspondiente

$$Gt = \frac{w}{a't} \quad \text{ec (2.29)}$$

$$Gt = \text{lb/ h ft}^2$$

Donde:

$w$ : Flujo másico del fluido

$a't$ : área de flujo del fluido por los tubos ( $\text{ft}^2$ )

c) Se calcula la velocidad lineal

$$Vt = \frac{Gt}{3600 \cdot \rho t} \quad \text{ec (2.30)}$$

Donde

$Vt$ : velocidad del fluido en los tubos:  $\text{ft / seg}$

$\rho t$ : densidad del fluido en los tubos ( $\text{lb / ft}^3$ ). Tabla propiedades físicas del agua (Metcalf & Eddy, 1998).

4. Se determina el número de Reynolds en los tubos.

$$Ret = \frac{D_{\text{interno}} \cdot Gt}{\mu} \quad \text{ec (2.31)}$$

$D_i$  interno: Diámetro interno del tubo (ft)

$\mu$  = viscosidad del fluido por los tubos (lb /h ft). Tabla A6 propiedades termo físicas del agua (Incropera & DeWitt, 2011).

Para transformar viscosidad en centipoises\* 2,42 = lb / h ft.

5. Se determina el valor del coeficiente de transferencia de calor del lado de los tubos,  $h_i$ , asumiendo inicialmente que el factor de corrección de viscosidades es igual a la unidad lo que luego será comprobado.

$$h_i = JH \frac{k}{D} \left( \frac{cp*\mu}{k} \right)^{1/3} * \Phi t \quad \text{ec (2.32)}$$

- JH: factor para transferencia de calor, adimensional. Fig 24 (Kern, 1999).
- $k$ : conductividad térmica, (Btu/lb°F). Tabla A6 propiedades termo físicas del agua (Incropera & DeWitt, 2011).
- $Cp$  = calor específico del fluido (Btu/h°F). Tabla A6 propiedades termo físicas del agua (Incropera & DeWitt, 2011).
- $\mu$ : viscosidad del fluido por los tubos (lb /h ft). Tabla A6 propiedades termo físicas del agua (Incropera & DeWitt, 2011).
- $\phi t$  = coeficiente de corrección por viscosidad  $\left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$
- $D_i$ : diámetro interior de los tubos

6. Temperatura de la pared

Si el fluido caliente circula dentro del tubo

$$t_w = t_f + \frac{h_{io}/\Phi_a}{\frac{h_{io}}{\Phi_p} + h_o/\Phi_a} * (T_c - t_f) \quad \text{ec (2.33)}$$

Donde:

- $t_w$  es la temperatura de la pared
- a) Se evalúa la viscosidad a la temperatura de la pared ( $t_w$ ) y se corrige el valor de los coeficientes individuales de transferencia de calor, multiplicando los valores obtenidos en función de  $\Phi t$ .

$$\phi_t = \text{Relacion de viscosidad, } \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$$

$$h_{io} = h_i \frac{DI}{DE} * \Phi_t \quad \text{ec (2.34)}$$

Donde:

- $\mu$  = viscosidad en el seno del líquido. Tabla A6 propiedades termo físicas del agua (Incropera & DeWitt, 2011).
- $\mu_w$  = viscosidad a la temperatura de la pared. Tabla A6 propiedades termo físicas del agua (Incropera & DeWitt, 2011).

b) El coeficiente obtenido se corrige para el área referida al diámetro exterior.

#### 7. Factor de obstrucción

$$Rd_{calculado} = \frac{U_c - U_d}{U_c * U_d} \quad \text{ec (2.35)}$$

$$Rd_{calculado}: (\text{hft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}/\text{BTU})$$

En la que:

- $Rd$  requerido. Tabla 12 (Kern, 1999), Factres de obstrucción que se aplican para intercambiadores de coraza y tubos).
- Si se cumple que  $Rd_{calculado} > Rd_{requerido}$ . Entonces se determina la caída de presión en los tubos.

#### 8. Caída de presión en los tubos

a) Se evalúa el área de flujo a través del banco de tubos

$$\Delta P_t = \frac{f G t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} * D * \phi_t} \quad \text{ec (2.36)}$$

$\Delta P_t$ : caída de presión en los tubos (lb/ ft<sup>2</sup>)

- $f$ : factor de fricción (ft<sup>2</sup>/ pulg<sup>2</sup>). Fig. 26 (Kern, 1999).
- $L$ : longitud de los tubos (ft)
- $D_i$ : diámetro interior de los tubos (ft)
- $n$ : números de pasos en los tubos

- Gt: velocidad másica, lb / hft<sup>2</sup>

$\rho$ : densidad del fluido en los tubos (lb/ft<sup>3</sup>). Tabla propiedades físicas del agua (Metcalf & Eddy, 1998).

- $\phi_t$  = relación de viscosidad,  $\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$

b) Caída de presión de regreso.

$$\Delta Pr = \frac{4n v^2}{\rho 2g'} \quad \text{ec (2.37)}$$

- $\Delta Pr$ : caída de presión de regreso (lb/pulg<sup>2</sup>)
- $n$ : número de pasos en los tubos
- $V$ : velocidad (ft /seg)

$\rho$ : densidad del fluido en los tubos (lb/ft<sup>3</sup>). Tabla propiedades físicas del agua (Metcalf & Eddy, 1998).

- $g'$ : Aceleración de la gravedad (ft/ s)

c) Caída de presión total en los tubos.

$$\Delta PT = \Delta Pt + \Delta Pt \quad \text{ec (2.38)}$$

La caída de presión total debe ser menor a 10 psi

#### 2.4.3.2 Cálculo del lado de la carcasa

a) Se evalúa el área de flujo a través del banco de tubos para un intercambiador de un solo paso en la carcasa.

$$a_s = \frac{DI * C' * B}{144 * Pt} \quad \text{ec (2.39)}$$

Donde

- $a_s$ : área de flujo en la carcasa (ft<sup>2</sup>)
- $DI$ : diámetro interno de la carcasa (pulg)
- $C'$ : espaciado entre los tubos (pulg)
- $B$ : espaciado entre los deflectores (pulg)
- $Pt$ : distancia centro a centro (pulg)

b) Se evalúa la velocidad másica del fluido.

---

$$Gs = \frac{W}{as} \quad \text{ec (2.40)}$$

- $W$ : flujo másico del fluido (lb/h)
- $as$ : área de flujo por la carcaza (ft<sup>2</sup>)
- $G_s$ : lb/h ft<sup>2</sup>

c) Se calcula la velocidad lineal

$$Vs = \frac{Gs}{3600 \cdot \rho_s} \quad \text{ec (2.41)}$$

Donde

- $\rho_s$ : densidad del agua glicol al 30 % (lb/ft<sup>3</sup>). Fig. A11 (Stoecker, 1987).

10. Se determina el número de Reynolds para la carcasa.

$$Res = \frac{De \cdot Gs}{\mu} \quad \text{ec (2.42)}$$

- $De$  = diámetro equivalente (ft)
- $G_s$  = velocidad másica para la coraza (lb/hft<sup>2</sup>)
- $\mu$  = viscosidad del fluido por la coraza (lb /hft). Fig. A13 (Stoecker, 1987).

a) Para el arreglo en triangular que presenta el intercambiador el diámetro equivalente

$$De = \frac{4 \left( \frac{1}{2} Pt * 0.86 Pt - \frac{\frac{1}{2} * \pi Do^2}{4} \right)}{\frac{1}{2} * \pi Do} \quad \text{ec (2.43)}$$

- $Do$ : diametro exterior de los tubos (pulg)

11. Se calcula la caída de presión en la carcasa.

$$\Delta P = \frac{f * Gs^2 * Ds * (N+1)}{5.22 * 10^{10} * De * \rho * \Phi_s} \quad \text{ec (2.44)}$$

Donde:

- Numero de cruces
- $N + 1 = 12 L/B$
- $L$ : longitud de la coraza (ft)

- $f$ : factor de fricción (ft/pulg<sup>2</sup>). Fig.29 (Kern, 1999).
- $D_s$ : diámetro de la coraza (ft)
- $D_e$ : Diámetro equivalente (ft)
- $G_s$ : velocidad másica (lb/hft<sup>2</sup>)
- $\phi_s$ = relación de viscosidad  $\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$

La caída de presión debe ser inferior al valor impuesto al fluido en la carcasa 10 PSI.

12. Se determina el valor del coeficiente de transferencia de calor del lado de la carcasa,  $h_o$ ; con el calor específico, la viscosidad y la conductividad térmica para el fluido que circula en la carcasa a la temperatura calórica o media (según sea el caso),

$$h_o = jH \frac{k}{D_e} \left(\frac{cp*\mu}{k}\right)^{1/3} * \Phi_s \quad \text{ec (2.45)}$$

- $jH$ : Factor para la transferencia de calor, adimensional. Fig 28 (Kern, 1999).
- $k$ : conductividad térmica, (BTU/h ft<sup>2</sup>°F). Fig. A12 (Stoecker, 1987).
- $Cp$  = calor específico del fluido (BTU/ kg°F). Fig. (Stoecker, 1987).
- $\mu$ : viscosidad, centipoises \* 2,42 = (lb/ft h). Fig. A13 (Stoecker, 1987).
- $\phi =$  relación de viscosidad  $\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$
- $D_e$ : diámetro equivalente (ft)

13. Se determina el valor del coeficiente global de transferencia de calor  $U_c$  empleando los factores de obstrucción para cada corriente.

$$U_c = \frac{h_{io}*h_o}{h_{io}+h_o} \quad \text{ec (2.46)}$$

14. Mediante la ecuación de diseño se evalúa el área requerida por el problema y se compara con el área disponible calculada en base al número de tubos, longitud y diámetros elegidos.

$$A_1 = \frac{Q}{U_c*LMTD} \quad \text{ec (2.47)}$$

15. Cumplidos todos los requisitos el intercambiador diseñado es el apropiado para el servicio deseado.

- Área calculada ( $A_1$ ) < área intercambiadora ( $A_{int}$ )
- Coeficiente global de transferencia de calor de  $U_c >$  coeficiente global de transferencia de calor de diseño  $U_d$ .
- Si se cumple que  $R_d \text{ calculado} > R_d \text{ requerido}$
- Las caídas de presión en el intercambiador sean menores a 10 PSI

## **2.5 Evaluación económica de la propuesta**

La inversión inicial se determina a partir del costo de adquisición de los equipos y materiales necesarios para poner en práctica el proceso.

$$I_{\text{total}} = C_{\text{adq. total}} \quad \text{ec (2.48)}$$

El costo de producción (CP) se determina de acuerdo a los elementos de costos, recogidos en costos fijos (CF) y costos variables (CV).

$$CP = CF + CV \quad \text{ec (2.49)}$$

El valor de la producción (VP) se calcula como el precio unitario de cada producto por el volumen de producción de cada producto.

$$VP = \text{pup} * \text{Volumen de producción} \quad \text{ec (2.50)}$$

Una vez determinado el costo de producción total y el valor de la producción, se calculan los indicadores económicos que permiten definir la eficiencia económica del proceso. Se recomienda utilizar como indicadores económicos para definir la factibilidad económica del proceso el Valor Actual Neto (VAN), la Taza interna de rentabilidad (TIR) y el Plazo de Recuperación de la Inversión (PRI).

El movimiento de fondos o flujo de caja, es la diferencia entre los cobros y pagos que se producen como resultado de la inversión. Este movimiento de fondos se hace para cada año del horizonte.

$$\text{Movimiento de fondos} = \text{Cobros} - \text{Pagos} \quad \text{ec (2.51)}$$

El VAN, se determina como la suma del movimiento de fondo actualizado, para un interés dado ( $i$ ) en el tiempo que enmarca el horizonte ( $n$ ) y su valor debe ser positivo y en el orden de la inversión.

$$VAN = S_0 + \frac{S_1}{(1+i)^1} + \frac{S_2}{(1+i)^2} \dots + \frac{S_n}{(1+i)^n} \quad \text{ec (2.52)}$$

Donde:

VAN: Valor actual neto (\$)

S: Movimiento de fondos (\$)

$i$ : Interés (%)

El TIR, se determina calculando el VAN para diferentes tasas de interés, donde si el  $TIR > i$ , conviene la realización del proyecto.

$$TIR = i_1 - \frac{VAN(P)(i_1 - i_2)}{VAN(P) - VAN(N)} \quad \text{ec (2.53)}$$

Donde:

TIR: Tasa interna de retorno (%)

VAN (P): Valor actual neto positivo (\$)

VAN (N): Valor actual neto negativo (\$)

$i_2$ : Interés para el cual el VAN se hace negativo (\$)

El PRI, es aquel en donde el movimiento de fondo se hace positivo, lo que quiere decir que ya se pagó la inversión realizada.

$$PRI = \frac{I}{G} \quad \text{ec (2.54)}$$

PRI: plazo de recuperación de la inversión (año)

I: Inversión.

G: Ganancia

Se calcula el retorno de la inversión o rentabilidad porcentual, que se refiere a la relación que existe entre la ganancia y la inversión, este refleja el ritmo con que se recupera la inversión a través de la ganancia.

$$\% \text{ Retorno Inversión} = \frac{G(\text{con Modificación}) - G(\text{sin Modificación})}{I} * 100\% \quad \text{ec (2.55)}$$

## Capítulo 3: Análisis de resultados

En el presente capítulo se realiza la evaluación de las metodologías explicadas en el capítulo anterior, para la bomba y el intercambiador de calor, asimismo, se efectúa la valoración económica de la propuesta.

### 3.1 Resultados de la metodología para la selección de la bomba propuesta

El sistema está compuesto por:

- 5 codos de 90° estándar
- 1 válvula de compuerta
- 11.5 m de tubería de acero galvanizado.

**Succión de la bomba:** De la salida de la bandeja del enfriador hasta la succión de la bomba, consta de una válvula de compuerta, con un diámetro de tubería de 51 mm, y la entrada está a la altura de 2 m y la longitud de la tubería es de 1.5 m.

**Descarga de la bomba:** De la descarga de la bomba hasta la entrada del enfriador, 5 codos de 90° estándar, el diámetro de la tubería es de 42.16 mm, y la longitud es de 9.5 m.

#### 3.1.1 Análisis del cálculo de la carga de la bomba

Para el análisis se utilizan los datos siguientes:

- Densidad ( $\rho$ ) del agua en las tuberías de la instalación (20°C): 995.7 kg/m<sup>3</sup> Tabla # 5. (Rosabal, 2006).
- Viscosidad ( $\mu$ ) del agua en las tuberías de la instalación (20°C): 0.0008 Kg/m\*s Tabla # 5. (Rosabal, 2006).
- Valor de la aceleración de la gravedad (g): 9.81 m/s<sup>2</sup>.
- Flujo volumétrico (q): 6.5 m<sup>3</sup>/h.
- Presión de vapor (20°C): 4248 Pa= 0.04248 bar Tabla # 5. (Rosabal, 2006).
- Rugosidad en tubos (e): 0.125 mm= 0.000125 m Tabla # 5. (Rosabal, 2006).
- Diámetro de la tubería en la succión de la bomba: 2" = 51 mm = 0.051 m Tabla # 5. (Rosabal, 2006).

- Diámetro de la tubería en la descarga de la bomba: 11/4" = 42.16 mm = 0.04216 m Tabla # 5. (Rosabal, 2006).
- Longitud de la tubería de succión 1.5 m.
- Longitud de la tubería de descarga 9.5 m.
- Constante matemática  $\pi = 3.14$
- punto #1: ubicado en el nivel del líquido de la bandeja.
- $P_1 = 101325$  Pa. (Tanque abierto a la atmósfera)
- $Z_1 = 0$  m
- punto #2: ubicado a la entrada del enfriador.
- $P_2 = 400000$  Pa.
- $Z_2 = 3$  m

El cálculo de la carga de la bomba se realiza por la ecuación **2.2** del balance mecánico por términos y se despeja la carga de la bomba, para este cálculo se determina:

1. Cálculo de las pérdidas en tuberías y accesorios en la succión de la bomba.

$$A = \frac{\pi * d^2}{4}$$

$$A = \frac{3.1416 * (0.051)^2}{4}$$

$$A = 0.002041785 \text{ m}^2$$

2. Cálculo de las pérdidas en tuberías y accesorios en la descarga de la bomba.

$$A = \frac{\pi * d^2}{4}$$

$$A = \frac{3.1416 * (0.042)^2}{4}$$

$$A = 0.00139531 \text{ m}^2$$

3. Dada el área y el flujo volumétrico se puede determinar la velocidad del fluido en ambas secciones de tubería por la ecuación **2.4a**.

$$v = \frac{q}{A}$$

$$v = \frac{6.5}{0.002041785}$$

$$V_{\text{succ}} = 0.8843025 \text{ m/s}$$

$$v = \frac{6.5}{0.00139531}$$

$$V_{\text{desc}} = 1.294017038 \text{ m/s}$$

4. Con los datos obtenidos se calcula el número de Reynolds según la ecuación 2.5 y se determina el régimen del fluido.

$$Re = \frac{\rho * d * v}{\mu}$$

$$Re = \frac{995.7 * 0.051 * 0.8843025}{0.0008}$$

$$Re_{\text{succión}} = 56131.87419$$

$$Re = \frac{995.7 * 0.042 * 1.29401703}{0.0008}$$

$$Re_{\text{descarga}} = 67901.46072$$

- Según estos valores el régimen del fluido es turbulento, ya que para Reynolds mayores de 4000 se presenta este tipo de flujo, por tanto, el factor de corrección de energía cinética ( $\alpha$ ) es:

$$\alpha_1 = \alpha_2 = 1$$

5. Con los valores de diámetro de la tubería (d), rugosidad en tubos (e) y el número de Reynolds, se busca el factor de fricción (f) en la figura 3.9 factor de fricción en tuberías, página 89 (Rosabal, 2006).
- El valor de la rugosidad relativa es de 0.000125 y el valor del factor de fricción f es de 0.026 para las tuberías de succión y 0.028 para las tuberías de descarga.

6. Con la sustitución de los valores en la ecuación **2.6** se obtienen los valores de las pérdidas por fricción en tuberías antes y después de la bomba

$$Hf_t = \frac{f * v^2 * L}{d * 2g}$$

$$Hf_t = \frac{0.026 * (0.8843025)^2 * 1.5}{0.051 * 2 * 9.81}$$

$$Hf_t \text{ antes} = 0.030478748$$

$$Hf_t = \frac{0.028 * (1.29401703)^2 * 9.5}{0.042 * 2 * 9.81}$$

$$Hf_t \text{ después} = 0.548086178 \text{ m}$$

7. Las pérdidas por fricción en accesorios se determinan a partir de la ecuación **2.7**. El valor de los coeficientes de resistencias locales (k) en correspondencia con los accesorios en la instalación se encuentra en la tabla 3.1 página 102, (Rosabal, 2006).

$$Hf_{acc} = \Sigma k * \left( \frac{v^2}{2 * g} \right)$$

$$Hf_{acc} = 3.92 * \left( \frac{(0.8843025)^2}{2 * 9.81} \right)$$

$$Hf_{acc} \text{ antes} = 0.036668278 \text{ m}$$

$$Hf_{acc} = 0.92 * \left( \frac{(1.29401703)^2}{2 * 9.81} \right)$$

$$Hf_{acc} \text{ después} = 0.334554637 \text{ m}$$

8. Las pérdidas por fricción totales se determinan por la ecuación **2.8**

$$\Sigma Hf_{totales} = (Hf_t + Hf_{acc})_{\text{antes de la bomba}} + (Hf_t + Hf_{acc})_{\text{después de la bomba}}$$

$$\Sigma Hf_{totales} = (0.0304 + 0.0366) + (0.5480 + 0.3345)$$

$$\Sigma Hf_{totales} = 0.94978784 \text{ m}$$

9. Con los valores calculados anteriormente se determina la carga de la bomba:

$$\frac{P_1}{\rho_1 * g} + Z_1 + \frac{\alpha_1 * (v_1)^2}{2 * g} + Hb = \frac{P_2}{\rho_2 * g} + Z_2 + \frac{\alpha_2 * (v_2)^2}{2 * g} + \sum Hf$$

$$Hb = \frac{P_2}{\rho_2 * g} + Z_2 + \frac{\alpha_2 * (v_2)^2}{2 * g} + \sum Hf - \frac{P_1}{\rho_1 * g} - Z_1 - \frac{\alpha_1 * (v_1)^2}{2 * g}$$

$$Hb = \frac{400000}{995.7 * 9.81} + 3 + \frac{1 * (1.294017038)^2}{2 * 9.81} + 0.94978784 - \frac{101325}{995.7 * 9.81} - 0.5 - \frac{1 * (0.8843025)^2}{2 * 9.81}$$

$$Hb = 34.07273315 \text{ m}$$

➤ Los resultados de los cálculos realizados se muestran en la siguiente tabla

Tabla 3.1 Resultado del cálculo de la carga de la bomba propuesta

Parámetros	Valor	Ecuación
Hb (m)	34.07273315	2.2
A <sub>succ</sub> (m <sup>2</sup> )	0.002041785	2.3
A <sub>desc</sub> (m <sup>2</sup> )	0.00139531	2.3
V <sub>succ</sub> (m/s)	0.8843025	2.4a
V <sub>desc</sub> (m/s)	1.294017038	2.4a
Re <sub>succ</sub>	56131.87419	2.5
Re <sub>desc</sub>	67901.46072	2.5
Hftub antes (m)	0.030478748	2.6
Hftub después (m)	0.548086178	2.6
Hfacc antes (m)	0.036668278	2.7
Hfacc después (m)	0.334554637	2.7
∑Hftot (m)	0.94978784	2.8

Fuente: Elaboración propia

### 3.1.2 Análisis del cálculo del NPSH del sistema

Una vez conocida la carga de la bomba se calcula el valor de la presión de entrada de la bomba y el NPSH del sistema siguiendo la metodología planteada en el Capítulo 2.

La presión de entrada a la bomba ( $P_3$ ) se calcula por la ecuación 2.11, donde los datos de flujo volumétrico, diámetro de la tubería y accesorios se mantienen constantes y solo cambia la ubicación de uno de los puntos:

- punto #1: ubicado en el nivel del líquido de la bandeja.
- punto #3: ubicado en la tubería a la entrada de la bomba

$$P_3 = \rho * g * \left[ \left( \frac{P_1}{\rho * g} \right) + Z_1 - \left( \frac{\alpha * (v_3)^2}{2 * g} \right) - Z_3 - \sum Hf \right]$$

$$P_3 = 995.7 * 9.81 * \left[ \left( \frac{101325}{995.7 * 9.81} \right) + 0.5 - \left( \frac{1 * (0.8843025)^2}{2 * 9.81} \right) - 1 - 0.94978784 \right]$$

$$P_3 = 90511.98897 \text{ Pa}$$

El NPSH del sistema se calcula por la ecuación 2.9.

$$NPSH_{sistema} = \frac{P_3 - P_v}{\rho * g}$$

$$NPSH_{sistema} = \frac{90511.98897 - 0.04248}{995.7 * 9.81}$$

$$NPSH_{sistema} = 8.831450156 \text{ m}$$

Tabla 3.2 Resultado del cálculo del NPSH del sistema

Parámetros	valor	Ecuación
NPSH <sub>sistema</sub> (m)	8.831450156	2.9
P3 (Pa)	90511.98897	2.11

Fuente: Elaboración propia

Los resultados de los criterios de selección se muestran a continuación:

Flujo del sistema en  $m^3/h$ : 6.5

Carga del sistema en m: 34.07273315

NPSH del sistema en m: 8.831450156

- A partir de estos resultados se elige la bomba en los catálogos

### 3.1.3 Evaluación del funcionamiento del sistema de Bombeo

Con estos resultados se decide elegir en el catálogo de EBARA PUMPS 2015, una electrobomba centrífuga ENR (32-160A) a 2900 rpm, el diámetro del impelente es de 168 mm y la eficiencia 43%, un caudal de  $8 m^3/h$ , una carga de 40 m, una potencia de 1.98 kw y un NPSH de 1 m (Anexo 5).

- Se refieren los criterios de selección de la bomba a continuación.

Tabla 3.3 Criterios de selección de la bomba

Criterios de selección	Sistema	Bomba seleccionada
Flujo en $m^3/h$	6.5	8
Carga en m	34.07273315	40
Carga neta de succión positiva NPSH en m	8.831450156	1

Fuente: Elaboración propia

Dicha bomba cumple los tres criterios de selección siguientes:

- $H_b > H_{bs}$
- $Q_b > Q_s$
- $NPSH_b \leq NPSH$

## 3.2 Resultados de la metodología para la evaluación del intercambiador de calor

### 3.2.1 Resultado del cálculo del balance mecánico

Se realiza un balance mecánico para determinar la masa de glicol, este dato es necesario para la realización de los cálculos que se muestran a continuación.

**Datos para el balance:**

- Cp agua kcal/kg °C: 1
- Cp glicol kcal/kg°C: 0.87
- ΔT agua °C: 15
- ΔT glicol °C: 2
- m agua kg: 6500
- Se considera 0% de pérdidas de calor.

Realizando un despeje de la ecuación 2.13 se obtuvo como resultado una masa de glicol de: 14008.62 kg

$$m_{glicol} \cdot Cp_{glicol} \cdot \Delta T_{glicol} = m_{agua} \cdot Cp_{agua} \cdot \Delta T_{agua}$$

**3.2.2 Evaluación del intercambiador de calor por el método ( $\epsilon - NTU$ )**

Con los datos ofrecidos a continuación, se calcula el área del intercambiador que se necesita para obtener la temperatura deseada y se presenta los resultados de los cálculos realizados según la metodología propuesta en el capítulo 2.

**Datos del intercambiador existente en la industria:**

- Intercambiador de calor de tubo y coraza con dos pasos por los tubos y uno por la coraza.
- Flujo a contracorriente
- Arreglo triangular.
- Diámetro interno de los tubos 32 mm.
- Longitud de los tubos 6 m.
- Números de tubos 10.
- Diámetro de la coraza 150 mm.
- Área del intercambiador de calor 6.03 m<sup>2</sup>.
- Números de pasos por el lado de los tubos 2.
- Números de pasos por la coraza 1.

**Otros datos:**

- Densidad ( $\rho$ ) del agua en las tuberías de la instalación (20°C): 995.7 kg/m<sup>3</sup> Tabla # 5. (Rosabal, 2006).
- $m_{\text{agua}}$ : 6500 kg
- $C_{p\text{agua}}$ : 1 kcal/kg°C
- $C_{p\text{glicol}}$ : 0.87 kcal/kg°C
- $T_{e\text{agua}}$ : 35 °C
- $T_{e\text{glicol}}$ : 2 °C
- $T_{s\text{agua}}$ : 20 °C
- $T_{s\text{glicol}}$ : 10 °C

1. Calculo de la eficiencia

$$Q = m_{\text{agua}} C_{p\text{agua}} (T_{e\text{agua}} - T_{s\text{agua}})$$

$$Q = 6500 * 1(35 - 20)$$

$$Q = 97500 \text{ kcal/h}$$

$$Q_{\text{máx}} = (T_{e\text{agua}} - T_{e\text{glicol}})$$

$$Q_{\text{máx}} = 6500(35 - 2)$$

$$Q_{\text{max}} = 214500 \text{ kcal/h}$$

$$\varepsilon = \frac{Q}{Q_{\text{máx}}} = \frac{m_{\text{agua}} C_{p\text{agua}} (T_{e\text{agua}} - T_{s\text{agua}})}{C_{\text{min}} (T_{e\text{agua}} - T_{e\text{glicol}})}$$

$$\varepsilon = \frac{Q}{Q_{\text{máx}}} = \frac{97500}{214500}$$

$$\varepsilon = 0.45$$

2. Se obtiene el número de unidades de transmisión:

$$C_c = C_{\text{min}} = m_{\text{glicol}} C_{p\text{glicol}} = 6500 \text{ kcal/h}^\circ\text{C}$$

$$C_h = C_{\text{max}} = m_{\text{agua}} C_{p\text{agua}} = 12187.5 \text{ kcal/h}^\circ\text{C}$$

$$C_r = \frac{C_{\text{min}}}{C_{\text{max}}} = \frac{6500}{12187.5} = 0.53$$

$$E = \frac{\frac{2}{\varepsilon}(1+Cr)}{(1+Cr^2)^{\frac{1}{2}}} = \frac{\frac{2}{0.45}(1+0.53)}{(1+0.53^2)^{1/2}} = 2.52$$

$$NTU = -(1 + Cr^2)^{-\frac{1}{2}} \ln \left( \frac{E-1}{E+1} \right)$$

$$NTU = -(1 + 0.53^2)^{-\frac{1}{2}} \ln \left( \frac{2.52-1}{2.52+1} \right)$$

$$NTU=0.63$$

3. Se obtiene el área de transferencia de calor necesaria despejando la ecuación:

$$NTU = \frac{U_D A}{C_{min}}$$

$$A = \frac{NTU * C_{min}}{U_D}$$

$$A = \frac{0.63 * 6500}{730.575}$$

$$A= 5.64 \text{ m}^2$$

- El área del intercambiador de calor existente en la industria es mayor que el área de transferencia de calor necesaria para obtener la temperatura deseada, por lo que se puede utilizar dicho intercambiador de calor.

Tabla 3.3. Resultados de la evaluación del intercambiador

Parámetros	Valor	Ecuación
Q (kcal/h)	97500	2.16
$C_h$ (kcal/h°C)	12187.5	2.19
$C_c$ (kcal/h°C)	6500	2.18
Cr	0.53	2.20
Q máximo(kcal/h)	214500	2.17
$\epsilon$	0.45	2.15
E	2.52	2.22
NTU	0.63	2.23
Área de transferencia de calor(m <sup>2</sup> )	5.64	2.24

Fuente: Elaboración propia.

### 3.2.3 Evaluación hidráulica del intercambiador

Siguiendo la metodología descrita en el Kern, 1999, expuesta en el capítulo 2:

1. Se determina la diferencia de temperatura media logarítmica, LMTD.

$$LMTD = \frac{(T1 - t2) - (T2 - t1)}{\ln \frac{T1 - t2}{T2 - t1}}$$

$$LMTD = \frac{(35 - 10) - (20 - 2)}{\ln \frac{35 - 10}{20 - 2}}$$

$$LMTD = 21.30 \text{ °C} = 70.34 \text{ °F}$$

2. Se determina el factor F de corrección de la LMTD para el arreglo 1-2. Del intercambiador existente.

$$S = \frac{t2 - t1}{T1 - t1} = 0.242$$

$$R = \frac{T2 - T1}{t1 - T1} = 0.454$$

$$Ft = 0.98$$

LMTD corregido.

$$LMTD = 20.87 \text{ °C} = 69.56 \text{ °F}$$

- El factor de corrección es mayor a 0.75, por lo que es satisfactorio el arreglo 1-2 del intercambiador existente.

3. Se determinan las temperaturas de diseño para cada fluido y la viscosidad de los fluidos a Tci (terminal caliente) y Tho (terminal frío).

$$t_{ci} = \frac{T1^{\circ}\text{C} + T2^{\circ}\text{C}}{2} = \frac{35 + 20}{2} = 27.5 \text{ °C}$$

$$t_{ho} = \frac{t1^{\circ}\text{C} + t2^{\circ}\text{C}}{2} = \frac{2 + 10}{2} = 6 \text{ °C}$$

- Viscosidad a t<sub>ci</sub> de agua de mezcla. Tabla A6 propiedades termo físicas del agua (Incropera & DeWitt, 2011): (N·s/m<sup>2</sup>) Pa·s = cP
- Viscosidad a t<sub>ho</sub> de agua glicol al 30 %. Fig: A-13 pág. 395 (Stoecker, 1987).

En la tabla 3.4 se presenta un resumen con los resultados de la evaluación hidráulica del intercambiador.

Tabla 3.4. Resultado de la evaluación hidráulica del intercambiador

Parámetros	Valor	Ecuación
LMTD (°F)	70.34	2.25
F	0.98	Fig.18 (Kern, 1999)
tci (°C)	27.5	2.26
tho (°C)	6	2.27
Viscosidad tci (cP)	1.933	Tabla A6. (Incropera & DeWitt, 2011)
Viscosidad tho (cP)	9.68	Fig. A-13 pág. 395 (Stoecker, 1987)

Fuente: Elaboración propia

### 3.2.3.1 Análisis del cálculo del lado de los tubos

Se determina:

1. El área de flujo por intercambiador, la velocidad másica correspondiente y la velocidad lineal.

$$at = \frac{Nt \cdot a \cdot t}{144 \cdot n}$$

$$at = \frac{10 \cdot 0.008656818}{144 \cdot 1}$$

$$at = 0.00060117 \text{ ft}^2$$

$$Gt = \frac{w}{a \cdot t}$$

$$Gt = \frac{1331.32639}{0.00060117}$$

$$Gt = 2214566.49 \text{ lb/h}$$

$$Vt = \frac{Gt}{3600 \cdot \rho t}$$

$$Vt = \frac{2214566.49}{3600 * 62.1585639}$$

$$Vt = 9.896 \text{ ft/seg}$$

2. El número de Reynolds en los tubos.

$$Ret = \frac{D_{interno} * Gt}{\mu}$$

$$Ret = \frac{0.10498656 * 2214566.49}{0.046}$$

$$Ret = 2234285.2$$

3. El valor del coeficiente de transferencia de calor del lado de los tubos,  $h_i$ , asumiendo inicialmente que el factor de corrección de viscosidades es igual a la unidad lo que luego será comprobado.

$$h_i = JH \frac{k}{D} \left( \frac{cp * \mu}{k} \right)^{1/3} * \Phi t$$

$$h_i = 8 \frac{1289790}{0.10498656} \left( \frac{0.1532157 * 0.10406}{1289790} \right)^{1/3} * 0.00544661$$

$$h_i = 331.362878 \text{ BTU/h ft}^2$$

4. La temperatura de la pared.

$$tw = tf + \frac{h_{io} / \Phi a}{\frac{h_{io}}{\Phi p} + h_o / \Phi a} * (Tc - tf)$$

$$tw = 2 + \frac{311.8709 / 4.67}{\frac{311.8709}{23.4256} + 389.2320 / 4.67} * (25 - 2)$$

$$tw = 2.74316156 \text{ }^\circ\text{C}$$

- Valor de los coeficientes individuales de transferencia de calor, corregidos

$$\phi t = \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 1$$

$$h_{io} = h_i \frac{DI}{DE} * \Phi t$$

$$h_{io} = 331.362878 * 0.941176471 * 1$$

$$h_{io} = 311.870944 \text{ BTU/h ft}^2$$

5. Factor de obstrucción.

- Donde se halla el  $R_d$  calculado y se compara con  $R_d$  requerido

$$R_{d\text{calculado}} = \frac{U_c - U_d}{U_c * U_d} = \frac{23.4482042}{25918.1877} = 0.006680317$$

$R_d$  requerido = 0.0015. Se obtiene en la Tabla 12 (Kern, 1999) Factores de obstrucción que se aplican para intercambiadores de coraza y tubos.

- Se cumple que  $R_d \text{ calculado} > R_d \text{ requerido}$

6. Caída de presión en los tubos

- Caída de presión en los tubos

$$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} * D * \phi_t}$$

$$\Delta P_t = \frac{0.00018 * 2214566^2 * 19.68498 * 1}{5.22 \times 10^{10} * 0.10498656 * 1}$$

$$\Delta P_t = 3.170886684 \text{ PSI}$$

- Caída de presión de regreso

$$\Delta P_r = \frac{4n}{\rho} \frac{v^2}{2g}$$

$$\Delta P_r = \frac{4 * 1}{63.05127} \frac{199^2}{2 * 32.15}$$

$$\Delta P_r = 8.20455E-08 \text{ PSI}$$

- Caída de presión total

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$\Delta P_T = 3.170886684 + 8.20455E-08$$

$$\Delta P_T = 3.170886766 \text{ PSI}$$

- La caída de presión en el intercambiador por el lado de los tubos es inferior al establecido:

3.17 PSI < 10 PSI: cumple con los rangos de caída de presión

Tabla 3.5. Resultados del cálculo del lado de los tubos

Parámetros	Valor	Ecuación
at (ft <sup>2</sup> )	0.000601168	2.28
Gt (lb/h)	2214566.49	2.29
Vt (ft/seg)	9.896	2.30
Ret	2234285.197	2.31
hi (BTU/h ft <sup>2</sup> )	331.3628775	2.32
tw (°C)	2.74316156	2.33
hio (BTU/h ft <sup>2</sup> )	311.8709436	2.34
Rd calculado	0.006680317	2.35
ΔPt (PSI)	3.170886684	2.36
ΔPr (PSI)	8.20455E-08	2.37
ΔPT (PSI)	3.170886766	2.38

Fuente: Elaboración propia

### 3.2.3.2 Análisis del cálculo del lado de la carcasa

1. Se evalúa el área de flujo a través del banco de tubos para un intercambiador de un solo paso en la carcasa.

$$a_s = \frac{DI \cdot C \cdot B}{144 \cdot Pt}$$

$$a_s = \frac{150 \cdot 1.004 \cdot 1.59}{144 \cdot 0.93}$$

$$a_s = 0.000488855 \text{ ft}^2$$

2. Se evalúa la velocidad másica del fluido.

$$G_s = \frac{W}{a_s}$$

$$G_s = \frac{2869.23791}{0.000488855}$$

$$G_s = 5869297.737 \text{ lb/h}$$

3. Se calcula la velocidad lineal.

$$V_s = \frac{G_s}{3600 * \rho_s}$$

$$V_s = \frac{5869297.737}{3600 * 62.4283}$$

$$V_s = 0.002611573 \text{ ft/seg}$$

4. Se determina el número de Reynolds para la carcasa.

$$De = \frac{4 \left( \frac{1}{2} P t * 0.86 P t - \frac{\frac{1}{2} * \pi D o^2}{4} \right)}{\frac{1}{2} * \pi D o}$$

$$De = \frac{4 \left( \frac{1}{2} * 0.93 * 0.86 * 0.93 - \frac{\frac{1}{2} * \pi * 0.072^2}{4} \right)}{\frac{1}{2} * \pi * 0.072}$$

$$De = 0.113518248 \text{ ft}$$

$$Res = \frac{De * G_s}{\mu}$$

$$Res = \frac{0.113518248 * 5869297.737}{1.127}$$

$$Res = 591191.1243$$

5. Se calcula la caída de presión en la carcasa.

$$\Delta P = \frac{f * G_s^2 * D_s * (N+1)}{5.22 * 10^{10} * De * \rho * \Phi_s}$$

$$\Delta P = \frac{0.0016 * 5869297.737^2 * D_s * (N+1)}{5.22 * 10^{10} * De * \rho * \Phi_s}$$

$$\Delta P = 1.77 \text{ PSI}$$

➤ La caída de presión es inferior a 10 PSI permitida por lo que es factible el intercambiador para el servicio.

6. Se determina el valor del coeficiente de transferencia de calor del lado de la carcasa, ho.

$$h_o = JH \frac{k}{De} \left( \frac{cp*\mu}{k} \right)^{1/3} * \Phi_S$$

$$h_o = 80 \frac{0.44}{0.113518248} * 1.254 * 1.001$$

$$h_o = 389.2320531 \text{ BTU/ft}^2 \text{ h}$$

7. Se determina el valor del coeficiente global de transferencia de calor  $U_c$  empleando los factores de obstrucción para cada corriente.

$$U_c = \frac{h_{io} * h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_c = \frac{121390.1677}{701.1029967}$$

$$U_c = 173.1417042 \text{ BTU/ft}^2 \text{ h } ^\circ\text{F}$$

$$U_d = 149.6935 \text{ BTU/ft}^2 \text{ h } ^\circ\text{F}$$

- El coeficiente de transferencia calculado sea mayor que el coeficiente de diseño  $U_c > U_d$ .
8. Mediante la ecuación de diseño se evalúa el área requerida por el problema y se compara con el área disponible calculada en base al número de tubos, longitud y diámetros elegidos.

$$A_1 = \frac{Q}{U_c * LMTD}$$

$$A_1 = \frac{386909.25}{173.1417042 * 12178.78747}$$

$$A_1 = 31.76911091 \text{ ft}^2$$

- El área disponible es superior a la requerida

Cumplidos todos estos requisitos el intercambiador evaluado es el apropiado para el servicio deseado.

Tabla 3.6. Resultados del cálculo del lado de la carcaza

Parámetros	valor	Ecuación
as (ft <sup>2</sup> )	0.000488855	2.39
Gs (lb/h)	5869297.737	2.40
Vs (ft/seg)	0.002611573	2.41
Res	591191.1243	2.42
De (ft)	0.113518248	2.43
$\Delta P$ (PSI)	1.77	2.44
ho (BTU/ft <sup>2</sup> h)	389.2320531	2.45
Uc (BTU/ft <sup>2</sup> h °F)	173.1417042	2.46
A1 (ft <sup>2</sup> )	31.76911091	2.47

Fuente: Elaboración propia

### 3.3 Análisis económico

Para desarrollar la evaluación económica de la propuesta se realiza el análisis de la factibilidad de la misma por medio de la determinación del Valor Actual Neto (VAN), la tasa interna de retorno (TIR), el plazo de recuperación de la inversión y el % de retorno, para lo cual se aplica la metodología de cálculos económicos como se muestra en el capítulo 2.

La inversión se determinó a partir del costo de adquisición del equipamiento necesario para poner en práctica la propuesta, sin tener en cuenta los costos de instalación y montaje, ya que el mismo se lleva a cabo por la brigada de mantenimiento de la empresa.

$$I_{\text{total}} = C_{\text{adq. total}} = \$ 61467737.64$$

Tabla 3.7. Inversión total

Inversión total				
Elementos	Unidad de medida	Cantidad	Precio	Precio total
Línea para procesamiento ají picante	U	1	26804210.28	26804210.28
Tanque mezclador	U	1	1000390.4	1000390.4
Llenadora	U	1	17719414.96	17719414.96
Túnel de pasteurización y enfriamiento	U	1	12504880	12504880
Etiquetadora	U	1	3438842	3438842
Costo total de adquisición o Inversión				61467737.64

Fuente: Elaboración propia.

Por otro lado, el cálculo de los costos fijos, los costos variables y el costo de producción total durante la campaña 2021, fueron brindados por el departamento de economía de la empresa. Una vez conocido el nuevo volumen de producción, los resultados de la industria antes y después de la modificación, se realiza el cálculo del VAN.

$$CP = CF + CV$$

$$CP = 2915.26 + 29521.26$$

$$CP = 32436.52 \text{ \$/año}$$

Tabla 3.8. Costo de producción

Costos fijos	2915.26
Costos variables	29521.26
Costo de producción	32436.52

Fuente: Elaboración propia.

$$VP = \text{pup} * \text{Volumen de producción}$$

$$VP_{AM} = 865004.5 \text{ t/año}$$

$$VP_{DM} = 23355121.5 \text{ t/año}$$

Tabla 3.9. Valor de la producción

Precio unitario del producto	34600.18
Volumen de producción antes de la modificación t/campaña	25
Volumen de producción después de la modificación t/campana	675
Valor de la producción después de la modificación	23355121.5
Valor de la producción antes de la modificación	865004.5

Fuente: Elaboración propia.

$$VAN = S_0 + \frac{S_1}{(1+i)^1} + \frac{S_2}{(1+i)^2} \dots + \frac{S_n}{(1+i)^n}$$

$$VAN = 75884965.33 \$$$

El VAN ofrece un valor positivo y en el orden de la inversión, lo que indica que el proyecto generara más efectivo que el que se necesita para reembolsar su deuda y cubrir el interés correspondiente, por lo que se puede aceptar el proyecto de inversión.

Por otra parte, el % de Retorno de la Inversión es de 36.58%, lo que significa que el 36.58% de la inversión retorna cada año a través de la ganancia.

$$\% \text{ Retorno Inversión} = \frac{G(\text{con Modifiación}) - G(\text{sin Modificación})}{I} * 100\%$$

$$\% \text{ Retorno Inversión} = \frac{2332268498 - 832567.98}{61467737} * 100\%$$

El Plazo de recuperación de la inversión es de 2.63 años lo cual es un valor favorable.

$$PRI = \frac{I}{G} = \frac{61467737}{23322684.98} = 2.63553436 \text{ años}$$

En cuanto al TIR en este caso no se calcula puesto que como existe una gran diferencia entre el valor de la inversión y la ganancia obtenida, resulta imposible obtener un VAN negativo subiendo el interés hasta el 100% y así determinar el valor

el TIR, lo que significa que el proyecto es rentable por mucho que pueda subir el interés.

Tabla 3.10. Resultados económicos

Parámetros	Valor	Ecuación
I (\$)	61467737.64	2.48
Cp (\$/año)	32436.52	2.49
Vp AM (t/año)	865004.5	2.50
Vp DM (t/año)	23355121.5	2.50
VAN (\$)	75884965.33	2.52
PRI (años)	2.63553436	2.54
Ret %	36.58848994	2.55

Fuente: Elaboración propia.

### **Conclusiones parciales**

1. Se realiza la evaluación de la bomba propuesta y se verifica que esta cumple con los requisitos de selección.
2. Se efectúa la evaluación del intercambiador de calor y se confirma que el existente en la industria satisface los requerimientos necesarios para lograr la temperatura de enfriamiento garantizando un producto inocuo y que el envase mantenga sus características físicas.
3. Se lleva a cabo la valoración económica de la propuesta, obteniéndose resultados positivos, por lo cual, se determina que es factible realizar la inversión.

## **Conclusiones**

Una vez finalizada la investigación, se destacan las siguientes conclusiones:

1. Con la modificación del sistema de enfriamiento en la UEB, se logra disminuir la temperatura final del agua, en la línea de envasado chile habanero y se obtiene un producto de calidad con mejoras en el proceso productivo.
2. La bomba a utilizar para el trasiego de agua es la adecuada, debido a que cumple con los tres criterios de selección establecidos por la bibliografía.
3. El intercambiador de calor seleccionado es el adecuado para el enfriamiento del agua, pues proporciona un área de transferencia de calor menor que la necesaria para las condiciones requeridas por el proceso.
4. La propuesta realizada es económicamente factible, pues se logra recuperar la inversión en un plazo de 2.63 años.

## **Recomendaciones**

- Poner en práctica el proyecto de inversión en el menor tiempo posible para garantizar la temperatura de salida del envase y obtener mejor calidad del producto.

## Bibliografía

1. Acea, E. (2017). Tecnología de las conservas de frutas y vegetales. *Editorial pueblo y educación*.
2. Alborch, M. (2017). *Envasado aséptico, procesos térmicos más suaves en alimentos líquidos y triturados*. <https://www.ainia.es/ainia-news/envasado-aseptico-procesos-termicos-mas-suaves-en-alimentos-liquidos-y-triturados/>.(Consultado 3 de octubre de 2022)
3. ARAPACK. (2017). *Envasado esterilizado*. Envases asépticos ¿qué son?: <https://www.arapack.com/envases-asepticos-que-son/>(Consultado 15 de octubre de 2022)
4. Arellano Guerrón, S. L. (2017). *El ají, patrimonio alimentario de América y la universalidad de su uso*. Tesis en opción al título de master en MÁSTER EN TURISMO CULTURAL. Facultad de turismo. Universidad de Girona.
5. Arellano-Díaz, H. (2017). La calidad en el servicio como ventaja competitiva. *Dominio de las Ciencias, III*, 72-83.
6. Artopoulos, A., Friel, D., & Hallak, J. (2014). Levantando el velo doméstico: el desafío de exportar bienes diferenciados a países desarrollados. En *Desarrollo Económico* (págs. 285-311).
7. Becerra, C. (2018). "Intercambiador de calor". *Instalaciones térmicas, mecánicas y frigoríficas*.
8. Brambilla, I., Lederman, D., & Porto, G. (2012). Exports, export destinations and skills. *American Economic Review*, 102(7). <https://doi.org/10.1257/aer.102.7.3406>
9. Calzada, A., Prieto, J. L., & Socarras, Y. (2022). Cuba y el Tránsito a una Agricultura Sostenible. *Revista Científica Agroecosistemas*, 10(2), 109-115. <https://doi.org/aes.ucf.edu.cu/index.php/aes>
10. Castillo-Aguilar, C. (2018). Producción de planta de chile habanero (capsicum chinense jacq). *Agro Productividad*. <https://doi.org/revistaagroproductividades.org/index.php/agroproductividad/article/view/676>.( Consultado 26 de septiembre de 2022)
11. Clayton, K., Keener, K., & Bush, D. (2017). *Métodos para la conservación de alimentos*. Department of Food Science 745 Agriculture Mall Drive West Lafayette, IN 47907: <http://www.foodsci.purdue.edu>.
12. Comité Central del Partido Comunista de Cuba. (2016). Lineamientos de la política económica y social del Partido y la Revolución para el período 2016

- 2021. <http://www.granma.cu/file/pdf/gaceta/Lineamientos%202016-2021%20Versi%C3%B3n%20Final.pdf>(Consultado 8 de octubre de 2022)
13. Corrales-García, J., Carrillo, M., Santos, G., Sandoval, A., Trejo, M., Gómez, J., Ruiz, L. G., & López, N. (2014). El sistema agroindustrial de chile habanero en Yucatán. En *Frutas y hortalizas: estado actual y nuevas alternativas en México* (págs. 81-96). PIAI-CIESTAAM. Universidad Autónoma Chapingo y RISHORT.
14. Cruz, J. (2016). *¿Cual es el aji mas picante del mundo?El ardiente Carolina Reaper*. [http://rpp.pe/blog/piramide\\_invertida/cual-es-el-aji-mas-picante-del-mundo-el-ardiente-carolina-reaper-noticia-932069](http://rpp.pe/blog/piramide_invertida/cual-es-el-aji-mas-picante-del-mundo-el-ardiente-carolina-reaper-noticia-932069). Consultado 10 de septiembre de 2022
15. Del Puerto, C. (2002). *Métodos de conservación de alimentos. Tratado de Higiene del Medio*. Pueblo y Educación.
16. Departamento de tecnología. (2015 (Revisión)). *Descripción del proceso productivo de la empresa de UEB combinado industrial Héroes de Girón*. Empresa Agroindustrial Victoria de Girón. Documento de trabajo.
17. Departamento de tecnología. (2021). *Descripción del proceso productivo de la empresa de UEB combinado industrial Héroes de Girón*. Empresa Agroindustrial Victoria de Girón. Documento de trabajo.
18. Desrosier, N. W. (1984). *Elementos de tecnología de Alimentos*. CECSA.
19. Domínguez, M. (2012). *La estrategia de sustitución de importaciones en la provincia de Santiago de Cuba*.
20. EBARA PUMPS. (2015). *Catálogo de selección de bombas centrifugas*. C/ Cormoranes, 6-8. Polígono Industrial La Estación 28320 Pinto . Madrid: IBERIA S.A.
21. Enamorado, S. R. (2015). *Procesos térmicos de conservación*. Industria alimentaria.
22. Fellows, P. (2019). *Tecnología del proceso de los alimentos: principios y prácticas. Edición tercera*. Acribia,S.A.
23. Friebel, T., Haber, R., & Schmitz, U. (2011). Life time estimation of heat exchangers with consideration of on-line cleaning. *18th International Conference on Process Control*. Eslovaquia. <https://www.kirp.chtf.stuba.sk/pc11/data/papers/062.pdf>. ISBN: 978-80-227-3517-9.
24. Gaceta Oficial de la República de Cuba. (2019). *Constitución de la República de Cuba, edición Extraordinaria número 5*. [http://www.gaceta\\_oficial.gog.cu](http://www.gaceta_oficial.gog.cu)

25. Gerami, A., & Darvishi, P. (2014). Modeling of the deposit formation on shell and tube heat exchanger of Hasheminejad Gas Refinery Plant. *Indian Journal of Science & Reserarch*, 5(1), 382-388.
26. Gonzales, M. (2007). *Diseño de un pasteurizador para helados*. Universidad de Cádiz, España.
27. González-Mendizabal, D. (2002). *GUIA DE INTERCAMBIADORES DE CALOR: TIPOS GENERALES Y APLICACIONES*. Departamento de Termodinámica y Fenómenos de Transferencia. UNIVERSIDAD SIMÓN BOLÍVAR. Sartenejas.
28. Gudmundsson, O. (2015). *Detection of fouling in heat exchangers using model comparison*. Tesis Doctoral. Facultad de Ingeniería Industrial, Ingeniería Mecánica y Ciencias de la Computación. Universidad de Islandia, Reykjavik.
29. Hermida, J. (2000). *Fundamentos de ingeniería de procesos agroalimentarios*. Ediciones Mundi-Prensa.
30. Hermson, A., & Hulland, E. (1980). *Conservas Alimenticias*. Acribia, S.A.
31. Hernández, R. A., & Torrealba, J. (2013). La concentración de jugos de fruta: Aspectos básicos de los procesos sin y con membrana. *Revista de la Facultad de Ingeniería, Universidad Central de Venezuela (versión impresa)* ISSN 0798-4065. Caracas, XXVIII(3).
32. Holdsworth, S. D. (1988). *Conservación de frutas y hortalizas*. Zaragoza.
33. HRS-Heat Exchangers. (2022). Tratamiento térmico en la industria alimentaria. *Revista industria alimentaria*. [https://issuu.com/revistaindustriaalimentaria/docs/directorio\\_industria\\_alimentaria\\_2022\\_1](https://issuu.com/revistaindustriaalimentaria/docs/directorio_industria_alimentaria_2022_1) [Consultado: 27 de septiembre 2022].
34. Hugo, G. (2007). *Tesis en opción a maestría. Sistemas de Gestión de Calidad con Especialidad en Inocuidad de Alimentos*.
35. Igwe, J. E. (2016). Comparative analysis of different fluids in shell pass and two tube heat exchanger. *American Journal of Engineering Research (AJER)*, 5(8), 81-87.
36. Incropera, F. P., & DeWitt, D. P. (2011). *Fundamentals of Heat and Mass Transfer*. Editorial Prentice Hall, 7th Ed. USA.
37. Jurado, M. (2013). *Tratamientos finales de conservación. Primera edición*. Editorial Innovación y Cualificación S.L. <https://doi.org/bit.ly/2WpcHeE>. [Consultado el: 26 de septiembre de 2022]

38. Kern, D. Q. (1999). *Procesos de Transferencia de Calor*. Editorial Continental S.A.México.
39. Lebele-Alawa, B. T. (2014). Influence of fouling on heat exchanger effectiveness in a polyethylene plant. 4(2), 29-34. <https://doi.org/10.5923/j.ep.20140402.01>
40. Lewis, M., & Heppell, N. (2000). *Continuous thermal processing of foods*. Aspen Publishers. Maryland, USA.
41. Marín, T. (2002). *Equipos de transferencia de calor*. [http://www.thermoequipos.com.ve/pdf/articulo\\_03.pdf](http://www.thermoequipos.com.ve/pdf/articulo_03.pdf), [Consultado: 25 de septiembre 2022].
42. Méndez Ventura, I. M. (2020). *Manual de prácticas de análisis de alimentos*. Universidad Veracruzana. Facultad de química farmacéutica biológica. Xalapa, Veracruz. México.
43. Metcalf, R., & Eddy. (1998). *Ingeniería de aguas residuales. Tratamiento, vertido y reutilización. 3ª Ed.* España: McGraw Hill.
44. MINAG. (2020). *Plan de soberanía alimentaria y educación nutricional de Cuba. Consejo Ministro*.
45. Núñez, L., Hortelano, J., & Téllez, J. (2020). Metodología para el diseño de intercambiadores de calor tipo coraza y tubos. *Revista de Aplicaciones de la Ingeniería*, 7(23), 1-7. <https://doi.org/10.35429/JEA.2020.23.7.7.18>
46. Pacheco, N., Patrón, J., Ramos, A., & Talavera, T. (2017). *Inocuidad de Chile Habanero en la Producción Primaria*. Centro de Investigación y Asistencia en Tecnología y Diseño del Estado de Jalisco A. C.(CIATEJ).
47. Plaza, P., & Blanco, B. (2015). Análisis de los problemas que enfrentan las PyMEs Agrícolas para su participación en el desarrollo económico local. *Rev. Publicando*, 2(5), 256-264.
48. Richardson, P. (2000). *Thermal technologies in food processing*. CRC Press. Boca Ratón, USA.
49. Rosabal, J. (2006). *Hidrodinámica y separaciones mecánicas. 2da edición*. Editorial Félix Varela. Ciudad de la Habana.
50. Ruiz, N., Medina, L. F., & y Martínez, M. (2011). El Chile Habanero su Origen y Usos. *Ciencia*, 70–77.
51. Sifuentes, M., & Rubi, L. (2010). *Sistemas de refrigeración*. <http://rubia.fullblog.com.ar/sistemas-de-refrigeracion.html>. [Consultado: 25 septiembre 2022].

52. Sikorski, E. (2007). *Tecnología de los productos del mar: recursos, composición nutritiva y conservación*. Editorial: Acribia, S.A.
53. Stoecker, W. (1987). *Refrigeración y acondicionamiento de aire*. Edición Revolucionaria. La Habana, Cuba.
54. Tetra Pak . (2017). Processing at the juice packer. En *The orange book* (pág. 198). Tetra Pak Processing Systems AB. <https://bit.ly/3FZPG4O>. [Consultado el: 20 de septiembre de 2022]
55. Torres-Tamayo, E., Díaz, E. J., Cedeño, M. P., Vargas, C. L., & Peralta, S. G. (2016). Overall heat transfer coefficients, pressure drop and power demand in plate heat exchangers during the ammonia liquor cooling process. *International Journal of Mechanics*, 10, 342-348. <https://doi.org/www.naun.org/main/NAUN/mechanics/2016/b022003-204.pdf>. ISSN: 1998-4448.(Consultado el: 15 de septiembre del 2022)
56. Torres-Tamayo, E., Retirado-Mediaceja, Y., & Góngora-Leyva, E. (2014). Coeficientes de transferencia de calor experimental para el enfriamiento de licor en intercambiadores de placas. *Ingeniería Mecánica*, 17(1), 68-77. <https://doi.org/www.ingenieriamecanica.cujae.edu.cu/index.php/revistaim/article/view/479/835>. ISSN: 1815-5944.(Consultado el: 15 de septiembre de 2022)
57. Yong, A., Calves, E., González, Y., Permuy, N., & Pavón, M. (2017). La conservación de alimentos, una alternativa para el fortalecimiento de la seguridad alimentaria a nivel local. *Cultivos Tropicales*, 38(1), 102-107.

## Anexos

### Anexo 1. Variedades de ají picante



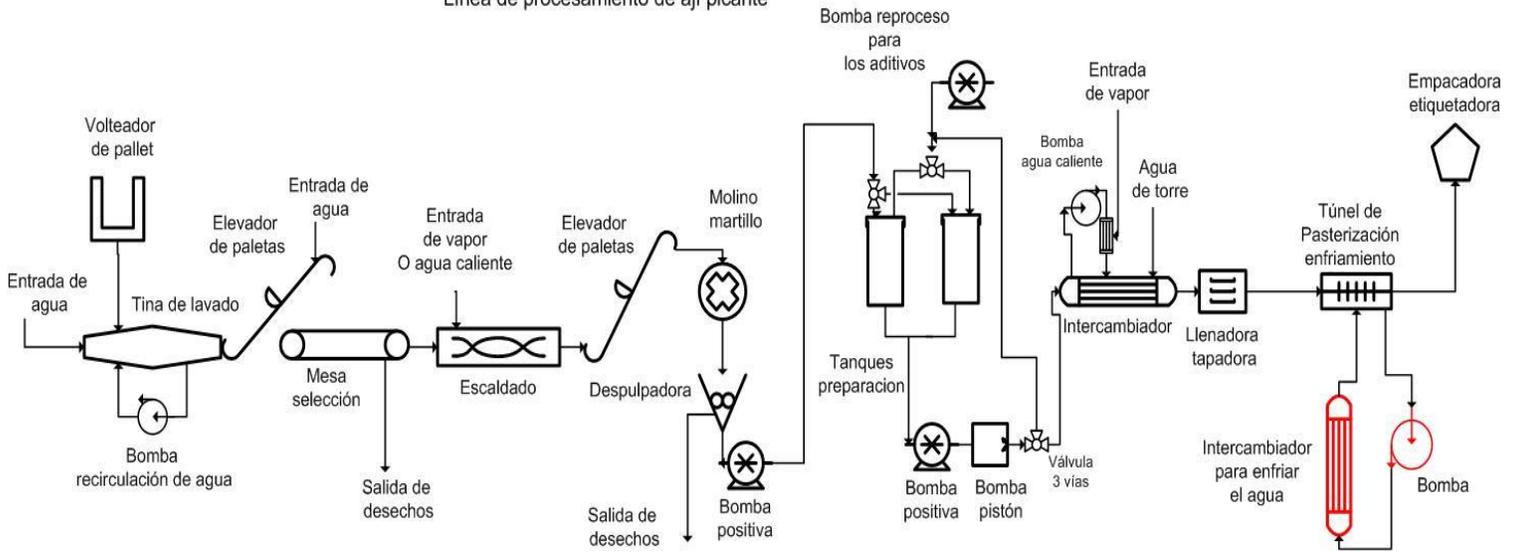
Los más picantes		
Unidades Scoville:		
100 mil a 445 mil		Habanero
100 mil a 200 mil		Chiltepín
30 mil a 50 mil		Piquín
15 mil a 30 mil		De árbol
5 mil a 23 mil		Serrano
2 mil 500 a 5 mil		Jalapeño
0		Bell o Morrón

## Anexo 2. Chile habanero

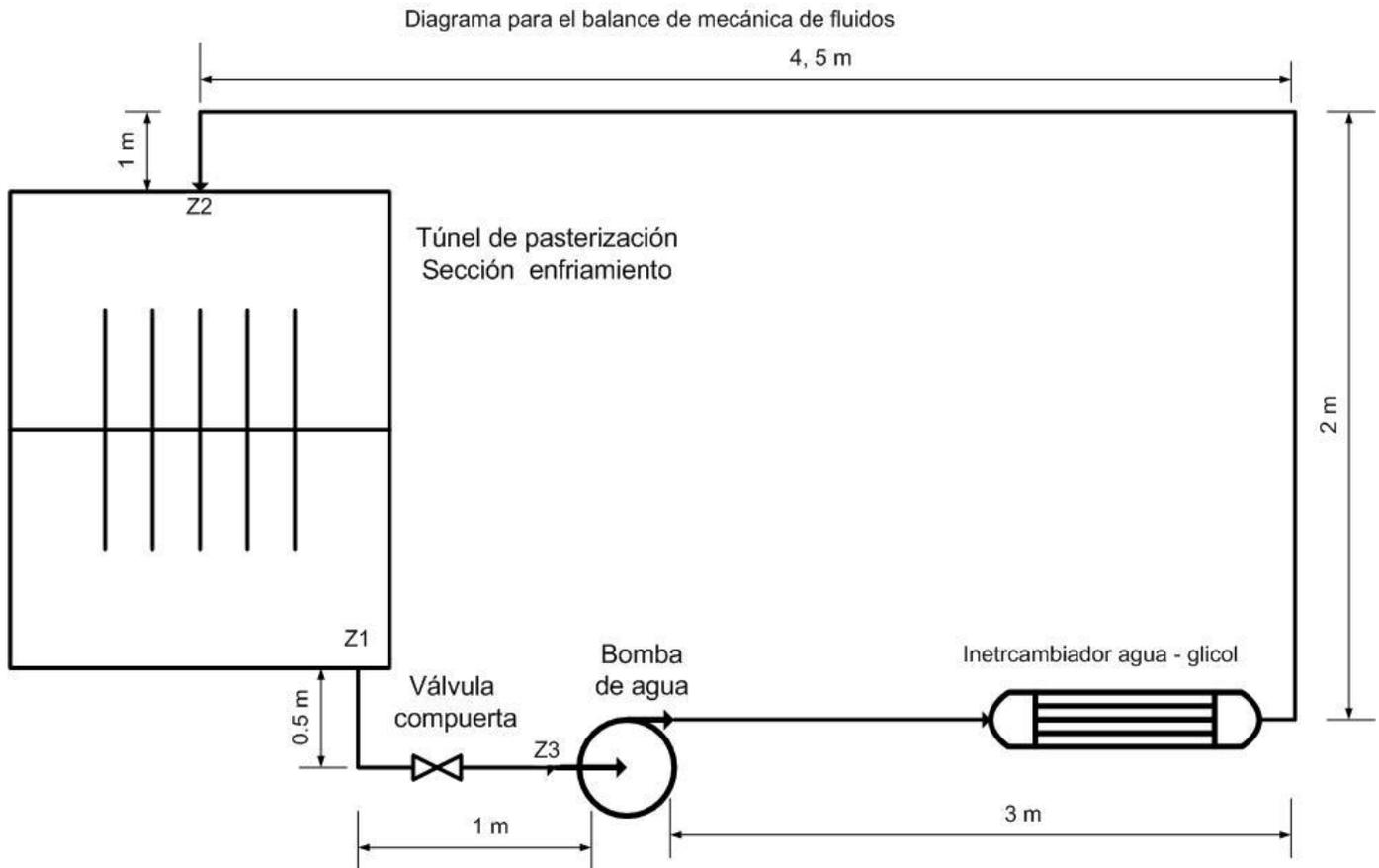


### Anexo 3. Diagrama de proceso de ají picante

Línea de procesamiento de ají picante



## Anexo 4. Diagrama para el balance de mecánica de fluidos



Anexo 5. Bomba seleccionada. Catálogo EBARA PUMPS (2015)



**ENR (2.900 r.p.m.)**

**ELECTROBOMBA CENTRÍFUGA** normalizada según EN 733 (DIN 24255) / **CENTRIFUGAL PUMP** according to EN 733 (DIN 24255)

**CURVAS DE CARACTERÍSTICAS / PERFORMANCE CURVES** (ISO 9906 / 2)

