

Escuela Superior Politécnica del Litoral

Facultad de Ciencias Naturales y Matemáticas

Evaluación del sistema de generación y uso de vapor en una planta productora de alimento balanceado para camarón.

Proyecto Integrador

Previo a la obtención del Título de:

Ingeniero Químico

Presentado por:

Odalys Tamara Rosales Alvarez

Carlos Andres Viteri Armas

Guayaquil - Ecuador

Año: 2023

Dedicatoria

A mis padres, Armando y Mariela, por su infinito amor y apoyo incondicional en todo momento. A todas las personas, amigos y familiares, que me han acompañado a lo largo de este camino.

Odalys Tamara Rosales Alvarez.

Le dedico este trabajo a mis padres Carlos y Katuska y a mi hermana Romina, a todos por estar siempre presentes durante los buenos y malos momentos, sin ellos esto jamás hubiera sido posible. Gracias.

Carlos Andres Viteri Armas.

Agradecimientos

A Abel Z., Allam V., Camila Y., Darly G., Denisse N., Diana P., José L., Mishell L., y Luis Q. A todos, por el tiempo, la enseñanza, la paciencia, la confianza, los consejos, y las oportunidades. Líderes, gracias totales.

Declaración Expresa

Nosotros, *Odalys Tamara Rosales Alvarez* y *Carlos Andres Viteri Armas*, acordamos y reconocemos que la titularidad total y exclusiva sobre los derechos patrimoniales de patente de invención, modelo de utilidad, diseño industrial, información no divulgada y cualquier otro derecho o tipo de Propiedad Intelectual que corresponda o pueda corresponder respecto de cualquier investigación, desarrollo tecnológico o invención realizada durante el desarrollo de su trabajo de titulación, incluyendo cualquier derecho de participación de beneficios o de valor sobre titularidad de derechos, pertenecerán de forma total, perpetua, exclusiva e indivisible a LA ESPOL, sin limitación de ningún tipo. Se deja además expresa constancia de que lo aquí establecido constituye un “previo acuerdo”, así como de ser posible bajo la normativa vigente de transferencia o cesión a favor de la ESPOL de todo derecho o porcentaje de titularidad que pueda existir.

Sin perjuicio de lo anterior los alumnos firmantes de la presente declaración reciben en este acto una licencia de uso gratuita e intransferible de plazo indefinido para el uso no comercial de cualquier investigación, desarrollo tecnológico o invención realizada durante el desarrollo de su trabajo de titulación, sin perjuicio de lo cual deberán contar con una autorización previa expresa de la ESPOL para difundir públicamente el contenido de la investigación, desarrollo tecnológico o invención.

Así también autorizamos expresamente a que la ESPOL realice la comunicación pública de la obra o invento, por cualquier medio con el fin de promover la consulta, difusión y uso público de la producción intelectual.

Guayaquil, 2 de septiembre del 2023.



Odalys Rosales Alvarez



Carlos Viteri Armas

Evaluadores

Ing. Ma. Verónica Ordoñez, M. Sc.

Profesor de Materia

Ing. Irina León González, M. Sc.

Tutor de proyecto

Resumen

En este proyecto se evaluaron las líneas de producción en una planta de alimento balanceado para camarón, de producto pelletizado y extruído, junto con el sistema de calderas, y el sistema de retorno de condensado desde los secadores hacia las calderas, para mejorar el aprovechamiento y disminuir pérdidas al ambiente de vapor de agua, a través de una simulación en Excel. Durante el proyecto, se recopiló una serie de datos que representan parámetros operacionales de los equipos involucrados, como acondicionadores y secadores. Las simulaciones realizadas permitieron estimar las pérdidas económicas anuales por fugas de vapor debido a un venteo propio del diseño del sistema, resultando en \$125,551. El análisis de los resultados permitió evaluar la implementación de un tanque flash para el aprovechamiento de las líneas de condensado para el calentamiento de otra corriente del proceso con ayuda de un intercambiador de calor, logrando un ahorro anual en combustible de \$138,387, y una disminución del 7% en la cantidad de vapor liberado al ambiente a través del venteo.

Además, se identificaron puntos en donde la cantidad de energía suministrada no es utilizada en su totalidad, dando paso a la elaboración de propuestas de mejora como la modificación de parámetros operacionales y cambio de combustible en las calderas.

Palabras Claves: Vapor, Balanceado para Camarón, Simulación, Secado, Calderas.

Abstract

Nowadays, the shrimp industry represents a fundamental pillar in the Ecuadorian economy. Therefore, it is crucial that shrimp feed-producing companies establish controls at every stage of production to ensure a good product in terms of quality, food safety, and nutritional levels.

This project aims to evaluate the system that generates and supplies steam to the plant during necessary stages such as cooking and drying. The goal is to improve resource utilization and reduce environmental losses through an Excel simulation of the production lines and analysis of the results to propose solutions.

Throughout the project, a series of operational data representing equipment parameters were collected. In addition, production lines in the plant, including pelletized and extruded products, along with the boiler system and the condensate return system from dryers to boilers, were simulated in Excel.

The simulations conducted allowed for estimating steam leaks throughout the process and identifying points where the supplied energy is not fully utilized, which led to the development of improvement proposals, such as modifying certain operational parameters, changing fuel in the boilers, and implementing new equipment to utilize steam during the product drying stage.

Keywords: Steam, Shrimp Feed, Simulation, Drying, Boilers.

Índice General

Resumen.....	I
Abstract.....	II
Índice General.....	III
Abreviaturas.....	IV
Simbología.....	V
Índice de figuras.....	VI
Índice de tablas.....	VII
1. Introducción.....	2
1.1 Descripción del problema.....	2
1.2 Justificación del problema.....	2
1.3 Objetivos.....	3
1.4 Marco teórico.....	4
1.5 Equipos y dispositivos industriales asociados a la producción y uso del vapor.....	5
1.6 Factores asociados a la eficiencia energética en sistemas de generación de vapor en industrias de alimentos acuícolas.....	11
1.7 Alternativas para la evaluación y mejora de la eficiencia energética en sistemas de generación de vapor.....	11
Capítulo 2.....	15
2. Metodología.....	16
2.1 Descripción del proceso de producción de alimento balanceado para camarón.....	17
2.2 Investigación.....	18
Capítulo 3.....	34
3. Resultados y Análisis.....	35
3.1 Evaluación de la generación de vapor en las calderas.....	35
3.2 Resultados de la simulación de las calderas.....	38
3.3 Evaluación del uso de vapor en líneas de proceso.....	40
3.4 Resultados de simulación del proceso.....	44
3.5 Evaluación de la implementación de un separador flash y un intercambiador de calor para pre-calentamiento de las corrientes de agua de alimentación a las máquinas extrusoras. 49	49
3.6 Escenario actual vs alternativas propuestas.....	58
3.7 Análisis de los proyectos propuestos.....	65
Referencias.....	69

Abreviaturas

CO₂ Dióxido de Carbono

DDC Differential Diameter Conditioner

ESPOL Escuela Superior Politécnica del Litoral

Fuel Blend Mezcla de combustible Búnker y Diésel

GLP Gas Licuado del Petróleo

GEI Gases de efecto invernadero

HPS Vapor de alta presión

H₂O Agua

LPS Vapor de baja presión

NO_x Óxidos de nitrógeno

SCI Subsecretaría de Calidad e Inocuidad

SKU Stock Keeping Unit

SO_x Óxidos de azufre

Simbología

P Presión

bar Unidad de presión

barg Presión manométrica

kPa Unidad de presión

Psi Unidad de presión

Psig Presión manométrica

°C Grados Celsius

TM Toneladas métricas

h Horas

% Porcentaje

x Calidad de vapor

h_g Entalpía de vapor saturado

h_f Entalpía de líquido saturado

h_{fg} Entalpía de vaporización

Q Energía en forma de calor

m Flujo másico

Y Humedad absoluta

RH Humedad relativa

ÍNDICE DE FIGURAS

FIGURA 1.1	4
FIGURA 1.2	10
FIGURA 2.1	16
FIGURA 2.2	17
FIGURA 2.3	20
FIGURA 2.4	22
FIGURA 2.5	23
FIGURA 2.6	24
FIGURA 3.1	37
FIGURA 3.2	42
FIGURA 3.3	43
FIGURA 3.4	48
FIGURA 3.5	48
FIGURA 3.6	49
FIGURA 3.7	51
FIGURA 3.8	52
FIGURA 3.9	54
FIGURA 3.10	55
FIGURA 3.11	63

ÍNDICE DE TABLAS

TABLA 2.1.....	21
TABLA 2.2.....	23
TABLA 2.3.....	24
TABLA 2.4.....	25
TABLA 2.5.....	29
TABLA 2.6.....	30
TABLA 3.1.....	36
TABLA 3.2.....	38
TABLA 3.3.....	39
TABLA 3.4.....	39
TABLA 3.5.....	40
TABLA 3.6.....	41
TABLA 3.7.....	45
TABLA 3.8.....	46
TABLA 3.9.....	46
TABLA 3.10.....	50
TABLA 3.11.....	53
TABLA 3.12.....	53
TABLA 3.13.....	55
TABLA 3.14.....	56
TABLA 3.15.....	57
TABLA 3.16.....	57
TABLA 3.17.....	57
TABLA 3.18.....	58
TABLA 3.19.....	59
TABLA 3.20.....	60
TABLA 3.21.....	61
TABLA 3.22.....	61
TABLA 3.23.....	61
TABLA 3.24.....	62
TABLA 3.25.....	62
TABLA 3.26.....	64

Capítulo 1

1. Introducción

1.1 Descripción del problema

Una planta de producción de alimento balanceado para camarón cuenta con un proceso que incluye molienda, mezclado, cocción, extrusión, pelletizado, secado y enfriamiento. Para llevar a cabo el proceso, etapas como la cocción y secado requieren un suministro de calor constante, que suele desarrollarse a través del uso de calderas industriales para producir vapor de agua e inyectarlo en distintos equipos (Fisheries, 2022).

La problemática que plantea este proyecto es una pérdida de vapor en forma de fugas, que se evidencian con la presencia de vapor en líneas de condensado, que comúnmente se atribuye a un mal funcionamiento en trampas de vapor que no cumplen con su función de permitir solo el paso de condensado una vez que el vapor cumplió su función de transferencia de calor (Trouble Less Valve, 2023). Este vapor retorna a un tanque de condensado que tiene un venteo que permite liberar presión, en consecuencia, el vapor escapa al ambiente lo que se traduce en pérdidas de agua y desaprovechamiento de este recurso.

Puesto que el sistema de generación de vapor cumple con satisfacer las jornadas de producción, las fugas como la mencionada previamente, aunque representan cantidades considerables de dinero a largo plazo (Bohórquez, 2013), no se ha priorizado un estudio por parte de la empresa, lo cual le otorga un valor agregado a este proyecto, al tener como objetivo ofrecer una mejor comprensión del problema y alternativas para su solución.

1.2 Justificación del problema

Ecuador es un país cuya economía está parcialmente apoyada en la industria camaronera, que consiste en el cultivo y venta de la especie en territorio nacional e internacional. Solo en 2022, Ecuador batió todos los récords del sector camaronero al exportar más de 1060 millones de toneladas, convirtiéndolo en uno de los mayores exportadores mundiales de la especie, debido a la excelente calidad del producto y las relaciones establecidas con potencias como China, España, y Estados Unidos (Amerise, 2023).

Existen diversas compañías nacionales que dedican sus actividades al cultivo, crecimiento y exportación de la especie. Sin embargo, todas buscan un objetivo en común: vender un camarón de buen color, buen tamaño, y buena calidad. El camarón, al ser una especie marina de crustáceo y objeto de popular comercialización, debe ser bien alimentado y cultivado en las mejores condiciones posibles.

El interés por estudiar el sistema de vapor de la planta en cuestión nace de la posibilidad de identificar todos los puntos en que se presentan fugas de este recurso durante el proceso de producción de alimento balanceado ya que, a través de la propuesta de condiciones operacionales de las calderas y otras modificaciones en el sistema, será posible contribuir al ahorro de agua y su uso adecuado en las distintas etapas que lo requieren.

1.3 Objetivos

1.3.1 Objetivo general

Evaluar las causas de fugas de vapor en las líneas de distribución de vapor de una planta productora de alimento balanceado para camarón mediante el análisis de los resultados de la simulación en Excel del sistema de generación y uso de vapor para la reducción de pérdidas al ambiente.

1.3.2 Objetivos específicos

1. Determinar las condiciones de operación adecuadas de las líneas de proceso mediante la aplicación de principios de conservación de masa y energía.
2. Desarrollar una simulación del sistema de generación y uso de vapor para la identificación de oportunidades de mejora.
3. Verificar la implementación de modificaciones en el sistema de generación y uso de vapor a través de un análisis de costo-beneficio.

1.4 Marco teórico

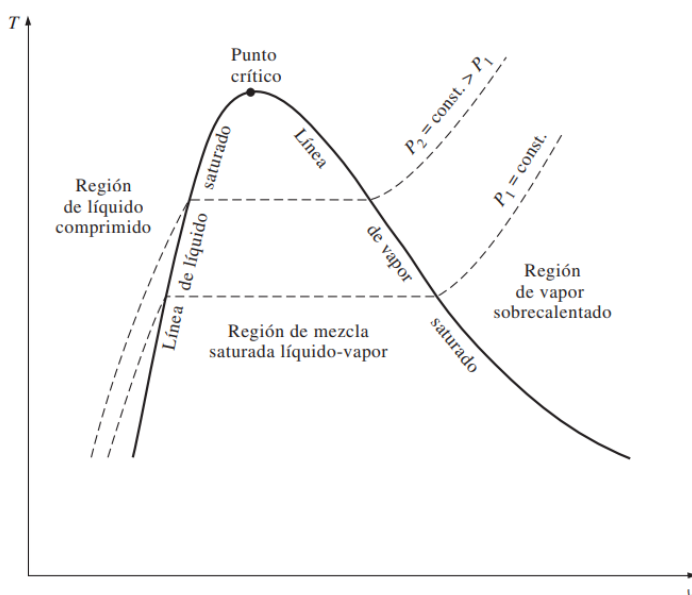
1.4.1 Términos generales asociados al vapor

El vapor es un estado físico del agua, que se alcanza cuando el agua absorbe energía que de manera general proviene de variaciones de presión o temperatura que, como cualquier sustancia pura, le permite realizar un cambio de fase (Kaminski & Jensen , 2005). En términos de transferencia de energía y a lo largo de variaciones de presión y temperatura en un sistema, el agua atraviesa distintos cambios de fase, entre los que se encuentran el líquido saturado, que es agua que está a punto de evaporarse, y el líquido subenfriado, cuya temperatura es menor a la temperatura de saturación.

La curva presentada en la Figura 1.1 permite identificar que se llama vapor saturado a la etapa en que el agua y el vapor coexisten uno con el otro, mientras que se conoce como vapor sobrecalentado cuando su temperatura es elevada más allá del punto de saturación (Çengel, Boles, & Kanoglu, 2018).

Figura 1.1

Diagrama de temperatura en función de volumen específico de una sustancia pura.



Nota. La figura presenta de manera detallada un diagrama T vs. v indicando las regionales y fases de sustancias puras. *Fuente:* Çengel, Boles, & Kanoglu, 2018.

Por su lado, el vapor flash es una mezcla líquido-vapor, que también es conocido como vapor húmedo. En la Figura 1.1, el vapor flash corresponde a la sección dentro del domo de saturación. El porcentaje de vapor presente en esta mezcla se conoce como calidad de vapor. La calidad de vapor tiene un valor entre 0 y 1. Cuando este es 0 se trata de líquido saturado mientras que cuanto este valor es 1 se encuentra como vapor saturado (Çengel, Boles, & Kanoglu, 2018).

1.5 Equipos y dispositivos industriales asociados a la producción y uso del vapor

1.5.1 Calderas industriales

Una caldera es un dispositivo capaz de generar calor mediante la combustión de combustible para transferirlo a un fluido de trabajo con una determinada presión de operación, produciendo un incremento en la temperatura y/o estado físico del mismo (Arjona, 2019). Las calderas son uno de los puntos de consumo más elevados de una planta, por lo que incrementar el ahorro energético supone reducción de costos operacionales, mejora la competitividad en la industria y además propone una reducción en la contaminación (Arjona, 2019).

1.5.2 Tipos de calderas industriales

Las calderas de vapor acuotubulares aquellas en las que el agua circula por el interior de los tubos y los humos de combustión por el exterior de estos, alcanzan presiones de hasta 350 bar, 600 °C y producciones 2.000 TM vapor/h. (Walker & Blaen, 2001). Por su lado, las calderas de vapor piro-tubulares son aquellas en las que los humos de la combustión circulan por el interior de los tubos y el agua por el exterior; alcanzan presiones de 30 bares, temperaturas de 300°C y una producción de hasta 55 TM vapor/h (Walker & Blaen, 2001).

1.5.3 Fluidos de trabajo en una caldera industrial

El fluido de trabajo de una caldera es agua calentada y aprovechada como vapor en diferentes procesos que requieren incrementos de temperatura. El uso de vapor es común dentro de la industria, pues se ha convertido en una fuente de energía en los procesos productivos

debido a las propiedades que ofrece y a su versatilidad de adaptación a cualquier proceso o tipo de aplicación (Wattco, 2023).

1.5.4 Combustible para calderas

El combustible en calderas en la mayoría de los casos depende del modelo, sin embargo, los más utilizados son bunker, diésel o GLP, que son seleccionados de acuerdo con el costo, normas regulatorias y disponibilidad en la región (Walker & Blaen, 2001).

1.5.5 Trampas de vapor

Una trampa de vapor es una válvula automática que retiene el vapor en una tubería hasta que este haya cedido su energía y se convierta completamente en condensado. Una vez completado el cambio de fase, la trampa permitirá solo el paso de condensado, contribuyendo así a incrementar la eficiencia de la planta (Doran, 1997).

Algunas plantas de producción con líneas de vapor de gran volumen pueden llegar a tener hasta 6000 trampas de vapor a lo largo de todo su proceso, sin embargo, si una trampa de vapor instalada no está rindiendo adecuadamente, cualquier problema en su funcionamiento no será fácilmente visible (Doran, 1997). Algunos tipos de trampas de vapor incluyen aquellas de balde invertido, de flotación termostática, y trampas termostáticas (Doran, 1997). Más allá de las distintas configuraciones, el factor fundamental para escoger y garantizar el correcto funcionamiento de una trampa es el diámetro de sus orificios, pues permitirá conocer aproximadamente la cantidad de vapor desperdiciado en un período de tiempo y realizar un análisis comparativo de costos a partir del uso de distintos tipos.

1.5.6 Secadores industriales

El secado es el proceso de remoción de agua de un material sólido para disminuir su nivel de humedad, a través de corrientes de aire comúnmente calentadas con vapor. En otros casos, el secado de materiales sólidos se ejecuta a través de prensas, centrifugado, y otros métodos mecánicos (Geankoplis, Hersel, & Lepek, 2018).

Los secadores industriales son dispositivos de gran escala utilizados para ejecutar este proceso. Existen tres clasificaciones de equipos de secado: aquellos en que el sólido está directamente expuesto a un gas caliente, aquellos en que el calor es transferido desde un medio externo generalmente a través de una superficie metálica, y secadores calentados por energía dieléctrica (Geankoplis, Hersel, & Lepek, 2018).

1.5.7 Tipos de secadores industriales

Los secadores que exponen los sólidos a un gas caliente como el aire se denominan secadores directos o adiabáticos, mientras que aquellos en los que el calor es transferido desde un medio externo reciben el nombre de secadores indirectos o no adiabáticos. Un secador de bandejas, por ejemplo, es un tipo de secador adiabático que involucra distintas cargas de secado en comúnmente cuatro bandejas que permite conocer la humedad relativa del aire, velocidad de secado y cantidad de agua evaporada (McCabe, Smith, & Harriott, 2007).

1.5.8 Intercambiadores de calor

Los intercambiadores de calor son dispositivos que promueven la transferencia de calor entre dos fluidos que se encuentran a temperaturas diferentes y evitan al mismo tiempo que se mezclen entre sí (Çengel, Boles, & Kanoglu, 2018). En un intercambiador, la transferencia de calor suele comprender convección en cada fluido y conducción a través de la pared que los separa (Çengel & Ghajar, 2019).

Los intercambiadores de calor se fabrican en diversos tipos, se clasifican en función de la aplicación y se les asigna un nombre. Las calderas, por ejemplo, son un tipo de intercambiador que utiliza el calor de la combustión para evaporar agua mientras los condensadores se encargan de enfriar una corriente (Çengel & Ghajar, 2019). Existen otros dispositivos como los economizadores que son intercambiadores de calor que permiten aprovechar el calor de los gases de combustión en las chimeneas de las calderas para calentar otras corrientes (Çengel, Boles, & Kanoglu, 2018).

1.5.9 Generación y uso de vapor en industria de producción de alimentos acuícolas

La industria de nutrición animal utiliza vapor debido a las ventajas que ofrece a sus procesos. Para generar vapor se requiere de agua, recurso abundante, económico y en la mayoría de los casos de fácil acceso; controlable en cuanto a distribución, presión, temperatura y posee un alto calor específico; el vapor no necesita bombas para su distribución ya que este circula como respuesta a una caída de presión (Bohórquez, 2013). Específicamente el sector productor de alimento balanceado para camarón, requiere de un aporte energético en forma de calor para satisfacer diferentes procesos como son: cambios fisicoquímicos en la materia, secado de producto y tratamiento térmico a materias primas que requieren mantenerse a temperaturas altas para su transporte en sistemas de bombeo.

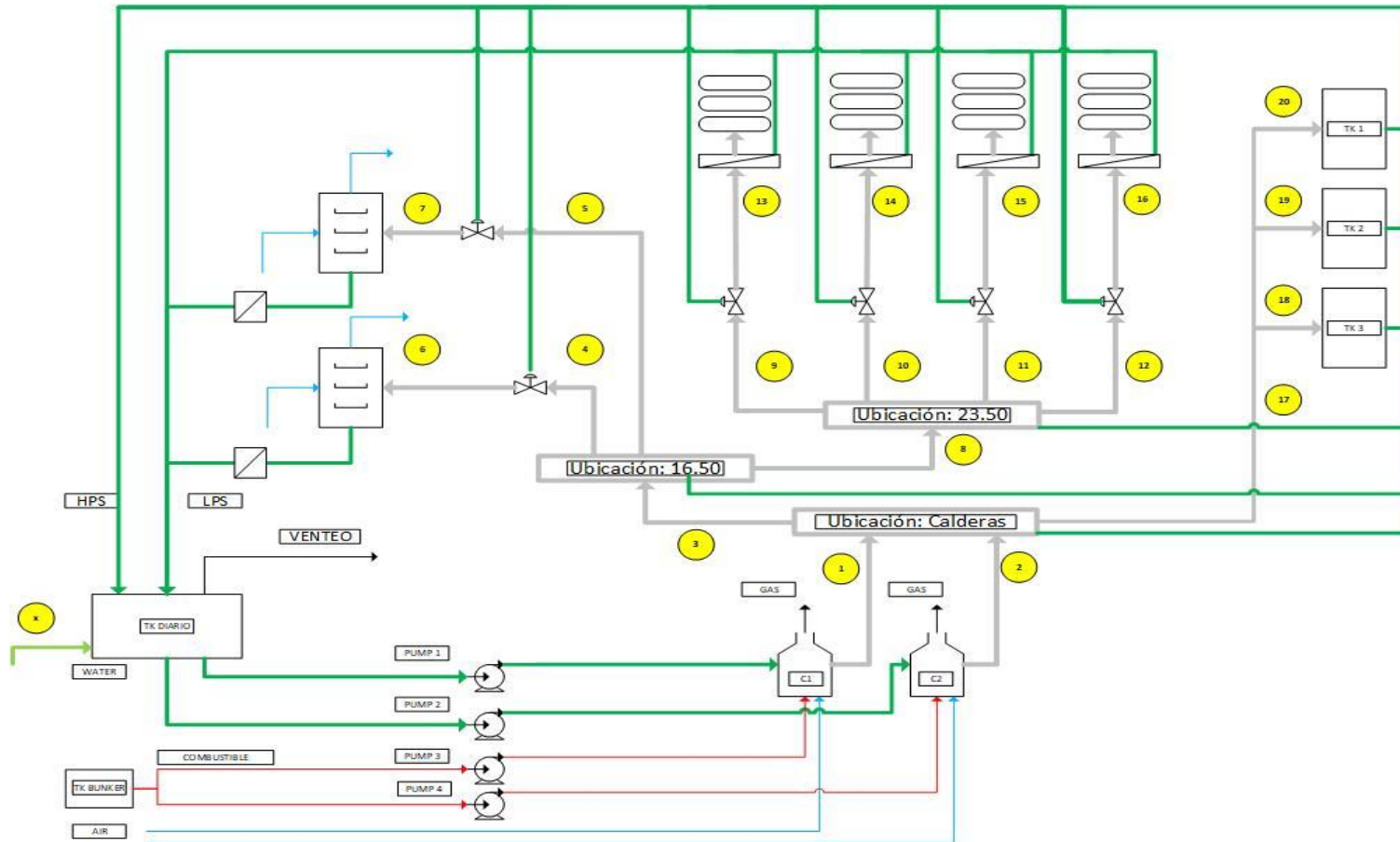
El vapor se utiliza en la etapa de extrusión, que es un paso clave en la fabricación del alimento para camarón. Durante la extrusión, los ingredientes mezclados se pasan a través de una máquina extrusora, donde se aplica calor y presión (Hu, 2021). El vapor, también es usado para calentar los ingredientes y suavizar la mezcla, lo que permite que se forme y se moldee en los gránulos deseados. El calor generado por el vapor también ayuda a esterilizar el alimento y desactivar enzimas antinutritivas que puedan estar presentes en los ingredientes. El uso del vapor en el proceso de extrusión ayuda a mejorar la textura, la digestibilidad y la estabilidad del alimento balanceado para camarones (Hu, 2021). El vapor también es utilizado para calentar aire y secar el alimento de camarón, este es un método comúnmente empleado en la producción de alimentos balanceados (Meghwal et al, 2017).

A partir de la Figura 1.2 es posible tener una vista general de las etapas del proceso de producción de alimento para camarón en que se requiere vapor, como lo son el secado, en las corrientes 6 y 7, la cocción previa a máquinas extrusoras y pelletizadoras, en las corrientes 9 a la 16, y tanques de almacenamiento en las corrientes 17 a la 20. Tomando como ejemplo el

secado, el vapor servirá para la etapa de calentamiento del aire empleado en el proceso al ser introducido en un intercambiador de calor. El calentamiento del aire con vapor permitirá evidenciar la transferencia de calor y masa que existe entre ambos (Geankoplis, Hersel, & Lepek, 2018). Finalmente, el producto sólido será secado con el aire previamente calentado y reducirá sus niveles de humedad. Para esta etapa, será necesario monitorear parámetros como temperatura y tiempo de secado para evitar afectar negativamente la calidad nutricional, parámetros de inocuidad y propiedades físicas del producto (Meghwal, Goyal, & Kaneria, 2017).

Figura 1.2

Etapas del proceso de producción de alimento balanceado para camarón que requieren suministro de vapor.



Nota. El diagrama mostrado en la figura indica los equipos que son abastecidos con vapor junto con el nivel de la planta en m.s.n.m. Entre ellos: la sala de calderas en la planta baja, los secadores en el nivel 16.50 o tercer piso de la planta, y las extrusoras y pellet en el nivel 23.50 o cuarto piso de la planta.

1.6 Factores asociados a la eficiencia energética en sistemas de generación de vapor en industrias de alimentos acuícolas

1.6.1 Indicadores comunes para la cuantificación de eficiencia energética

Puesto que los sistemas industriales son muy diversos, pero a menudo tienen en común importantes líneas de vapor, es un objetivo común el uso de medidas de eficiencia energética, entre las que se pueden mencionar: consumo de energía de referencia para los sistemas de vapor, medidas de ahorro, estimación de potencial de ahorro de energía rentable para la industria y reducciones de emisiones de CO₂ para la disminución de emisiones de GEI provenientes del área industrial (Camaraza et al, 2021).

1.6.2 Puntos débiles asociados a sistemas de generación de vapor en la industria productora de alimentos acuícolas

- Fugas de vapor en las corrientes o equipos involucrados
- Condiciones operacionales de las calderas utilizadas para producción de vapor
- Dimensiones de trampas de vapor asociadas a equipos involucrados

1.7 Alternativas para la evaluación y mejora de la eficiencia energética en sistemas de generación de vapor

1.7.1 Recuperación de condensado y otras formas de aprovechamiento

Una vez que el vapor transfiere calor a un determinado proceso este se condensa, de manera que la recuperación de condensado implica la reutilización de agua junto con el calor sensible que contiene. Esta recuperación tiene como consecuencia ahorro significativo de energía, tratamiento químico y agua fresca ablandada. La eficiencia en la recuperación de energía del condensado puede mejorar mediante el uso de sistemas de recuperación de calor eficientes, como intercambiadores de calor de alta eficiencia y sistemas de recuperación de condensado correctamente diseñados. Estas tecnologías ayudan a maximizar la transferencia

de calor y minimizar las pérdidas de energía, lo que resulta en una mayor proporción de energía aprovechada del condensado en comparación con el vapor inicial (Jouhara et al, 2018).

Otras formas de aprovechamiento de condensado de vapor son: disponibilidad de agua caliente para alimentación de la caldera, limpieza de equipos, precalentamiento de corrientes, vapor flash, y otras aplicaciones.

1.7.2 Beneficios del incremento de la eficiencia energética

En general, el condensado de vapor contiene aproximadamente el 60-80% de la energía total que tenía el vapor inicialmente (Jouhara et al, 2018).

Cuando el vapor se condensa, la energía latente de condensación se libera y se convierte en energía térmica en el condensado. Sin embargo, debido a las pérdidas de calor durante el proceso de condensación y transporte, es común que se pierda entre el 10% y el 20% de la energía total del vapor.

Alimentar agua caliente a la caldera en lugar de agua fría tiene varias ventajas entre las cuales están la reducción de la necesidad de calentar agua desde una temperatura más baja, disminuye tiempo de calentamiento, ayuda a reducir el estrés térmico en el equipo lo cual prolonga la vida útil de la caldera y reduce el consumo de combustible hasta un 20% (Trouble Less Valve, 2023). Además, se tiene un impacto positivo para la seguridad y la reducción de combustible necesario gracias a la recuperación de condensado equivale a menor contaminación del aire porque se reducen las emisiones de CO₂, NO_x y SO_x.

1.7.3 Términos asociados a la evaluación económica de plantas industriales

Para la ejecución de un análisis económico de las propuestas que se presenten a lo largo del proyecto, se empleará el concepto de Costo Capital, que hace referencia al costo asociado a la construcción de una planta de producción o a las modificaciones realizadas a una planta de producción ya existente (Turton & Shaeiwitz, 2015).

- Bare Module Costing Technique, que representa una herramienta para estimar el costo de una nueva planta. De manera general, es la técnica más acertada para la estimación de costos preliminares, y relaciona todos los costos desde la adquisición de equipos considerando sus especificaciones, condiciones de operación, materiales de construcción y demás. La técnica de Module Costing puede ser cuantificada a través de la ecuación:

$$C_{BM} = C_p^0 F_{BM} \quad (1.1)$$

Donde C_{BM} es la suma de costos directos e indirectos asociados a la compra e instalación de todos los equipos involucrados, C_p^0 es el costo de adquisición de los equipos bajo condiciones base, y F_{BM} es el factor de costo multiplicativo asociado al tipo de material utilizado y sus características de operación.

- Grass Roots Cost, que representa costos asociados a la adecuación del sitio a utilizarse para la construcción de la infraestructura, edificios auxiliares, instalaciones off-site y servicios utilitarios. Se considera materiales de construcción y/o presión de operación, y el resultado puede variar entre 20% y 100% del Bare Module Cost. El costo denominado Grass Roots puede ser cuantificado a través de la ecuación:

$$C_{GR} = C_{TM} + 0.50 \int_{i=1}^n C_{BM,i}^0 \quad (1.2)$$

Donde C_{GR} representa el costo denominado Grass Roots, C_{TM} representa el Total Module Cost, que a su vez está dado por la ecuación 1.3, y n que representa el número total de piezas del equipo.

$$C_{TM} = \int_{i=1}^n C_{TM,i} = 1.18 \int_{i=1}^n C_{BM,i} \quad (1.3)$$

- Equipment Cost, que puede ser estimado a partir de correlaciones desarrolladas en base a cotizaciones de proveedores o registros históricos que reflejen compras previamente realizadas. Las correlaciones, por ejemplo, podrían ser ajustadas en caso de inflación en determinado período de tiempo. El costo asociado a los equipos también está en función de los materiales y la presión de operación, y puede ser cuantificado a través de la ecuación:

$$\log_{10} C_p^0 = K_1 + K_2 \log_{10} A + K_3 \log_{10} A^2 \quad (1.4)$$

Donde K_i es una serie de constantes asociadas al tipo de equipo que esta siendo cotizado, y A es la capacidad de presión de la unidad, y es una variable independiente.

- Factor Lang, que es una técnica simple para estimar el costo capital de la expansión de una planta ya existente. El costo total es determinado a partir de la multiplicación entre lo invertido por un factor constante según el equipo que se esté considerando. El cálculo del costo a través del factor Lang está dado por:

$$C_{TM} = F_{lang} \int_{i=1}^n C_{p,i} \quad (1.5)$$

Donde C_{TM} es el costo capital de la planta, $C_{p,i}$ es el costo de compra para los equipos más relevantes, n es el número total de equipos y F_{lang} es el factor Lang asociado de manera independiente a un tipo de planta (Turton & Shaeiwitz, 2015).

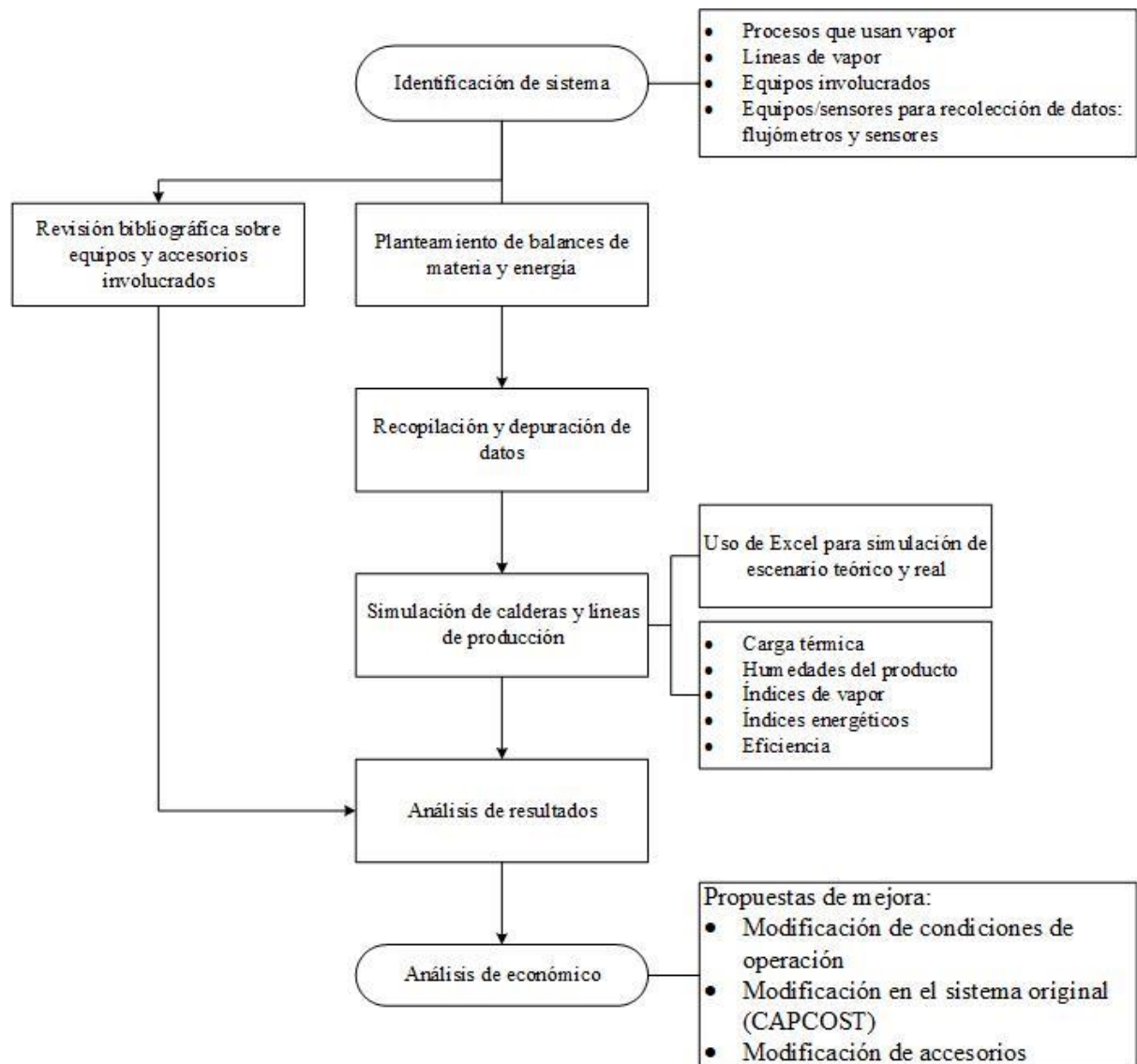
Capítulo 2

2. Metodología.

La metodología empleada para el diseño de la solución a la problemática se resume en la Figura 2.1

Figura 2.1

Diagrama de flujo de la metodología empleada.



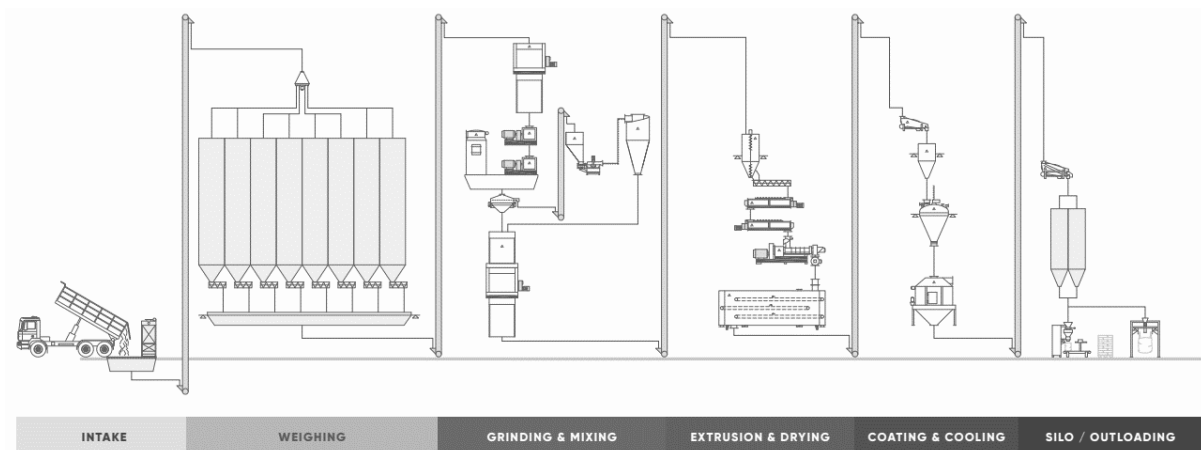
Nota. El diagrama de flujo resume las fases empleadas para el cumplimiento de los objetivos planteados, desde la delimitación del sistema, planteamiento de balances, hasta análisis económico.

2.1 Descripción del proceso de producción de alimento balanceado para camarón.

El proceso de producción de alimento balanceado para camarón está compuesto, de manera general, por etapas de molienda de materias primas, mezclado de materias primas, cocción de mezcla, extrusión de mezcla, secado y enfriamiento del producto final, como se visualiza en la Figura 2.2. De estas fases, aquellas que requieren suministro directo de calor en forma de vapor de agua para desarrollarse son la cocción y el secado. Es preciso recordar, además, que las propiedades físicas y nutricionales más importantes en dicho producto son el nivel de proteína, el nivel de grasa y la cantidad de humedad en el pellet. Debido a esto, se requiere un control minucioso en cada etapa, desde la formulación hasta el empaque del producto, de manera que se suministren las cantidades exactas de macro ingredientes, micro ingredientes, agua y vapor de agua en las distintas etapas del proceso.

Figura 2.2

Proceso de elaboración de alimento balanceado para camarón.



Nota. La figura describe las etapas de elaboración de alimento balanceado para camarón, desde ingreso de materias primas hasta empaque del producto final. Fuente: Andritz, 2019.

2.2 Investigación

2.2.1 Investigación primaria.

Durante la fase de investigación primaria del proyecto, se llevó a cabo una serie de reuniones y entrevistas con el Coordinador del área de Servicios Generales de la planta, cuyas tareas asignadas incluyen la supervisión de la sala de calderos en que se encuentra el principio de las líneas de vapor, así como los distintos equipos en los cuales ingresa o sale vapor de agua, entre otros subprocesos dentro de la planta. A través de las entrevistas se logró recopilar información general sobre antecedentes, incidentes presentados, registros históricos y levantamiento de información relacionada con el problema. Además, se realizó un análisis para definir de manera detallada el alcance y la problemática del proyecto.

Por otra parte, se realizaron recorridos en la planta en conjunto con los operadores de calderas para visualizar y reconocer de manera más sencilla la totalidad del sistema de vapor, desde las calderas en que se produce hasta los equipos involucrados como acondicionadores DDC, máquinas extrusoras, secadores, calderas y sus respectivas tuberías para transporte de agua, vapor y condensado, así como algunos instrumentos de medición como flujómetros, termómetros, manómetros y demás. Además, se realizó una identificación de los tipos de combustible utilizados en la actualidad, y aquellos que se tiene planificado utilizar como parte de una serie de pruebas para optimizar el rendimiento del sistema.

2.2.2 Investigación secundaria.

En conjunto con la investigación primaria, se realizó una revisión bibliográfica de artículos relacionados con el manejo de líneas de vapor en plantas productoras de alimento balanceado para camarón, evaluación y optimización de sistemas industriales de vapor, manuales de operación de equipos como secadores y demás equipos involucrados, trampas de vapor y sus especificaciones técnicas para uso en las corrientes de condensado. Es preciso recordar que el objetivo de una trampa de vapor es retener el vapor contenido en una corriente de condensado

y permitir el paso de agua únicamente, por lo que el uso de trampas de vapor en determinado equipo debe ser analizado en base a las especificaciones técnicas del equipo como tal, en este caso, los secadores. Al utilizar trampas de vapor entran en estudio parámetros como material de la trampa, temperatura y presión del condensado a la salida del equipo, y en especial el diámetro de las tuberías de transporte y de la trampa en sí.

Haciendo referencia al uso de trampas de vapor, es importante mencionar que durante los recorridos se logró identificar la presencia de trampas de vapor en puntos de la planta donde se prioriza el máximo aprovechamiento de vapor para el subproceso determinado, como lo es el acondicionamiento o cocción de la mezcla previo a la extrusión. Debido a esto, es necesaria una reestructuración de este sistema haciendo énfasis en la eliminación de recursos de salida de vapor en donde el suministro de este es completamente necesario.

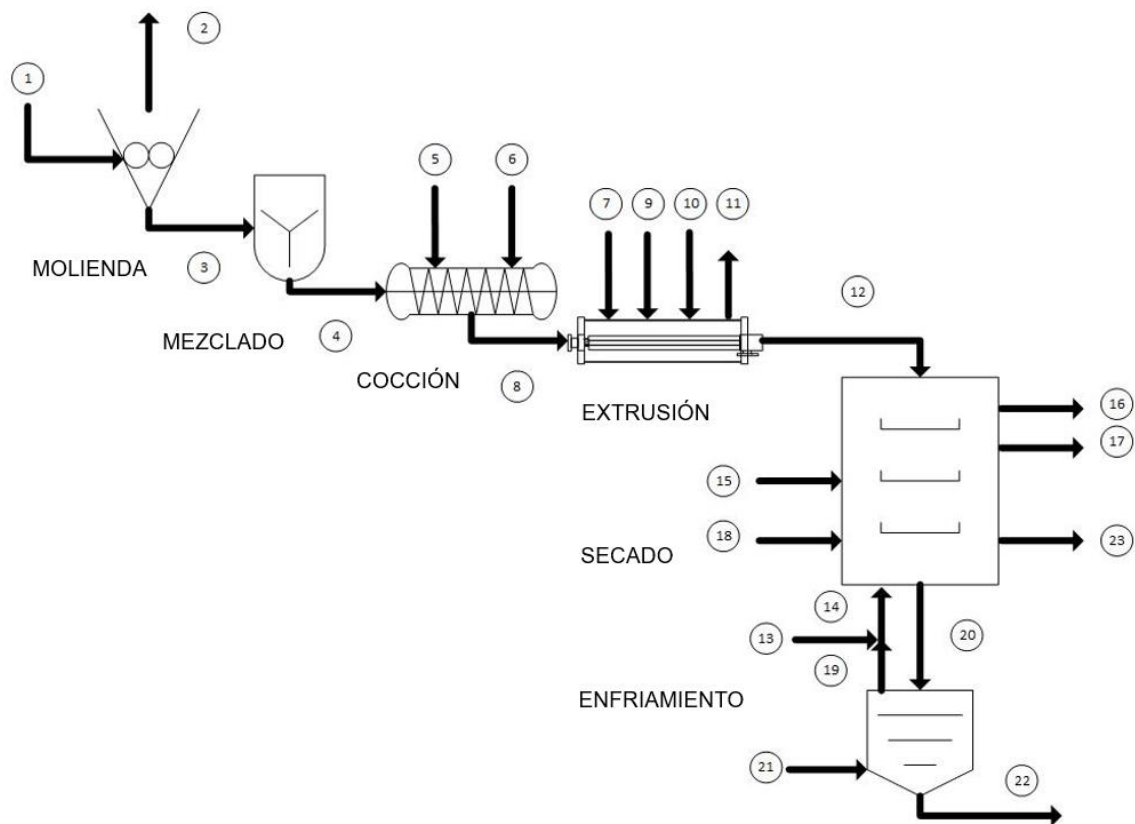
2.2.3 Identificación y reconocimiento total del sistema.

El sistema de producción de vapor de la planta consiste en dos calderas que producen el vapor de agua, que alimentan a distintas etapas del proceso, entre ellas el acondicionamiento DDC y el secado. Asimismo, se observó que los secadores de las dos líneas de extrusión cuentan, cada uno, con dos intercambiadores de calor que actúan como calentadores de la corriente de aire que ingresa a temperatura ambiente, que a su vez sirve para reducir el contenido de agua.

En la Figura 2.3 se cuenta con corrientes de entrada y salida de agua, vapor y demás, detalladas a continuación.

Figura 2.3

Diagrama de flujo de proceso de línea de extrusión.



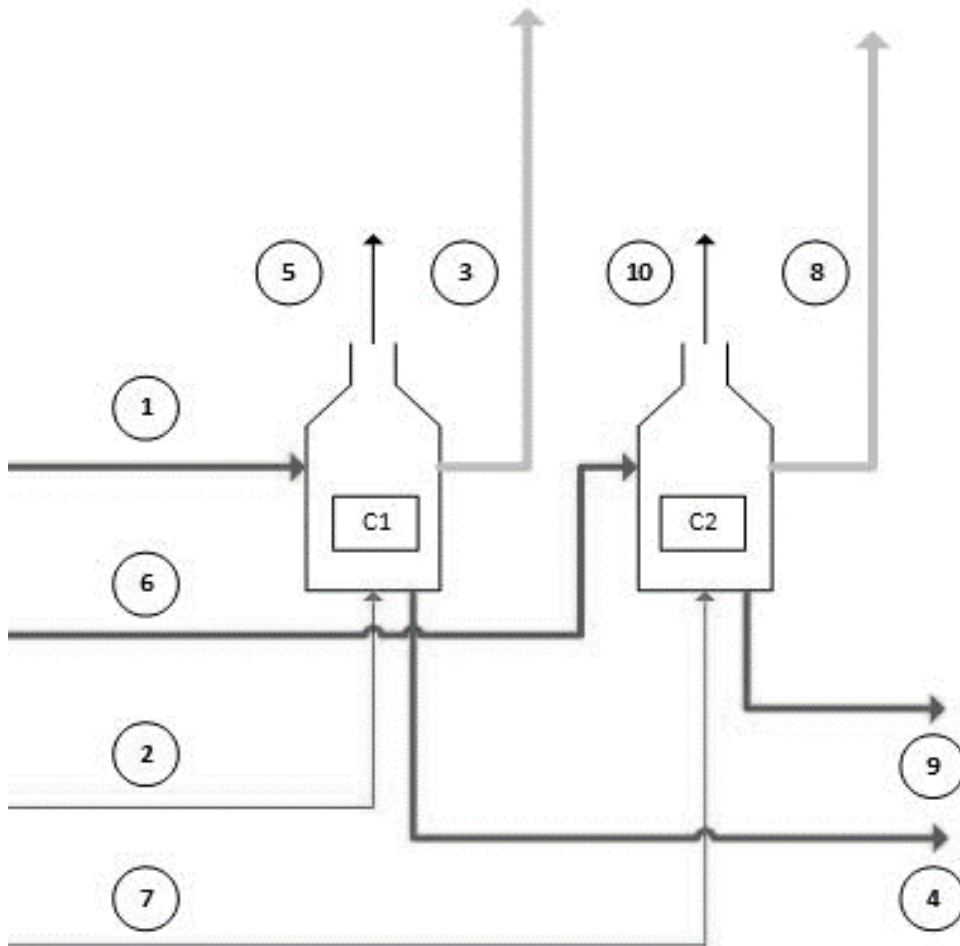
Nota. La figura muestra de manera detallada todas las etapas del proceso de producción de alimento extruido, e incluye molienda, mezclado, cocción, extrusión, secado y enfriamiento.

Tabla 2.1*Descripción de corrientes en líneas de extrusión.*

Corriente	Descripción	Corriente	Descripción
1	Ingreso de materias primas en estado sólido para molienda	12	Salida de pellets extruidos para ingreso al secador
2	Pérdida de humedad en la molienda de materias primas	13	Pre-ingreso de aire a corriente de cooler a secador
3	Ingreso de materias primas en estado sólido para mezclado	14	Salida de aire para ingreso al secador
4	Salida de mezcla homogénea para ingreso al acondicionador DDC	15	Ingreso de corriente de aire al secador
5	Ingreso de agua al acondicionador	16	Salida de aire del secador
6	Ingreso de vapor para cocción del producto al pre acondicionador	17	Salida de aire del secador
7	Energía mecánica por efecto del tornillo	18	Ingreso de vapor para calentamiento del aire en el secador
8	Salida de mezcla cocinada para ingreso a la máquina extrusora	19	Salida de aire para ingreso al secador
9	Ingreso de aceite al tornillo de la máquina extrusora	20	Salida de producto secado hacia enfriador
10	Ingreso de agua a la máquina extrusora	21	Ingreso de corriente de aire al enfriador
11	Salida de vapor del stuffer de la máquina extrusora	22	Salida de producto terminado hacia líneas de empaque

Figura 2.4

Diagrama de flujo del sistema de calderas.



Nota. La figura muestra de manera detallada las dos calderas industriales utilizadas para producción y suministro de vapor al proceso, junto con sus corrientes de entrada y salida de agua, vapor y combustible.

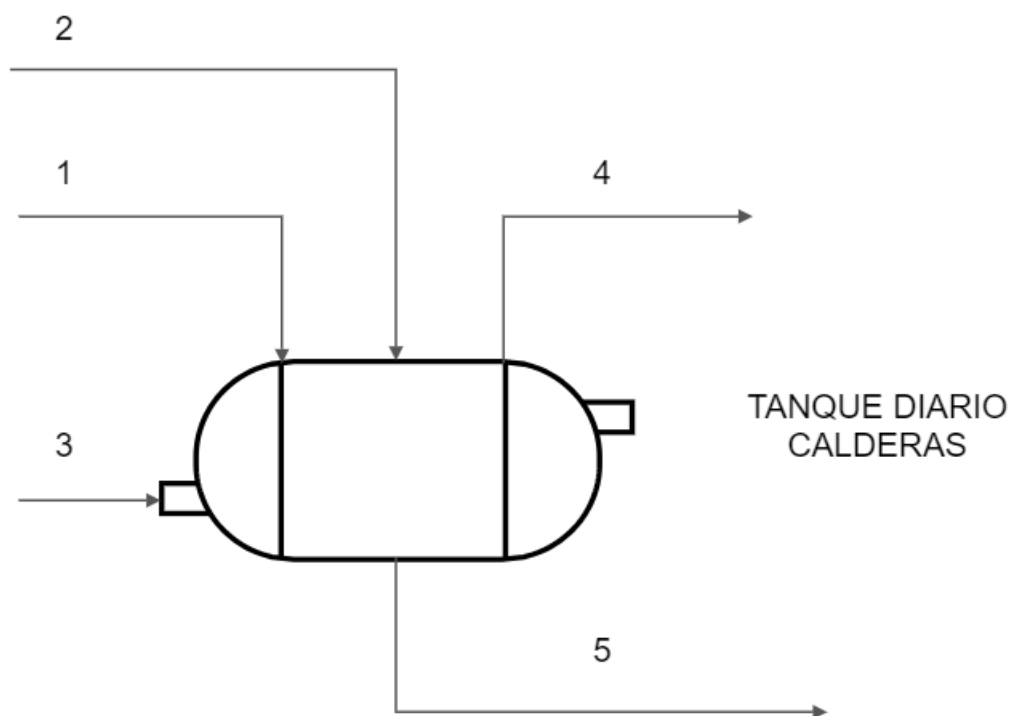
Tabla 2.2

Descripción de corrientes en sistema de calderas.

Corriente e	Descripción	Corriente e	Descripción
1	Alimentación de agua a caldera 1	6	Alimentación de agua a caldera 2
2	Alimentación de combustible a caldera 1	7	Alimentación de combustible a caldera 2
3	Vapor generado en caldera 1	8	Vapor generado en caldera 2
4	Purga en caldera 1	9	Purga en caldera 2
5	Gases de combustión de caldera 1	10	Gases de combustión de caldera 2

Figura 2.5

Diagrama de flujo del retorno de condensado a calderas.



Nota. La figura muestra el tanque diario de alimentación al sistema de calderas junto con sus corrientes de entrada y salida de agua y condensado.

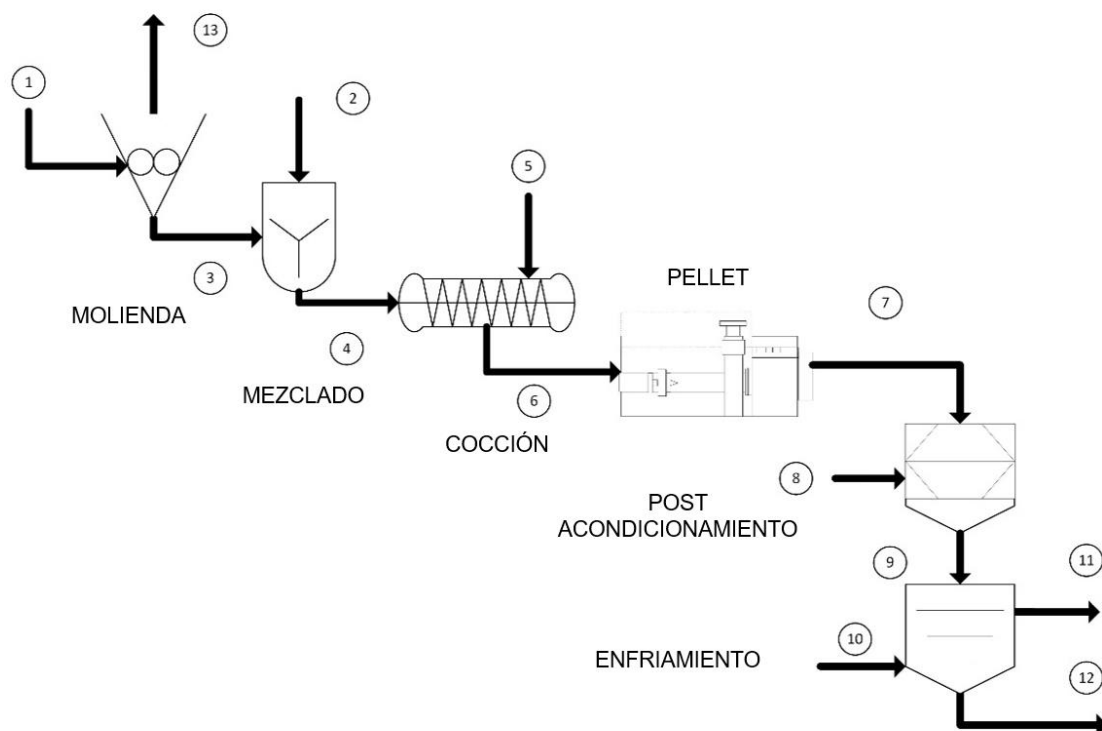
Tabla 2.3

Descripción de corrientes en sistema de retorno de condensado a calderas.

Corriente	Descripción	Corriente	Descripción
1	Condensado de alta presión	4	Venteo
2	Condensado de baja presión	5	Agua de alimentación caldera 1&2
3	Agua de reposición (ablandada)	-	-

Figura 2.6

Diagrama de flujo de proceso de línea de pelletizado.



Nota. La figura muestra de manera detallada todas las etapas del proceso de producción de alimento pelletizado, e incluye molienda, mezclado, cocción, pelletizado, post-acondicionamiento y enfriamiento.

Tabla 2.4*Descripción de corrientes en línea de pelletizado.*

Corriente	Descripción	Corriente	Descripción
1	Alimentación de materia prima	7	Producto pelletizado
2	Alimentación de agua en mezclador	8	Entrada de vapor (no habilitada)
3	Mezcla postmolienda	9	Producto post-acondicionado
4	Mezcla húmeda	10	Entrada de aire
5	Vapor	11	Salida de aire
6	Mezcla cocinada	12	Salida de producto

2.2.4 Delimitación del sistema.

La problemática, como se menciona en la sección 1.3., se basa en la significativa cantidad de pérdidas económicas que se atribuyen a fugas o filtraciones de vapor a lo largo del proceso en las líneas de condensado, o parámetros operacionales no adecuados que podrían estar permitiendo la producción y generación de más energía de la requerida para abastecer los procesos y cumplir con los despachos y la producción en general. En la planta, de manera general, se cuenta con dos líneas idénticas de proceso de extrusión, y cada una cuenta con una etapa de acondicionamiento y secado. En este proyecto se contempló el estudio de la generación de vapor (calderas) y los calibres 0.6 mm, 0.8 mm, 1.2 mm, 1.6 mm, y 1.8 mm de producto extruido y 2.0 mm pelletizado para la ejecución de los balances de materia y energía. La selección de estos calibres se debe a que implican un mayor consumo de vapor tanto para su cocción como para la etapa de secado (a excepción del pelletizado que no cuenta con etapa de secado). Así, se realizó una comparación entre la cantidad de energía utilizada vs cantidad de energía requerida para verificar cuál de ellos requiere mayor aporte energético en forma de vapor de agua y, por lo tanto, podría representar una oportunidad de ahorro significativo en términos energéticos.

2.2.5 Planteamiento de balances de materia y energía para los procesos involucrados.

Para el desarrollo de ecuaciones de balance y energía en el proceso, se debe considerar el diagrama de flujo correspondiente a la línea de producción de extrusión de la planta, como se muestra en la **Figura 2.3** y se detalla en la Tabla 2.1. El desglose de los balances para cada etapa del proceso se encuentra detallado en el Apéndice A.1. De manera general las ecuaciones utilizadas fueron:

- Principio de conservación de masa para procesos de flujo estacionario

$$\sum_{\text{entrada}} \dot{m} = \sum_{\text{salida}} \dot{m} \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] \quad (2.1)$$

- Principio de conservación de la energía para procesos de flujo estacionario

$$\sum_{\text{entrada}} \dot{E} = \sum_{\text{salida}} \dot{E} \left[\frac{\text{kJ}}{\text{h}} \right] \quad (2.2)$$

- Flujo de calor

$$\dot{Q} = \dot{m}c_p\Delta T = \dot{m}\Delta h \left[\frac{\text{kJ}}{\text{h}} \right] \quad (2.3)$$

El desarrollo de los balances de materia y energía permitió identificar los puntos en que ingresa y se utiliza vapor de agua para calentamiento de corrientes de agua o aire. Asimismo, se logró señalar los puntos en que no necesariamente la totalidad del vapor suministrado es realmente utilizada en una determinada etapa del proceso, sea porque se cuenta con una sobreproducción o existe algún tipo de fuga en el equipo o la tubería.

Los balances de materia y energía también resultan útiles para visualizar y cuantificar una cantidad aproximada de vapor de agua que abandona el sistema de calderas a través del previamente denominado “venteo”, que se presenta cuando existe arrastre de vapor junto con

el condensado que sale de los secadores y retorna al tanque de alimentación a las calderas. Por otro lado, permitirá identificar el punto de mayor consumo de vapor de agua y el o los equipos asociados a este subproceso. Una vez recopilada esta información, es posible realizar un breve análisis de los equipos involucrados y las posibles modificaciones a realizar para incrementar el aprovechamiento del recurso.

La finalidad de realizar balances de materia y energía y obtener datos preliminares de temperaturas de operación, presiones de operación y sobre todo flujos másicos, es realizar una comparación entre lo calculado en los balances, denominado datos teóricos, y los datos reales que en la actualidad son utilizados en los subprocesos de la planta. De esta manera, será posible identificar donde se encuentran las fugas y pérdidas en el proceso, obtener una cantidad aproximada de este indicador y formular alternativas de solución a la problemática que prioricen y ataquen de manera directa los puntos donde hay pérdidas del recurso.

Una vez realizados los balances de materia y energía, también es posible identificar si existe posibilidad de aprovechar alguna corriente de vapor que no sea consumido en su totalidad para calentar otra corriente que requiera suministro de calor.

Por su lado, al realizar los balances de materia y energía en el sistema de calderas, será posible analizar si es posible utilizar el calor liberado en las chimeneas de las calderas para calentamiento de algún subproceso que lo requiera.

2.2.6 Recopilación de datos requeridos para la ejecución de los análisis comparativos entre datos teóricos y datos experimentales.

Con el objetivo de obtener datos preliminares, se realizaron mediciones periódicas haciendo uso de distintos instrumentos de medición que se encuentran físicamente en planta tales como termómetros, manómetros y flujómetros. Asimismo, dentro de la planta existe una sala de control, en donde es posible operar las líneas de producción y los equipos principales involucrados en el proyecto, los acondicionadores DDC, máquinas extrusoras y secadores,

desde pantallas de computadores. Tanto los acondicionadores DDC como las máquinas extrusoras fueron adquiridos a través de un grupo tecnológico internacional dedicado a ofrecer plantas, servicios, sistemas y equipos para diversas industrias, por lo que es posible operar los acondicionadores DDC y las extrusoras a través del software automatizado. Por otro lado, los secadores utilizados en el proceso se denominan secadores a contraflujo, y consisten en cinco camas horizontales tipo persianas ubicadas una debajo de otra, en las que el producto cae desde la cama 1, atraviesa las camas 2, 3, 4, y llega hasta la cama 5 con aire calentado con vapor de agua siendo suministrado en cada uno de estos pasos. De igual manera, es posible operar y variar los parámetros de los secadores, tales como temperatura, flujo de aire y tiempo de residencia en cada una de las camas con el objetivo de obtener mejores porcentajes de humedad del producto que posteriormente será enfriado.

Gracias al sistema parcialmente automatizado de la planta, en especial de los equipos involucrados en este proyecto, fue posible también tomar mediciones en tiempo real de flujos de vapor, temperaturas y presiones de operación en cada uno de los equipos y líneas a través del sistema de control.

Tabla 2.5

Datos recopilados para la simulación de producción de calibre 1.8 mm y 2.0 mm.

Variable	Valor	Unidades	Variable	Valor	Unidades
Humedad premolienda*	11	%	Humedad postmolienda*	8	%
Flujo de alimentación*	12,000	kg/h	Temperatura de alimentación*	30	°C
Inclusión de agua en DDC	19	%	Temperatura de agua a DDC	30	°C
Inclusión de agua en extrusora	4	%	Temperatura de agua a extrusora	30	°C
Inclusión de aceite en extrusora	1	%	Temperatura de aceite a extrusora	30	°C
Presión de flujo de vapor*	3.4	Barg	Temperatura post-acondicionamiento	100	°C
Temperatura boca de extrusora	95	°C	Humedades relativas del aire*	40-70	%
Temperatura ambiente*	24-32	°C	Temperatura salida del Dryer	55	°C
Presión barométrica*	1.013	Bar	Temperatura salida del Cooler*	32	°C
Presión de vapor a secador	8	Barg	Humedad salida extrusora	29	%
Temperatura del aire salida de Cooler	52	°C	Flujo de aire salida del Cooler*	12,556	kg/h
Temperatura salida del post-acondicionador*	90	°C	Humedad a la salida del Cooler*	11	%
Inclusión de agua en mezclado*	2	%	Temperatura de agua en mezclado*	30	°C

*Nota. Se presentan variables, unidades, y límites de especificaciones para la simulación de la línea de extrusión. (*Variables utilizadas para producción en línea de pelletizado.)*

Los datos de humedad de pre y post molienda se obtuvieron de muestreo en las respectivas etapas del proceso, los datos recopilados indicaron una pérdida promedio del 3% de humedad en molienda.

El flujo de alimentación es el valor promedio de operación, para este calibre. Los valores de temperatura y presión fueron tomados mediante instrumentos y sensores colocados en las

corrientes y equipos. Los flujos de aire fueron recopilados mediante sensores propios de los equipos. Los valores de humedad relativa del aire se obtuvieron de higrómetros colocados en las áreas cercanas a los extractores de aire.

Para los balances de las líneas de producción se van a considerar 3 principales componentes: sólidos (mezcla de ingredientes), agua (humedad y agua en estado líquido inyectada) y aceite. Para los valores de entalpía del agua se utilizarán tablas termodinámicas mientras que para el aceite y los sólidos se usarán valores promedio de calor específico respectivamente, obtenidos de manuales de operación de los equipos.

Tabla 2.6

Datos recopilados para la simulación de las calderas.

Variable	Valor	Unidades	Variable	Valor	Unidades
Temperatura del tanque diario de agua de alimentación a la caldera	95	°C	Proporción bunker	20	%
Flujo de vapor producido por ambas calderas	7364	kg/h	Proporción Diesel	80	%
Presión de operación en caldera 1	140	psig	Consumo mensual de combustible	87,863	gal
Presión de operación en caldera 2	137	psig	Tiempo de operación por día	20	h
% purga de las calderas	3	%	Generación mensual de vapor	4050	TM
Costo Diesel	1.03	\$/gal	Poder calorífico	151	MJ/gal
Costo Bunker	2.50	\$/gal	Poder calorífico	131	MJ/gal
Costo GLP	0.70	\$/gal	Poder calorífico	9.74	MJ/gal
Emisiones de CO ₂ Diesel	11	kg CO ₂ /gal	Emisiones de CO ₂ GLP	2	kg CO ₂ /gal
Emisiones de CO ₂ Bunker	10	kg CO ₂ /gal	Días de operación calderas	27.5	días

El valor de temperatura del tanque diario de alimentación de agua a la caldera se obtuvo mediante medición con un termómetro colocado en el tanque. El flujo de vapor producido por ambas calderas es un promedio de mediciones tomadas de un flujómetro durante las condiciones máximas de operación (alta carga).

La presión de operación para ambas calderas es una variable de entrada en el sistema automatizado de la caldera, se simuló con las condiciones de set-point.

La purga de las calderas y la proporción de combustible son valores ya establecidos mientras que el consumo mensual y la generación de vapor fueron recopilados mediante datos acumulados de un mes en los flujómetros de las líneas, estos datos se almacenan en una base de datos que fue depurada de datos atípicos. Los datos de poder calorífico y emisiones de CO₂ fueron datos proporcionados por proveedores de la empresa.

2.2.7 Simulación

Con los balances de materia y energía planteados y toda la data recopilada, se procedió a realizar la simulación haciendo uso del software Microsoft Excel. Este software ofrece hojas de cálculos con diferentes tipos de complementos. Los complementos de Excel utilizados fueron dos: “Vapor” y “Psicrom”.

El complemento de vapor permitió determinar propiedades termodinámicas del agua como son entalpías, temperatura y presión de saturación. Mientras, el complemento psicrométrico almacena información de la carta psicrométrica y permitió determinar valores de humedad relativa y absoluta.

Indicadores

- Índice de vapor

$$I_{vap} = \frac{\text{masa de vapor requerido para producto final}}{\text{masa de producto final}} \quad [\text{adimensional}] \quad (2.4)$$

- Índice de energía

$$I_E = \frac{\text{Energía requerida para producto final}}{\text{masa de producto final}} \left[\frac{\text{kJ}}{\text{TM de producto final}} \right] \quad (2.5)$$

- Eficiencia energética

$$\eta_{caldera} = \frac{Q_{carga\ térmica}}{Q_{combustible}} \times 100 \text{ [\%]} \quad (2.6)$$

Con el uso de complementos se pudo establecer diferentes condiciones del sistema con la finalidad de estudiar su comportamiento mediante los indicadores de vapor y energía.

Asimismo, el recurso Excel permitió realizar una comparación entre los dos escenarios estudiados relacionados con el combustible que alimenta a las calderas. Los dos escenarios relacionados con el combustible son: Fuel Blend, que consiste en suministrar cantidades proporcionales de combustible búnker y diésel para evaluar el desempeño en el proceso junto con energía requerida y emisiones de gases, y GLP (Gas Licuado del Petróleo), cuya finalidad es similar al escenario anterior. En la actualidad en la planta, se están realizando pruebas con el escenario Fuel Blend con el objetivo de obtener resultados preliminares, mientras que el escenario GLP se encuentra como idea de proyecto futuro sin estudio previo.

2.2.8 Alternativas de solución

Con los datos recopilados de las mediciones realizadas en los instrumentos de medición de la planta y los sistemas automatizados de los equipos, junto con los resultados preliminares obtenidos de los balances de materia y energía, algunas alternativas de solución que pueden resultar viables son:

- Incremento o disminución en las cantidades de vapor de agua producido por el sistema de calderas.

- Modificaciones en condiciones operacionales de algunos equipos involucrados en las líneas de vapor.
- Eliminación de trampas de vapor en líneas de equipos involucrados donde no son requeridas.
- Aprovechamiento de cantidades de vapor no utilizadas en determinados subprocesos para calentamiento de otras corrientes del proceso.

Análisis económico del sistema

Con los datos teóricos y experimentales recopilados, es posible utilizar los costos operacionales actuales de producción para realizar un análisis comparativo de producción real vs. producción teórica obtenida por los balances de materia y energía. De esta manera, es posible identificar las oportunidades de ahorro a partir de modificaciones por realizar en condiciones operacionales, inversión e implementación de nuevos equipos.

Durante la ejecución del análisis económico también se hará uso del TIR, que es la Tasa Interna de Retorno y hace referencia al porcentaje de beneficio o pérdida que conlleva una inversión.

Por otro lado, también se hace uso de indicadores de vapor, que es la relación entre toneladas de vapor utilizadas y las toneladas de producto fabricadas haciendo uso de esta cantidad de recurso.

Capítulo 3

3. Resultados y Análisis

Los balances de materia y energía realizados permitieron obtener temperaturas, presiones y flujos de operación de las líneas y equipos, humedades del producto en las distintas etapas del proceso, y flujos de vapor de entrada y salida en cada etapa del proceso en que es utilizado.

Adicionalmente, con datos proporcionados por el cliente relacionados a producción anual por SKU, costos de operación en términos de toneladas métricas de vapor y uso de los combustibles, fue posible realizar una comparación de ahorro y pérdida, según corresponda, entre el suministro actual de vapor y el suministro esperado después de la implementación de las soluciones analizadas en base a:

- Simulación de la generación de vapor en las calderas.
- Simulación del uso de vapor en las líneas de proceso.
- Simulación de las condiciones de operación adecuadas según balances de materia y energía.
- Simulación de la implementación de un separador flash y un intercambiador de calor para pre-calentamiento de las corrientes de agua de alimentación a las máquinas extrusoras.

3.1 Evaluación de la generación de vapor en las calderas

3.1.1 Simulación del sistema de calderas

En la actualidad, el sistema de generación de la planta cuenta con dos calderas, identificadas como caldera 1 y caldera 2, con capacidades de 500 BHP y 400 BHP, respectivamente. En condiciones normales las calderas producen alrededor de 178.945 kg de vapor de agua en un total de 27.5 días de operación al mes.

Es importante mencionar que la cantidad de vapor producido alimenta principalmente a dos equipos en el proceso, que son los acondicionadores (DDC) para las líneas de extrusión y pelletizado, y los secadores de las dos líneas de extrusión.

La simulación se realizó con los datos obtenidos de las mediciones en las corrientes de los equipos involucrados en las líneas de vapor como se detalló en secciones anteriores. Las variables de salida de la simulación en las calderas se muestran en la **Tabla 3.1**.

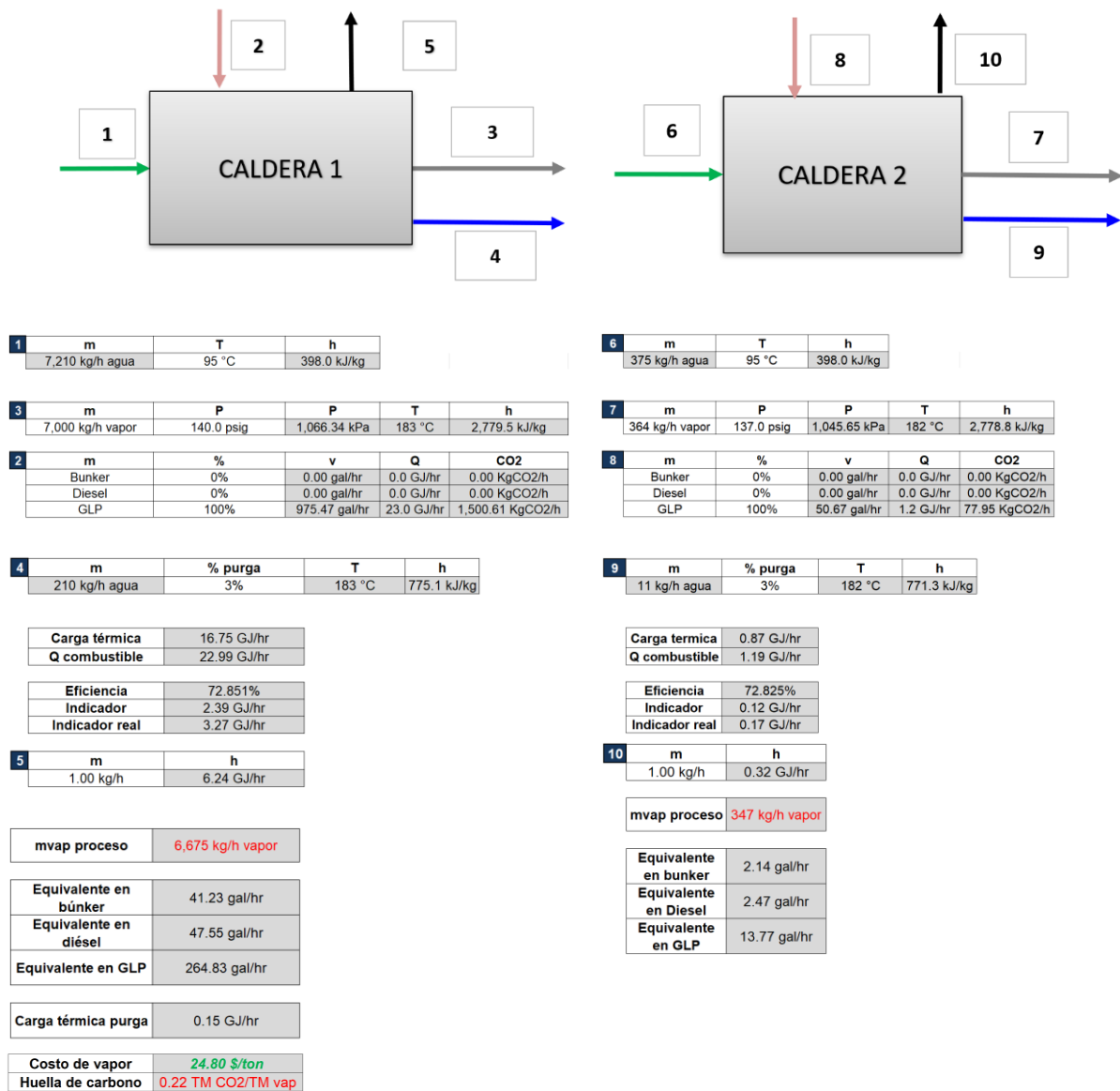
Tabla 3.1

Variables de salida en la hoja de simulación del sistema de calderas.

Variable	Unidades	Variable	Unidades
Carga térmica	GJ/h	Indicador energético real y teórico	GJ/h
Aporte energético del combustible	GJ/h	Huella de carbono	TM CO ₂ / TM vapor
Energía en la chimenea	GJ/h	Eficiencia de la caldera	%
Vapor para proceso	kg/h	Consumo de combustible	gal/h
Costo por tonelada de vapor	\$	Carga térmica en purga	GJ/h

Figura 3.1

Simulación en Excel de las calderas.



En la simulación de la caldera las variables de entrada son las celdas sin relleno mientras los valores calculados son los que se encuentran rellenos de gris. El simulador permite evaluar la caldera con diferente proporción de combustibles en el caso de la captura adjunta está para 100% GLP, lo que corresponde con la simulación con el escenario GLP. Por lo tanto, se pueden evaluar diferentes proporciones de combustible para determinar el costo de la tonelada de vapor y la huella de carbono.

3.2 Resultados de la simulación de las calderas.

Tabla 3.2

Operación de las calderas.

Parámetro	Caldera 1	Caldera 2
Carga térmica	16.75 GJ/h	0.87 GJ/h
Q combustible	22.99 GJ/h	1.19 GJ/h
Q chimenea	6.24 GJ/h	0.32 GJ/h
Eficiencia	73%	
Carga térmica purga	0.15 GJ/h	

Los balances de materia y energía indican que la eficiencia de las calderas es de un 73%, resultando que es consistente con el promedio de típico de calderas (Çengel & Ghajar, 2019).

También se determinó la carga térmica en la purga y chimenea para conocer la energía que se pierde en dichas corrientes. La simulación del aprovechamiento de estas líneas se dejó para un proyecto futuro, debido a que actualmente por la disposición física de las calderas resulta difícil implementar cualquier tipo de mejora que implique la modificación directa de las calderas y la infraestructura donde reposan.

3.2.1 Pérdidas de vapor al ambiente.

Los resultados obtenidos en la simulación de las calderas indican que aproximadamente el 8% a la cantidad de vapor de agua que retorna como condensado del secador de cada línea de extrusión se pierde en el venteo del tanque diario de alimentación de agua a las calderas.

Tabla 3.3*Cuantificación de pérdidas de vapor al ambiente.*

Combustible	Costo por tonelada de vapor	Huella de carbono	Toneladas de vapor anuales que retornan como condensado	% de vapor perdido en venteo	Vapor perdido en venteo	Costo de vapor	Pérdidas económicas por venteo
Fuel Blend	\$ 57.17	0.25 TM CO ₂ /TM vap	35,624	8%	2,850	\$ 2,036,590	\$ 125,551
GLP	\$ 24.64	0.22 TM CO ₂ /TM vap				\$ 1,191,273	\$ 54,108

En la actualidad, la planta utiliza como combustible Fuel Blend que en español es una mezcla de combustible, esta mezcla consiste en cantidades proporcionales de búnker y diésel.

Para determinar el costo por tonelada de vapor y la huella de carbono se utilizaron medidas de conversión dadas por el proveedor de combustible y en cuanto a la huella de carbono el dato de conversión de un promedio en base a mediciones de gases por parte de una empresa contratista. Estos se detallan en la siguiente tabla:

Tabla 3.4*Características de los combustibles.*

Combustible	Costo	Poder Calorífico	Emisiones de CO ₂ *	
Bunker	1.03 \$/gal	6.80 \$/GJ	40,000.00 kJ/L	11 KgCO ₂ /gal
Diesel	2.50 \$/gal	19.05 \$/GJ	34,680.00 kJ/L	10 KgCO ₂ /gal
GLP	0.70 \$/gal	7.20 \$/GJ	921,096.00 kJ/L	6 KgCO ₂ /gal

Con el uso de Fuel Blend, las pérdidas de vapor al ambiente representan \$125,551 al año. El simulador permitió verificar el escenario de operación de las calderas utilizando GLP. Las

toneladas de vapor son las mismas, lo que cambia es el costo del combustible. Como se puede observar en los resultados el costo por tonelada de vapor es menor utilizando GLP, de manera que se reduce el costo de operación y por lo tanto las pérdidas económicas en fugas de vapor al ambiente. El cambio de combustible reduce costos, pero no soluciona las fugas o un desperdicio de energía a lo largo del proceso.

3.3 Evaluación del uso de vapor en líneas de proceso.

3.3.1 Simulaciones de procesos.

Se realizó la simulación de la línea de pellet y las dos líneas de extrusión, para cada uno de los calibres del producto para efecto de ilustración se presentan los resultados del calibre 1.8 mm y 2.0 mm. Las variables de salida de la simulación de la línea de pelletizado se muestran en la Tabla 3.5, mientras que las variables de salida de las líneas de extrusión se muestran en la Tabla 3.6. Ambas líneas se simularon con las condiciones descritas en la Tabla 2.5.

Con el simulador desarrollado es posible establecer parámetros de operación para las líneas y verificar el comportamiento del sistema con las condiciones actuales de flujos, presiones y temperaturas a lo largo del proceso.

Tabla 3.5

Variables de salida de simulación de línea de pelletizado.

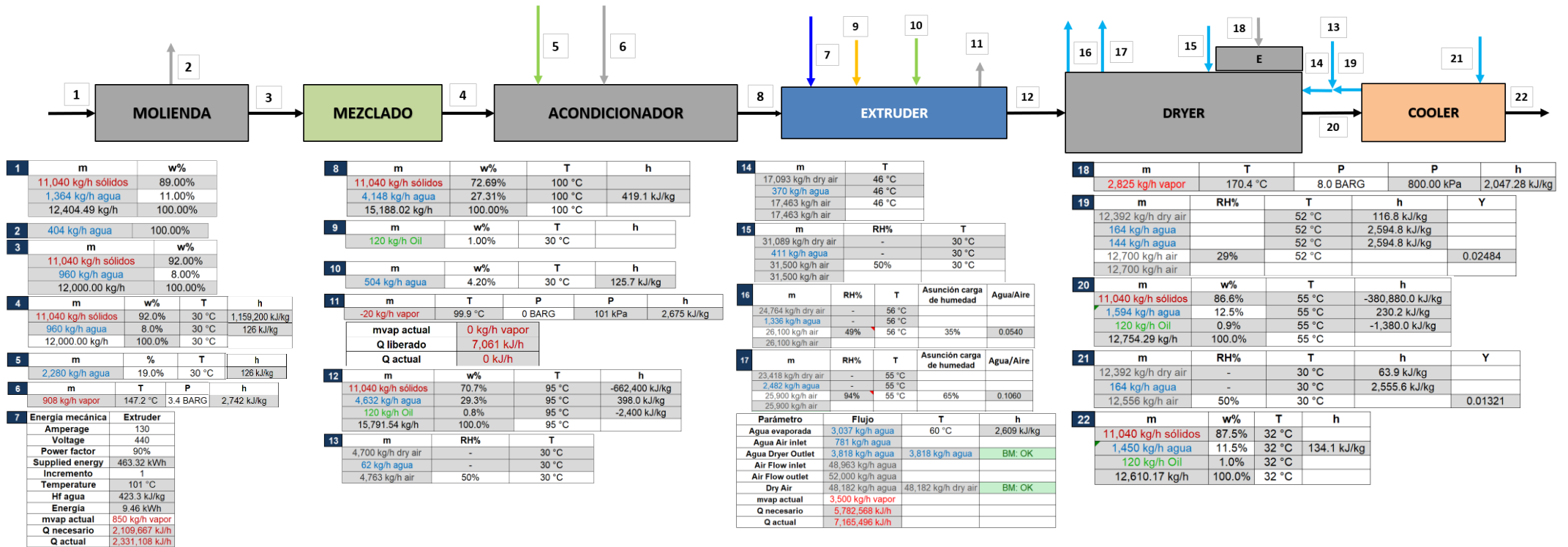
Variable	Valor	Unidades	Variable	Valor	Unidades
Flujo de vapor a DDC	880	kg/h	Q requerido DDC	1.30	GJ/h
Agua pedida en molienda	130	kg/h	Flujo Aire Cooler	7,000	kg/h
Producto terminado	12,000	kg/h	Humedad de boca de pellet	15	%
Producto terminado	12,000	kg/h	Humedad final	11	%

Tabla 3.6*Variables de salida de simulación de líneas de extrusión.*

Variable	Valor	Unidades	Variable	Valor	Unidades
Flujo de vapor a DDC	850	kg/h	Q requerido DDC	2.12	GJ/h
Flujo de vapor a Dryer	2825	kg/h	Q requerido Dryer	5.78	GJ/h
Flujo de vapor chimenea	-20	kg/h	Humedad de boca de extrusora	30	%
Producto terminado	12,600	kg/h	Humedad final	11	%
Energía mecánica del tornillo	10	kWh	Flujo Aire Cooler	12,000	kg/h

Figura 3.2

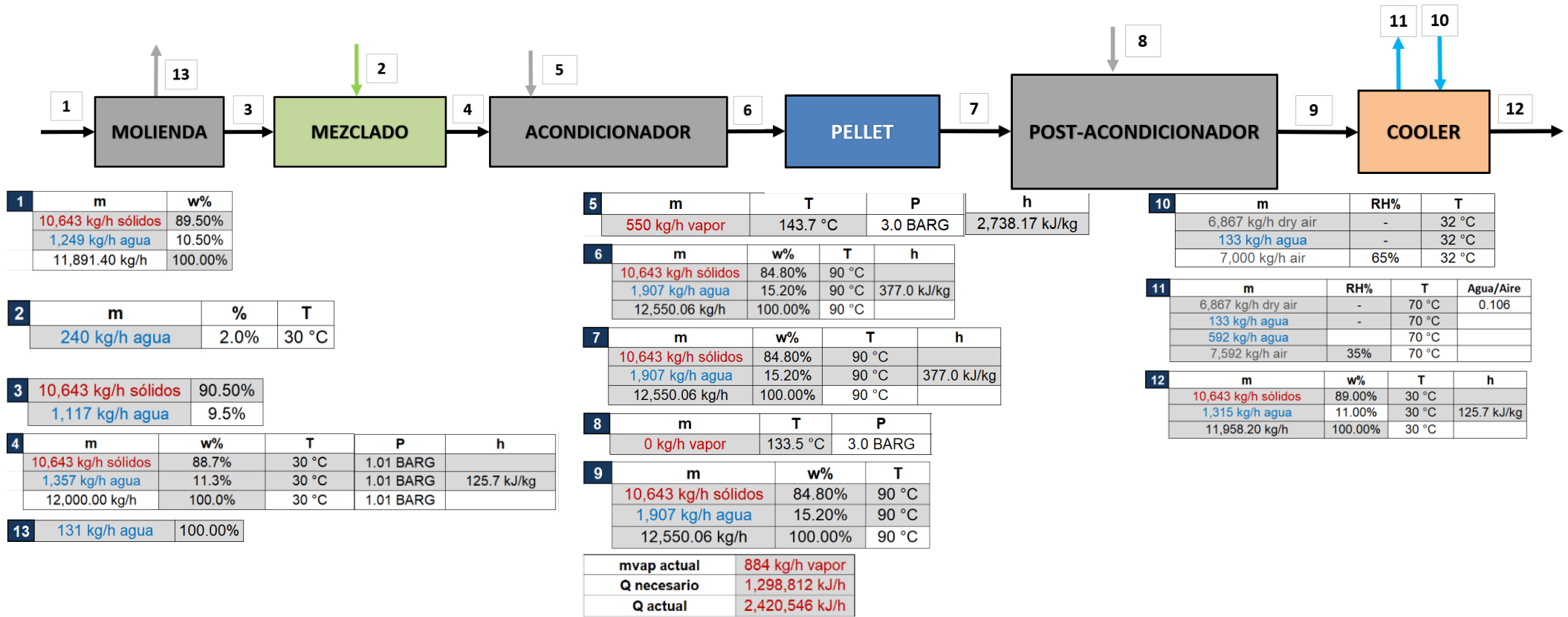
Simulación de proceso en Excel: línea de extrusión.



Nota. La figura muestra de manera detallada todas las etapas incluidas en la simulación del proceso realizada en Excel, junto con todas las corrientes involucradas.

Figura 3.3

Simulación de proceso en Excel: línea de pellet.



Nota. La figura muestra de manera detallada todas las etapas incluidas en la simulación del proceso de pelletizado realizada en Excel, junto con todas las corrientes involucradas.

En la Figura 3.2 se muestra una captura de la simulación en Excel para el calibre 1.8 mm, en donde, las celdas que se encuentran sin relleno (color) corresponden a variables de entrada en la simulación, mientras que las celdas rellenas de color gris son variables calculadas en base a los parámetros dados. En la Figura 3.5 se muestra la simulación de la línea de pelletizado. Es importante recalcar que los simuladores están en función de las líneas de proceso, sea este de extrusión o pelletizado. Por lo tanto, fue posible simular para todos los calibres que se producen.

3.4 Resultados de simulación del proceso.

3.4.1 Efecto de la temperatura del agua de inyección sobre el proceso.

Para ambas líneas fue necesario calcular valores de humedad relativa y absoluta. Debido a que en la línea de pelletizado no existe un proceso de secado se cuenta con las condiciones de flujo de aire en el cooler para apuntar una humedad específica del producto final, mientras que la línea de extrusión cuenta con secadores, por lo tanto, se suministra vapor en el acondicionador y en el secador. El diseño del secador utiliza aire del entorno del equipo y otra corriente de aire reciclado del cooler, por lo tanto, para los balances de materia y energía en el secador fue necesario calcular flujos de aire, humedades relativas y absolutas.

La simulación del proceso de pelletizado evidenció que las condiciones actuales de operación se ajustan a las condiciones promedio que la empresa maneja actualmente, en cuanto al consumo de vapor este solo aplica para la parte de acondicionamiento o cocción puesto que las humedades del pellet son bajas estas alcanzan un porcentaje del 11% sin problema durante el enfriamiento evaporativo que ocurre en el cooler.

La simulación de la línea de extrusión permitió observar que al incrementar la temperatura del agua que se agrega al acondicionador el flujo de vapor requerido era menor, lo cual es consistente puesto que a presión constante la entalpía aumenta con la temperatura. Para confirmar esta tendencia se realizó un análisis de sensibilidad variando la temperatura del agua inyectada en el acondicionador, como variables dependientes se escogieron:

- Indicadores de vapor para acondicionador y secador: tonelada de vapor por cada tonelada de producto.
- Flujo de vapor al DDC: cantidad de vapor requerida en el acondicionador para la cocción de producto. (Corriente 6)
- Humedad en boca de extrusora: humedad del producto a la salida de la extrusora. (Corriente 12)
- Flujo de agua evaporada (secador): cantidad de agua que se retira del producto durante el secado. (Corriente 16 y 17)
- Flujo de vapor al secador: cantidad de vapor que se requiere para calentar el fluido de secado (aire). (Corriente 18)

Tabla 3.7

Condiciones de operación del DDC para producción de calibre 1.8 mm.

Flujo	12,000 kg/h	h_{vap}	2,742 kJ/kg
Sólido	11,040 kg/h	$h_{\text{sólido}}$	1,159,200 kJ/h
Agua	960 kg/h	$h_{\text{H}_2\text{O}}$	126 kJ/kg
Agua al DDC	2,280 kg/h	$h_{\text{H}_2\text{O}}$ entrada DDC	126 kJ/kg
Aceite a la extrusora	120 kg/h	$h_{\text{H}_2\text{O}}$ salida DDC	419 kJ/kg
Agua a la extrusora	504 kJ/kg	Temperatura ingreso al DDC	30 °C
Chimenea	-20 kg/h vapor	Temperatura salida del DDC	100 °C
TM PT	12,610 kg/h	-	-

Nota: el flujo negativo se lo colocó como una referencia a un fluido que abandona el sistema.

Tabla 3.8*Condiciones de operación del secador para producción de calibre 1.8 mm.*

Flujo	15,792 kg/h	h salida DDC	2,047 kJ/kg
Sólido	11,040 kg/h	h sólido	-662,400 kJ/h
Aceite	120 kg/h	h aceite	-2,400 kJ/h
Agua de salida del secador	1,594 kg/h	Temperatura de ingreso al secador	95 °C
Humedad a la salida del secador	12.5%	Temperatura de salida del secador	55 °C

Tabla 3.9*Indicadores de vapor para DDC y dryer.*

Temperatura agua DDC (°C)	Flujo de vapor en DDC (kg/h)	Humedad boca de Extrusora	Indicador de vapor de DDC	Flujo Agua evaporada (kg/h)	Flujo de vapor en Dryer (kg/h)	Indicador de vapor de dryer
30	908.02	29.42%	0.0720	3,037	2,825	0.2240
35	887.51	29.33%	0.0704	3,017	2,802	0.2222
40	867.00	29.24%	0.0688	2,996	2,780	0.2205
45	846.49	29.15%	0.0671	2,976	2,758	0.2187
50	825.99	29.05%	0.0655	2,955	2,736	0.2170
55	805.47	28.96%	0.0639	2,935	2,714	0.2152
60	784.95	28.87%	0.0622	2,914	2,692	0.2134
65	764.41	28.77%	0.0606	2,894	2,669	0.2117
70	743.87	28.68%	0.0590	2,873	2,647	0.2099
75	723.30	28.59%	0.0574	2,853	2,625	0.2082
80	702.72	28.49%	0.0557	2,832	2,603	0.2064

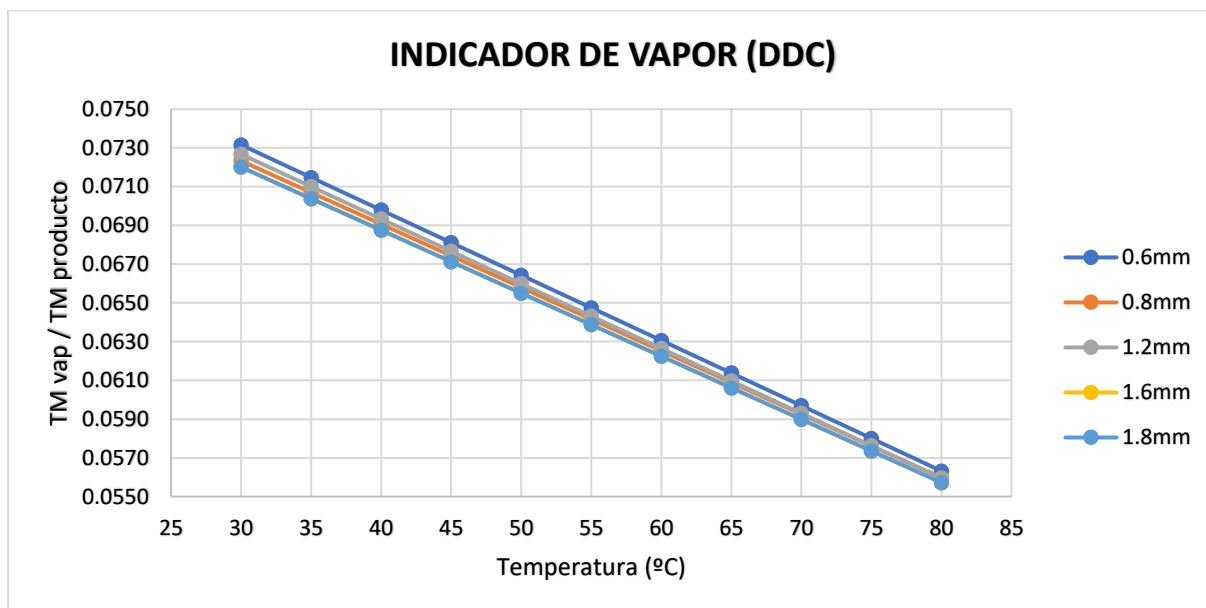
3.4.2 Resultados del análisis de sensibilidad

- Para todos los calibres, a medida que se incrementa la temperatura del agua que se inyecta en el DDC los indicadores de vapor tienen una tendencia decreciente esto se observa en la Figura 3.4.
- A mayor temperatura del agua de inyección al DDC disminuye el flujo de vapor al acondicionador. Puesto que el agua se ingresa a una mayor temperatura esta brinda un mayor aporte energético al proceso y por lo tanto el requerimiento de vapor disminuye.

- La humedad en la boca de extrusora tiene una tendencia a disminuir a medida que incrementa la temperatura del agua de inyección. El rango requerido de humedad a la salida de la extrusora va 27.5 a 30 %, el análisis se hizo en un rango de temperaturas entre 30 a 80 °C y los valores de humedad se mantienen en un promedio de 29% con una varianza muy baja. Por lo tanto, un incremento en la temperatura de inyección no representa un riesgo de incumplimiento en la calidad del producto esta tendencia se observa en la Figura 3.6.
- El flujo de agua evaporada en el secador (dryer) tiende a disminuir, puesto que al aumentar la temperatura del agua se requiere menor cantidad de vapor en el DDC entonces la cantidad de agua durante el proceso de acondicionamiento es menor, por lo tanto, la humedad en la boca de extrusora es menor y a su vez será menor la cantidad de agua que se requiere remover durante el secado.
- Puesto que incrementar la temperatura del agua en el DDC incide en un decaimiento de humedad del producto en la boca de extrusora, esto a su vez implica que la cantidad de agua que se retira durante el secado es menor, por lo tanto, disminuye el flujo de vapor requerido en el secador, esta tendencia se observa para todos los calibres en la Figura 3.5.

Figura 3.4

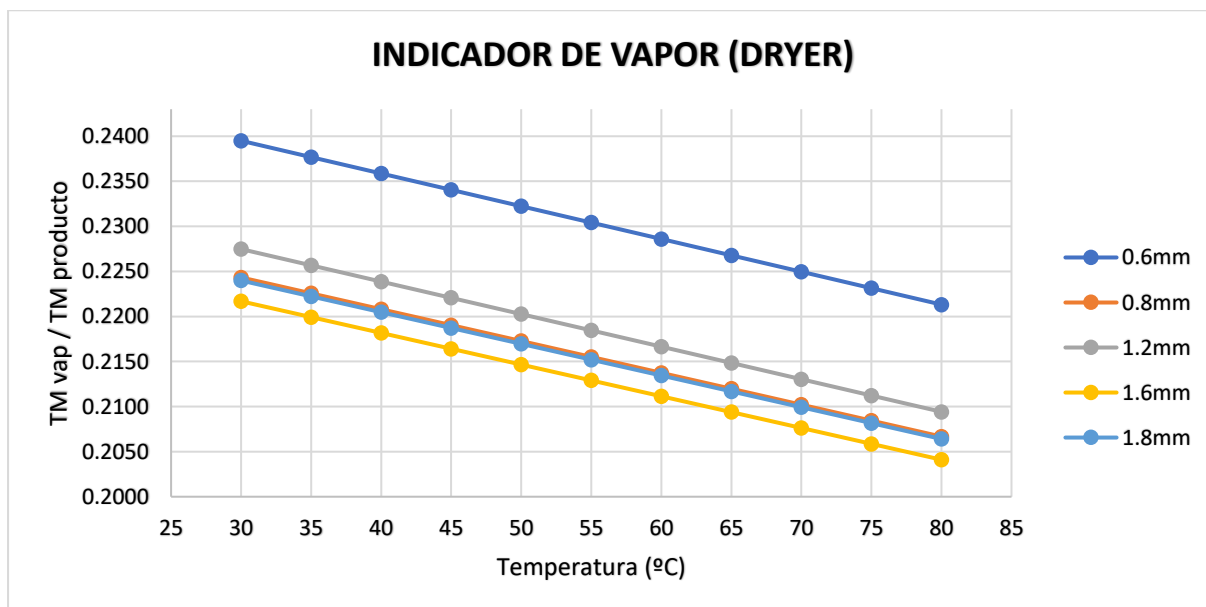
Indicador de vapor en DDC para cada calibre de producto extruído.



Nota. El indicador de vapor hace referencia a la relación entre las toneladas de vapor utilizadas para la producción de toneladas de producto.

Figura 3.5

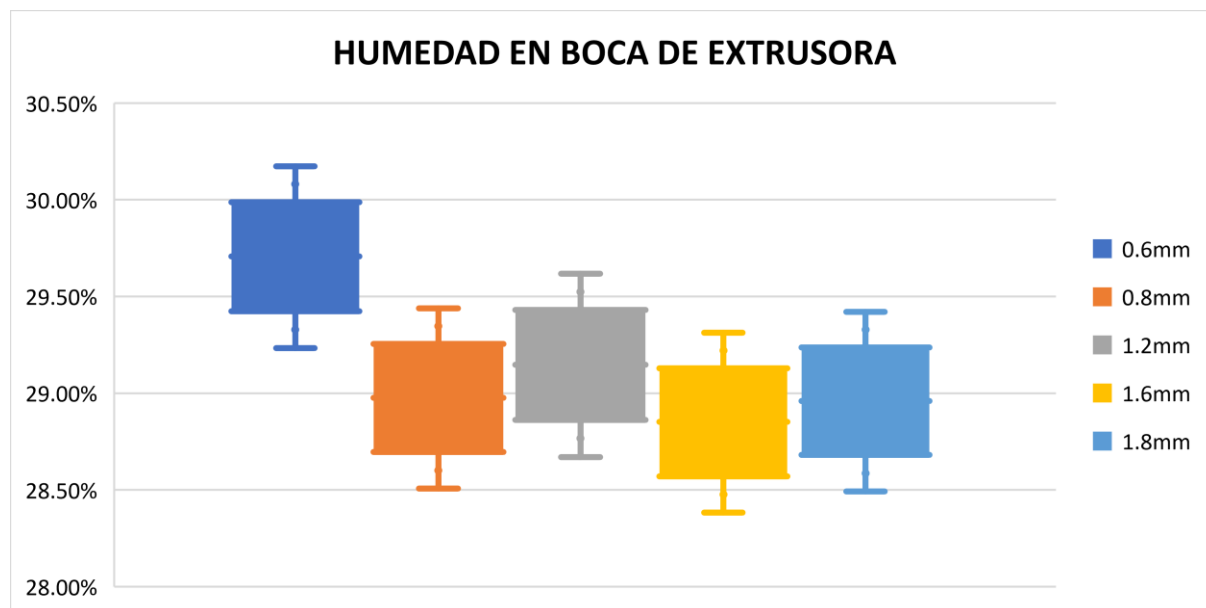
Indicador de vapor en Dryer/Secador para cada calibre de producto extruído.



Nota. El indicador de vapor hace referencia a la relación entre las toneladas de vapor utilizadas para la producción de toneladas de producto.

Figura 3.6

Diagrama de cajas para humedad boca de extrusora.



Nota. El diagrama presenta la información de rangos de especificación de humedad de boca de extrusora para todos los calibres de producto extruido.

3.5 Evaluación de la implementación de un separador flash y un intercambiador de calor para pre-calentamiento de las corrientes de agua de alimentación a las máquinas extrusoras.

El análisis de sensibilidad descrito en la sección 3.4.2 sugiere que incrementar la temperatura de inyección en el DDC responde como una disminución en el suministro de vapor a la línea y en consecuencia a un ahorro en generación de vapor. Por otra parte, del análisis de la caldera se obtuvo que se puede aprovechar el condensado que proviene de los secadores y que actualmente se retorna a un tanque de alimentación de agua a la caldera con un venteo del 8% al ambiente.

Entonces, una alternativa de solución desarrollada y propuesta en el proyecto consiste en la implementación de un intercambiador de calor que hará uso de la corriente de vapor proveniente de un separador flash después de los secadores para calentar una corriente de agua a temperatura ambiente que se inyecta en las máquinas extrusoras. A su vez, la corriente líquida

proveniente de dicho separador flash será almacenada en el tanque diario de alimentación a la caldera evitando así el arrastre de vapor junto con lo que previamente era una corriente de condensado a una presión de 8 barg.

Algunos datos relevantes que resultaron útiles para el diseño preliminar del sistema que incluirá la implementación de estos equipos son: la cantidad de vapor proveniente del tanque separador flash de los secadores y la cantidad de agua que, en la actualidad, es suministrada a las máquinas extrusoras junto con su temperatura de entrada. De esta manera, fue posible calcular la cantidad de vapor y energía en forma de calor requeridas para llevar esta agua desde cierta temperatura a una mayor que permita el aprovechamiento de la energía y el recurso.

En la Tabla 3.10 se muestra la necesidad energética del proceso de calentamiento del agua. El flujo de agua a calentar, la temperatura inicial, la temperatura final y el calor requerido para realizar la operación.

Tabla 3.10

Condiciones de calentamiento de agua de proceso.

Flujo de agua a calentar (agua de proceso)	5,606 kg/h
Temperatura inicial	30 °C
Temperatura final (objetivo)	60 °C
Calor requerido	703,044 kJ/h

3.5.1 Simulación de separador flash.

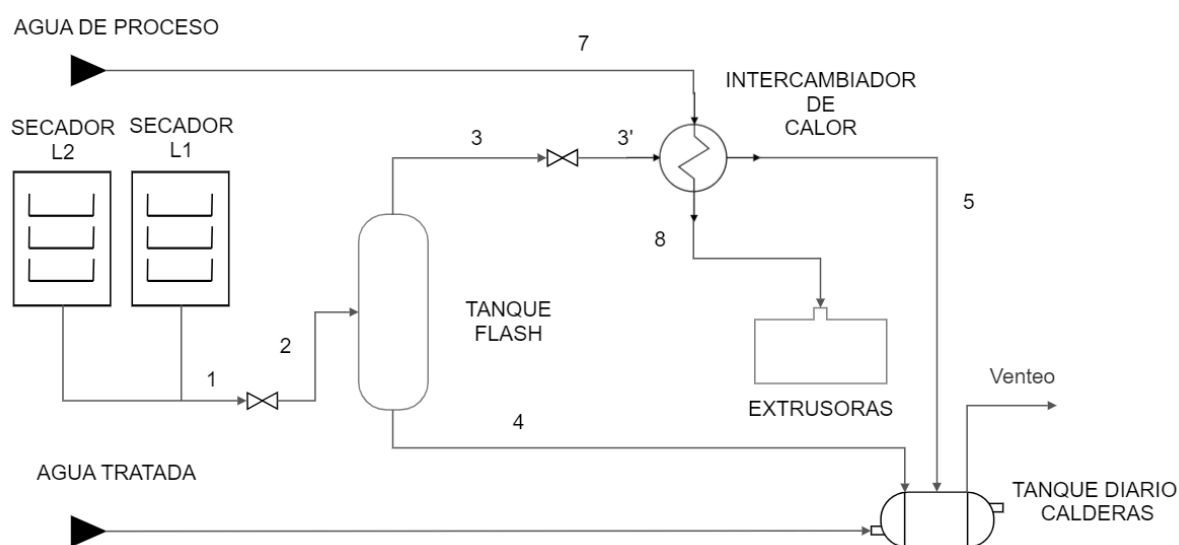
El vapor utilizado en las líneas de proceso no tiene un retorno al tanque diario debido a que este vapor se mezcla con el producto para efectos de cocción, de manera que el 80% de vapor generado es utilizado en los secadores, estos son los que tienen mayor demanda de vapor.

Actualmente el condensado de las líneas de vapor se colecta en el tanque diario de alimentación de agua a la caldera que dispone de un venteo para igualar las presiones de las líneas de vapor condensado con la atmosférica. Así, el condensado retorna a una presión aproximada de 8 barg e ingresa al tanque diario que se encuentra a presión atmosférica provocando un equilibrio liquido-vapor.

Por consiguiente, se planteó la implementación de un tanque flash para el aprovechamiento del vapor saturado, como fluido de calentamiento para el agua de proceso. Posteriormente el condensado del intercambiador de calor y el proveniente del tanque flash retornan al tanque diario de alimentación de agua a la caldera, así se logra un aprovechamiento del vapor y condensado para alimentar a la caldera.

Figura 3.7

Inclusión de tanque flash e intercambiador de calor en el proceso de retorno de condensado.



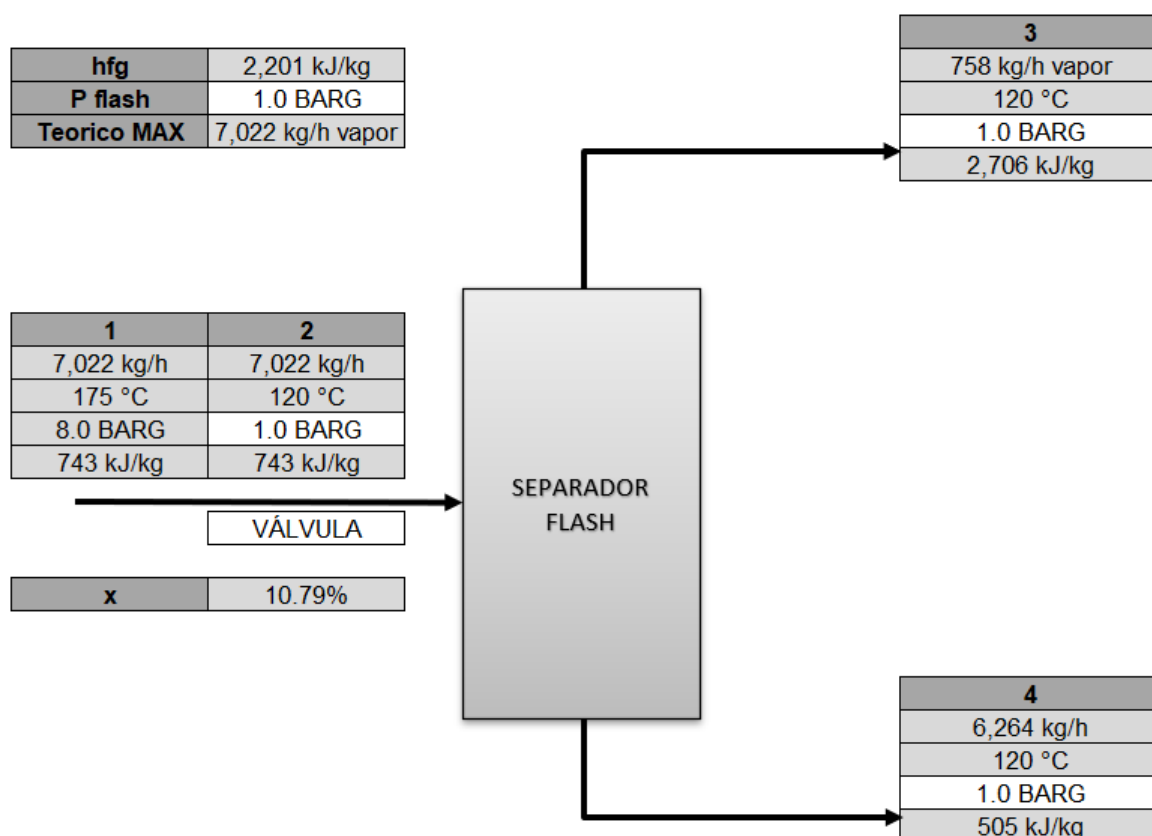
Nota. Ilustración de la propuesta de diseño para el aprovechamiento del condensado proveniente de los secadores. Equipos nuevos: tanque flash e intercambiador de calor.

En la Figura 3.7 se muestra el proceso de retorno de condensado desde los secadores a un tanque flash de separación líquido y vapor. A su vez, el vapor se dirige hacia el intercambiador de calor para ser utilizado como medio de calentamiento de agua para alimentación a las máquinas extrusoras mientras que la parte líquida se retorna al tanque diario.

Para el tanque flash se establecieron las condiciones de alimentación en función de las condiciones de operación de los secadores, tal y como se muestra en el diagrama el sistema cuenta con una válvula que tiene como función estrangular el condensado para establecer condiciones de presión en el separador, obteniéndose los siguientes resultados:

Figura 3.8

Simulación en Excel del tanque flash.



Nota. El diagrama muestra el separador flash descrito previamente, junto con sus corrientes de ingreso y salida del sistema.

Tabla 3.11*Simulación del separador flash líquido-vapor a 1 barg.*

CORRIENTE	FLUJO	ENTALPIA	ESTADO	Calidad “x”
1	7,022 kg/h	743 kJ/kg	Líquido saturado	0%
2	7,022 kg/h	743 kJ/kg	Líquido -vapor	10.79%
3	758 kg/h	2,706 kJ/kg	Vapor saturado	100%
4	6,264 kg/h	505 kJ/kg	Líquido saturado	0 %

Tabla 3.12*Simulación del tanque flash a diferentes presiones de operación.*

Presión de operación (manométrica)	Temperatura	Flujo de vapor	Calidad “x”	Entalpía
0.5 BARG	112 °C	868 kg/h	12.36%	2,693 kJ/kg
1.0 BARG	120 °C	758 kg/hr	10.79%	2,706 kJ/kg
1.5 BARG	128 °C	667 kg/h	9.49%	2,717 kJ/kg
2.0 BARG	134 °C	587 kg/h	8.37%	2,725 kJ/kg

El objetivo de esta alternativa de mejora es aprovechar el vapor para precalentar el agua de proceso. Por lo tanto, en la Tabla 3.12. se muestran los resultados de la simulación del tanque flash a diferentes condiciones de presión y se observa como a medida que la presión aumenta la calidad y flujo de vapor disminuyen, pero la entalpía incrementa.

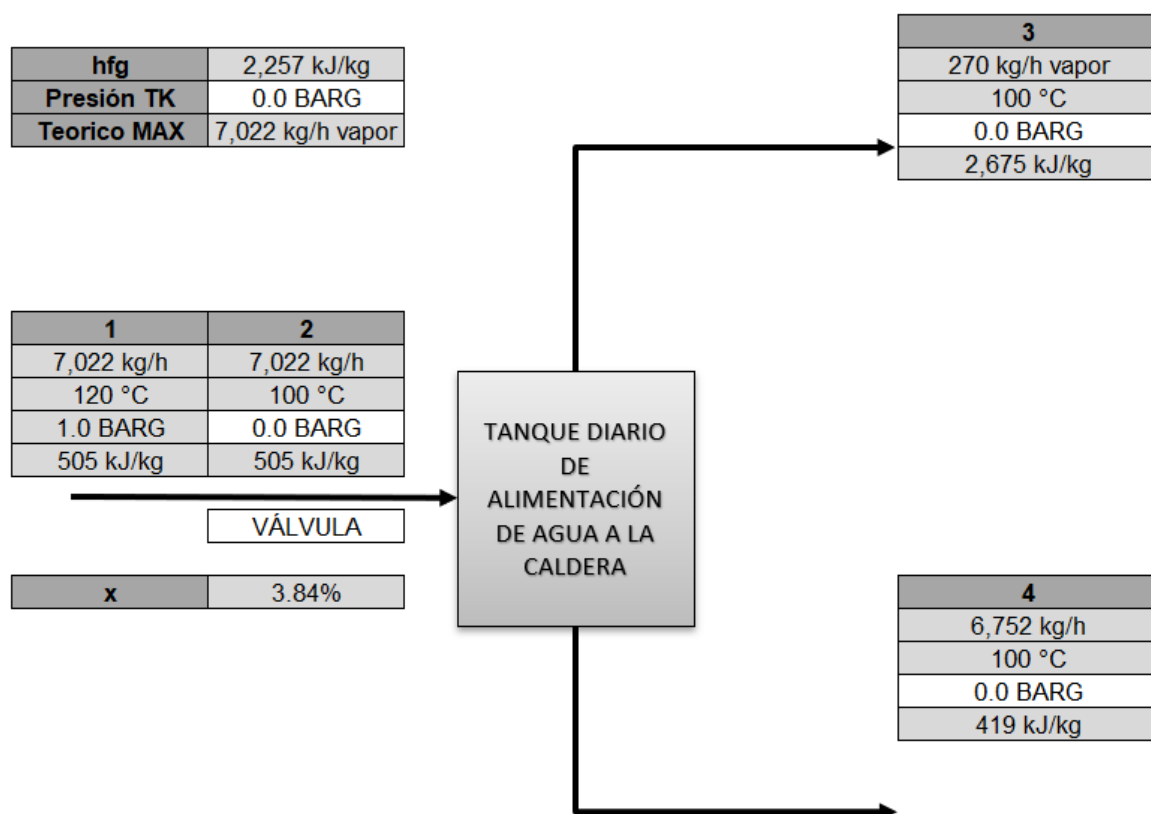
La condición del flash fue determinada en función de la necesidad energética del agua en el intercambiador de calor mostrada en la Tabla 3.10. El criterio de selección se muestra en la sección posterior junto con la simulación del intercambiador de calor.

En cuanto a la corriente líquida del flash, esta se envía al tanque diario de la caldera. Puesto que es inevitable la existencia de un venteo en el tanque diario, se simuló este tanque con la nueva condición del condensado de alimentación.

Los resultados indican que se obtiene un equilibrio liquido-vapor con una calidad del 4%, ya que en el flash se tenía una calidad del 11% esto que implica una mejora en el venteo lográndose una reducción del 7% en la cantidad de vapor que se libera al ambiente, los resultados se resumen en la Tabla 3.13.

Figura 3.9

Simulación del tanque diario de agua a las calderas con la nueva alimentación de condensado.



Nota. Alimentación de la corriente de condensado (proveniente del separador flash) al tanque diario de alimentación de agua a la caldera.

Tabla 3.13

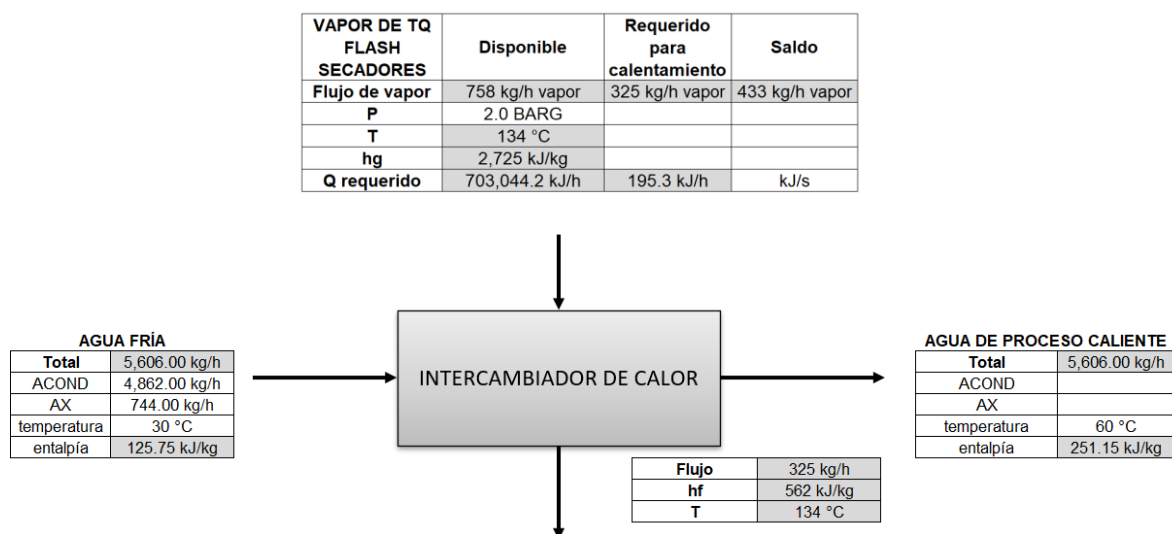
Descripción de corrientes en simulación de tanque diario de agua a las calderas.

CORRIENTE	FLUJO	ENTALPIA	ESTADO	Calidad "x"
1	7,022 kg/h	505 kJ/kg	Líquido saturado	0%
2	7,022 kg/h	505 kJ/kg	Líquido-vapor	3.84%
3	270 kg/h	2,675 kJ/kg	Vapor saturado	100%
4	6,752 kg/h	419 kJ/kg	Líquido saturado	0%

3.5.2 Simulación del intercambiador de calor.

Figura 3.10

Simulación de intercambiador de calor.



Nota. Las corrientes ACOND y AX corresponde al agua inyectada en DDC.

Tabla 3.14

Condiciones del vapor de ingreso al intercambiador de calor.

Presión de operación del tanque flash	Temperatura del vapor	Vapor requerido en el intercambiador	Vapor sobrante
0.5 BARG	112 °C	316 kg/h	552 kg/h
1.0 BARG	120 °C	319 kg/h	438 kg/h
1.5 BARG	128 °C	322 kg/h	344 kg/h
2.0 BARG	134 °C	325 kg/h	262 kg/h

En la Tabla 3.14. se muestra como al incrementar la presión en el flash el vapor requerido por el intercambiador tiene un leve incremento, esto es consistente puesto que a mayor presión en el flash la calidad disminuye y por lo tanto hay menos vapor sobrante. La cantidad de vapor sobrante es la cantidad de vapor que no se utiliza del tanque flash.

Esta simulación se hizo para evitar una generación peligrosa de vapor en el flash, puesto que una alta cantidad de vapor saturado representa un riesgo si se acumula en una tubería. En base a esto, se decidió seleccionar la presión de operación como 1 barg, ya que ofrece un flujo moderado de vapor, sin poner en riesgo el proceso y la seguridad de la planta. Es importante mencionar que esta simulación se hizo a condiciones máximas de operación lo cual solo ocurre durante pruebas controladas. Las condiciones del intercambiador de calor se muestran en la Tabla 3.15. El dimensionamiento del intercambiador se muestra en las Tabla 3.16 mientras que el ahorro que representa la implementación del intercambiador se muestra en la Tabla 3.17.

Tabla 3.15*Condiciones de operación de corrientes de entrada y salida al intercambiador de calor.*

CORRIENTE	FLUJO	TEMPERATURA	ESTADO
7	5,606 kg/h	30 °C	Líquido
8	5,606 kg/h	60 °C	Líquido
3'	319 kg/h vapor	120 °C	Vapor saturado
5	319 kg/h	120 °C	Líquido saturado

Tabla 3.16*Dimensionamiento del intercambiador de calor.*

Coefficiente total de TDC	1 kW/m ² °C	Horas de operación EX	8640
ΔT_1	90 °C	Energía ahorrada	6,070 GJ/añual
ΔT_2	60 °C	Eficiencia Caldera	73%
ΔT_{lm}	74 °C	Combustible ahorrado	8,340 GJ /añual
Área TDC	3 m ²	Material	Tubo: Acero inoxidable/ Coraza: Acero inoxidable

Tabla 3.17*Ahorro por aprovechamiento del venteo*

Combustible	Costo energético	Ahorro anual
Fuel Blend	16.6 \$/GJ	\$ 138,387
GLP	7.2 \$/GJ	\$ 60,034

3.6 Escenario actual vs alternativas propuestas.

En esta sección se realizó la comparación de los valores actuales de consumo y costos de vapor en todo el proceso con las alternativas de solución a las cuales a partir de esta sección se les va a identificar como “proyecto”.

Tabla 3.18

Toneladas de vapor según condiciones anteriores y nuevas condiciones de operación propuestas.

Calibre del producto (mm)	Uso actual (TM)	Proyecto					
		Nuevas condiciones de operación			Precalentamiento de agua de proceso		
		Uso teórico (TM)	Ahorro (TM)	% Ahorro	Uso teórico (TM)	Ahorro (TM)	% Ahorro
0.6	3,307	1,488	1,819	55%	1,388	1,919	58%
0.8	4,759	4,023	736	15%	3,747	1,012	21%
1.2	17,189	14,574	2,615	15%	13,562	3,627	21%
1.6	1,689	1,564	125	7%	1,456	233	14%
1.8	16,745	14,368	2,377	14%	13,383	3,362	20%
2.0	4,663	2,673	1,990	43%	NA	NA	NA
Total	48,351	38,690	9,661	20%	33,535	10,154	21%

En la Tabla 3.18. se presentan las toneladas de vapor que se utilizan actualmente en el proceso de acondicionamiento y secado, las toneladas que se usarían con las nuevas condiciones de operación propuestas y las toneladas de vapor usadas si se implementara el precalentamiento del agua de proceso. La tabla también muestra el ahorro en toneladas y en porcentaje.

Los datos muestran que al cambiar las condiciones de operación se logra un ahorro del 20% anual en vapor lo que indirectamente implica una reducción en la cantidad de vapor que se pierde al ambiente. Por otra parte, la implementación del precalentamiento representa un 21% de ahorro. Es importante mencionar que la cantidad de vapor de ahorro de ambos proyectos son

respecto al actual. Por lo tanto, el 21% solo corresponde al ahorro debido a precalentar el agua de proceso mas no a implementar las nuevas condiciones de operación.

Para calibre 2.0 mm de producto pelletizado no aplica el proyecto de precalentamiento del agua puesto que no se inyecta agua en el acondicionador.

3.6.1 Evaluación de las alternativas según el tipo de combustible utilizado en las calderas: Escenario Fuel Blend vs. Escenario GLP.

En las Tabla 3.19 y Tabla 3.20 se muestran el ahorro anual en dólares por la implementación de las alternativas de solución para dos escenarios el de Fuel Blend y GLP.

Tabla 3.19

Condiciones según escenario Fuel Blend.

Calibre de producto (mm)	Costo en dólares de generación de vapor anual con Fuel Blend	Proyecto			
		Nuevas condiciones de operación		Precalentamiento de agua de proceso	
		Ahorro en dólares	% Ahorro	Ahorro en dólares	% Ahorro
0.6	\$ 189,045	\$ 103,999	55%	\$ 109,708	58%
0.8	\$ 272,071	\$ 42,059	15%	\$ 57,868	21%
1.2	\$ 982,680	\$ 149,481	15%	\$ 207,363	21%
1.6	\$ 96,566	\$ 7,158	7%	\$ 13,337	14%
1.8	\$ 957,309	\$ 135,889	14%	\$ 192,220	20%
2.0	\$ 266,556	\$ 113,752	43%	NA	NA
Total	\$ 2,764,227	\$ 552,337	20%	\$ 580,496	21%

Tabla 3.20*Condiciones según escenario GLP.*

Calibre de producto (mm)	Costo en dólares de generación de vapor anual con GLP	Proyecto			
		Nuevas condiciones de operación		Precalentamiento de agua de proceso	
		Ahorro en dólares	% Ahorro	Ahorro en dólares	% Ahorro
0.6	\$ 81,471	\$ 44,819	55%	\$ 47,280	58%
0.8	\$ 117,252	\$ 18,126	15%	\$ 24,939	21%
1.2	\$ 423,497	\$ 64,420	15%	\$ 89,365	21%
1.6	\$ 41,616	\$ 3,085	7%	\$ 5,748	14%
1.8	\$ 412,562	\$ 58,563	14%	\$ 82,839	20%
2.0	\$ 114,875	\$ 49,023	43%	NA	NA
Total	\$ 1,191,273	\$ 238,036	20%	\$ 250,171	21%

En la Tabla 3.20 del escenario de GLP se muestran ahorros inferiores al escenario del Fuel Blend, esto se debe a que por el hecho de cambiar Fuel Blend por GLP ya representa una reducción en costos de operación y por lo tanto los valores de ahorro serán menores que los del Fuel Blend. Esto se explica mucho mejor en la Tabla 3.21 donde se muestra el ahorro operacional a partir del cambio de Fuel Blend a GLP. De aquí se destaca que el ahorro general es del 57%.

Tabla 3.21*Condiciones según cambio de combustible Fuel Blend a GLP.*

Calibre del producto (mm)	Proyecto			% Ahorro
	Cambio de Fuel Blend a GLP	Nuevas condiciones de operación	Pre calentamiento del agua de proceso	
0.6	\$ 107,574	\$ 59,179	\$ 62,428	-
0.8	\$ 154,819	\$ 23,933	\$ 32,929	-
1.2	\$ 559,183	\$ 85,060	\$ 117,998	-
1.6	\$ 54,950	\$ 4,073	\$ 7,589	-
1.8	\$ 544,746	\$ 77,326	\$ 109,381	-
2.0	\$ 151,681	\$ 64,729	NA	-
Total	\$ 1,572,953	\$ 314,301	\$ 330,325	57%

3.6.2 Criterios de selección para las alternativas de solución.**Tabla 3.22***Especificaciones e inversión para implementación de intercambiador de calor.*

Equipo	Tipo	Presión Máx (barg)	MOC	Área (m ²)	Precio de equipo
E-101	Tubería doble	3	Acero inoxidable/ Acero inoxidable	3	\$ 16,400

Tabla 3.23*Especificaciones e inversión para implementación de intercambiador de tanque flash.*

Equipo	Orientación	Longitud/Ancho (m)	Diámetro (m)	MOC	Presión Máx de operación (barg)	Costo de equipo
V-101	Vertical	3.2	2.45	Acero inoxidable	3	\$ 95,700

Para la estimación del costo de un equipo es necesario conocer sus características como son: materiales, condiciones de operación, etc. En el caso del tanque flash se requieren sus dimensiones de longitud y diámetro. Para su dimensionamiento se utilizó una hoja de cálculo que usa el método Svercek-Monnery, se verificaron los resultados obtenidos con un estudio previo (khorshidi & Naderipour, 2012).

Tabla 3.24

Inversión total.

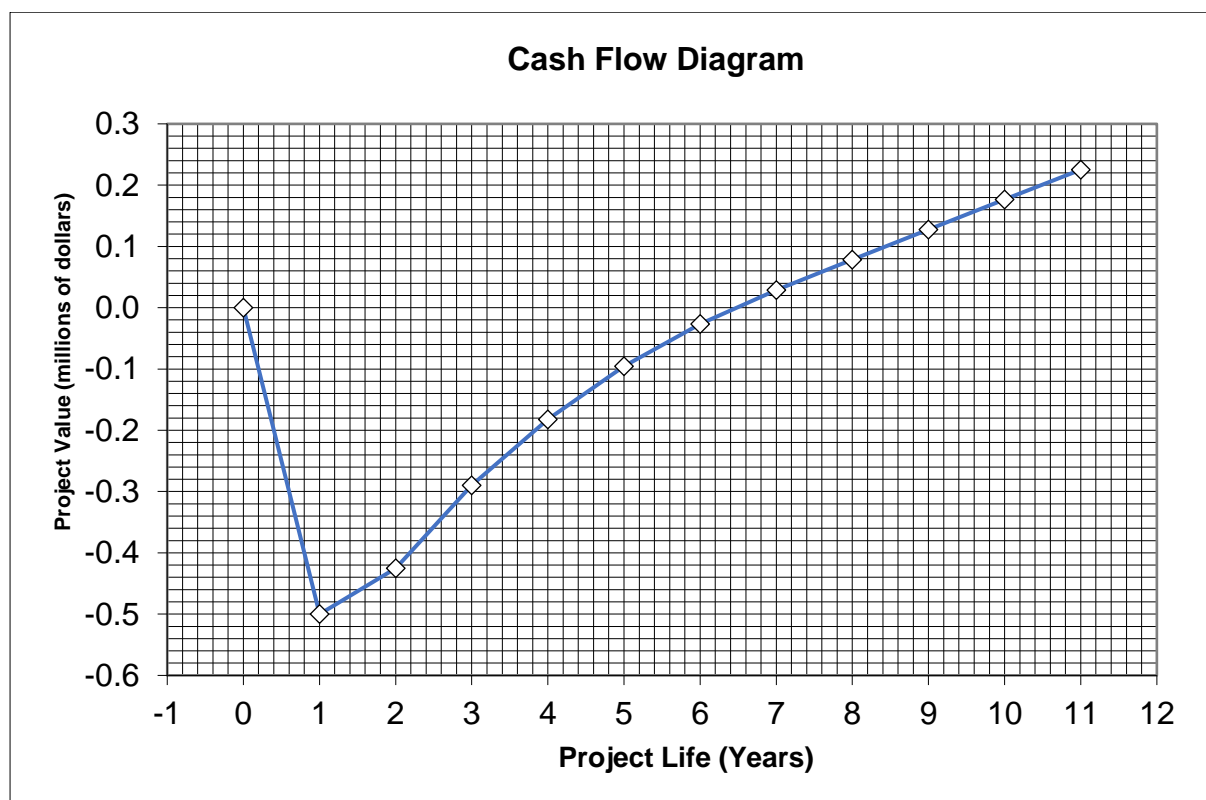
	Module Cost	Grass Roots Cost	Equipment Cost	Lang Factor Cost
Total	\$ 330,000	\$ 400,000	\$ 112,100	\$ 500,000

Tabla 3.25

Indicadores económicos.

TIR		48%
VPN a	15%	\$1,644,258
VPN a	20%	\$1,247,713
PAYOUT	Meses	13
	Años	1.05

Un TIR elevado implica que la inversión es rentable por lo que la implementación de IDC y Flash para aprovechamiento de vapor demuestra tener una tasa de retorno pronta y beneficiosa para la empresa y una inversión que se recupera en 13 meses.

Figura 3.11*Flujo de caja – Proyecto de vida*

Para seleccionar una de las alternativas de solución previamente evaluadas como la más adecuada, es necesario tener en cuenta las cualidades que esta debe poseer, de manera que sea económicamente viable y tecnológicamente factible. Para esto, se recopiló información respecto a costos e inversión económica necesaria para el desarrollo e implementación de cada una de las alternativas descritas en la sección 3.6 , y fueron evaluadas respecto a los dos tipos de combustibles: Fuel Blend (mezcla de búnker y diésel en distintas proporciones) y GLP.

Tabla 3.26

Resumen de las alternativas de inversión y sus beneficios.

Proyecto	Inversión	Beneficios	Ahorro total anual	Porcentaje de ahorro (%)
FUEL BLEND				
Nuevas condiciones de operación	\$ 0	Diminución del 20% en costos operativos lo que representa un ahorro de \$ 552,337 anuales. Ahorro de 9661 TM vapor al año.	\$ 552,337	20%
Flash + Intercambiador de calor para precalentar agua de proceso	\$500,000	Diminución del 21% en costos operativos representa un ahorro de \$ 580,496 anuales Ahorro de 10154 TM vapor al año Ahorro en pérdidas por venteo. Ahorro del 26% en combustible para la generación de vapor \$ 125,551	\$ 706,047	26%
GLP				
Cambio Fuel Blend a GLP	\$ 0	Diminución del 57% en costos operativos lo que representa \$ 1,572,953 anuales Disminución del 11% en huella de carbono	\$ 1,572,953	57%
Nuevas condiciones de operación	\$ 0	Diminución del 21% en costos operativos representa un ahorro de \$ 238,036 anuales	\$ 238,036	66%
Flash + Intercambiador de calor para precalentar agua de proceso	\$500,000	Diminución del 21% en costos operativos representa un ahorro de \$ 250,171 anuales Ahorro de 10154 TM vapor al año Ahorro en pérdidas por venteo. Ahorro del 26% en combustible para la generación de vapor \$ 54,108	\$ 304,278	68%

En la Tabla 3.26. se muestra un resumen de todos los proyectos que abarcan este estudio y pueden implementarse en la empresa para una optimización de recursos.

3.7 Análisis de los proyectos propuestos

Cambiar de Fuel Blend a GLP: El alcance de este proyecto permitió un análisis de las ventajas económicas y ambientales que representa cambiar el combustible, sin embargo, para conocer la inversión real de esta alternativa de solución implica un análisis más profundo y multidisciplinario en cuanto a condiciones de operación del sistema de generación de vapor, posibles modificaciones en la infraestructura y adaptaciones que deben ser evaluadas por el fabricante de las calderas. Esta alternativa no soluciona la problemática de las fugas de vapor, aunque si resulta beneficiosa para la empresa en cuanto a lo económico.

Nuevas condiciones de operación: El simulador realizado en Excel permite modificar condiciones de operación y permite tener un mejor control del sistema y aunque esta alternativa requiere cero inversiones, puesto que no hay que hacer ningún tipo de adaptación, es importante recordar que los balances de materia y energía dan una referencia de las cantidades de vapor que se requieren para las líneas de proceso, así, es necesario desarrollar un protocolo de prueba para evaluar la precisión de este proyecto lo que indirectamente requiere costos de manufactura. Establecer estas nuevas condiciones de operación solucionan de forma indirecta las fugas de vapor puesto que se estaría usando la cantidad apropiada de vapor en cada parte del proceso, reduciendo la cantidad de vapor liberado al ambiente.

Flash + Intercambiador de calor para precalentar agua de proceso: La implementación de este proyecto solucionaría de forma directa la problemática de las fugas masivas de vapor al ambiente en el venteo del tanque diario, lo que a su vez trae consigo una reducción en la generación de vapor y por ende una reducción en el uso de combustible para las calderas.

Capítulo 4

4.1. Conclusiones y recomendaciones

4.1.1. Conclusiones

- Se evaluaron posibles causas de fuga de vapor en las líneas de distribución de vapor de una planta productora de alimento balanceado para camarón mediante el análisis de los resultados de la simulación en Excel del sistema de generación y uso de vapor, siendo la principal causa la promoción de un equilibrio líquido-vapor de las corrientes de condensado debido a la caída de presión provocada por un venteo, propio del diseño del tanque diario de alimentación de agua a la caldera que receipta el condensado. Se estimaron las fugas de vapor dando un total de 2,850 toneladas al año, lo cual representan pérdidas de \$ 125,551 anuales y para la reducción de pérdidas de vapor al ambiente se analizaron diferentes alternativas de solución siendo la más adecuada la implementación de un tanque flash que permita receiptar las líneas de condensado para una correcta separación de sus fases, líquido y vapor, llegando a reducir en un 7% las fugas de vapor al ambiente y adicionalmente aprovechar el vapor, producto de este equilibrio para calentar la corriente de agua de proceso, dándole un valor agregado a la propuesta.
- Mediante la aplicación de principios de conservación de masa y energía se determinaron las condiciones de operación adecuadas para las líneas de proceso siendo los balances la base fundamental para la elaboración de un simulador que permitió establecer las condiciones de operación por tipo de producto y calibre.
- Se desarrolló la simulación del sistema de generación de vapor lo que permitió la identificación de oportunidades de mejora como la evaluación del cambio de combustible a GLP, que representa un 57% de ahorro anual en combustible además de la reducción de un 11% en la huella de carbono. En cuanto al uso del vapor se identificaron oportunidades para reducir alimentación de vapor en los procesos de acondicionamiento y secado donde los balances sugieren que no se requiere la cantidad

de energía suministrada actualmente, como es el caso del calibre 0.6mm en donde se puede ahorrar un 55% de vapor y para el acumulado de todos los productos se lograría un ahorro de 10,154 toneladas anuales de vapor con inversión cero.

- A través de un análisis de costo-beneficio se verificó la implementación de modificaciones en el sistema de generación y uso de vapor tales como la implementación de un tanque flash que permite aprovechar el vapor que antes se liberaba al ambiente para calentar el agua de proceso lo cual implica un 26% de ahorro anual con una inversión que se recupera en 13 meses.

4.1.2. Recomendaciones

- Crear una base de datos que almacene los ingredientes con su respectivo calor específico para utilizar un calor específico de la mezcla mucho más aproximado al real en la simulación.
- Colocar manómetros en las líneas de condensado de vapor de los secadores para conocer la caída de presión real en la línea ya que las condiciones del condensado utilizadas en este estudio fueron las que indican el manual del equipo.
- Colocar un flujómetro para cada línea de generación de vapor de las calderas, para conocer cuál es la producción real de vapor de cada caldera puesto que la simulación se hizo en base a un flujómetro que da lectura de la unión del vapor producido por ambas calderas.

Referencias

- Amerise, A. (21 de April de 2023). *BBC*. Obtenido de BBC Mundo: <https://www.bbc.com/mundo/noticias-america-latina-65247655>
- Arjona, A. (2019). *Revisión de métodos para la determinación de pérdidas y eficiencia energética en generadores de vapor*. Sevilla: Dpto. Ingeniería Energética Escuela Técnica Superior de Ingeniería.
- Bohórquez, R. D. (2013). *Auditoría Energética al Circuito de Vapor y Condensado de una*. Guayaquil: ESPOL.
- Camaraza, Y., Retirado, Y., & Hernandez, A. (2021). Energy efficiency indicators of the steam boiler in a power plant of Cuba. *ScienceDirect*. doi:<https://doi.org/10.1016/j.tsep.2021.100880>
- Çengel, Y. A., & Ghajar, A. J. (2019). *Transferencia de Calor y Masa*. New York: McGraw-Hill.
- Çengel, Y. A., Boles, M. A., & Kanoglu, M. (2018). *Termodinámica* (Novena ed.). New York: McGraw Hill.
- Connor, N. (19 de Enero de 2020). *Thermal Engineering*. Obtenido de Líquido saturado y líquido subenfriado: <https://www.thermal-engineering.org/es/que-es-el-liquido-saturado-y-subenfriado-definicion/>
- Corporación Interamericana de Inversiones. (4 de Mayo de 2018). *Reducción de facturación de combustibles fósiles a través del uso racional de la energía*. Obtenido de <http://www.pesic.org/wp-content/uploads/2018/05/4-Ahorro-por-Reduccion-de-Fugas-de-Vapor.pdf>
- Doran, L. (1 de Junio de 1997). *Steam Traps Affect Boiler Plant Efficiency*. Obtenido de The National Board of Boiler and Pressure Vessel Inspectors: <https://www.nationalboard.org/>
- Einstein, D., Worrell, E., & Khrushch, M. (2001). Steam systems in industry: Energy use and energy efficiency improvement potentials. *University of California*. doi:<https://escholarship.org/uc/item/3m1781f1>
- Fisheries, V. (13 de December de 2022). *The global shrimp feed manufacturing landscape: A Helicopter Overview*. Obtenido de Vietfish Magazine: <https://vietfishmagazine.com/news/the-global-shrimp-feed-manufacturing-landscape-a-helicopter-overview.html>
- Geankoplis, C. J., Hersel, A. A., & Lepek, D. H. (2018). *Transport Processes and Separation Process Principles* (Quinta ed.). Pearson Education.
- Himmelblau, D. M. (2002). *Principios Básicos y Cálculos en Ingeniería Química*. Juárez: Prentice-Hall Hispanoamericana S.A.
- Hu, B. (14 de Diciembre de 2021). Effects of Pelleted and Extruded Diets of Different Protein Levels on Growth, Digestive Enzyme Activity, Antioxidant Capacity, Nonspecific Immunity, and Ammonia-N Stress Tolerance of Postlarval Pacific White Shrimp. *North American Journal of Aquaculture*. doi:<https://doi.org/10.1002/naaq.10234>

- Jouhara, H., Khordehghah, N., Almahmoud, S., Delpech, B., Chauhan, A., & Tassou, S. (2018). Waste heat recovery technologies and applications. *ScienceDirect*. doi:<https://doi.org/10.1016/j.tsep.2018.04.017>
- Kaminski, D., & Jensen, M. (2005). *Introduction to Thermal and Fluids Engineering*. United States of America: John Wiley & Sons, Inc.
- khoshshidi, J., & Naderipour, I. (2012). *Design of Vertical Gas-Liquid Separator and Examination its Effective Parameters in Sarkhoun & Qeshm Treating Company*. Sarkhoun and Qeshm Gas Company (SQGC).Iran, Irán.
- McCabe, W., Smith, J., & Harriott, P. (2007). *Operaciones Unitarias en Ingeniería Química*. Ciudad de México: McGraw-Hill Interamericana.
- Meghwal, M., Goyal, M. R., & Kaneria, M. J. (2017). *Thermal processing in food technology: Latest trends* (Primera ed.). Nueva Delhi: Apple Academic Press.
- NWS. (1 de Octubre de 2010). *Earth Observatory*. Obtenido de A Multi-Phased Journey: <https://earthobservatory.nasa.gov/features/Water/page2.php>
- S.C.I., S. d. (2023). *Alimentos Balanceados Registradas y Aprobadas*. Guayaquil: Ministerio de Producción, Comercio Exterior, Inversiones y Pesca.
- Trouble Less Valve. (31 de 05 de 2023). Obtenido de <https://www.tlv.com/global/LA/steam-theory/what-is-a-steam-trap.html>
- Turton, R., & Shaeiwitz, J. (2015). Estimation of Capital Costs. En R. Turton, & J. Shaeiwitz, *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes* (págs. 206-235). Boston: Prentice Hall.
- U.S. Energy Information Administration (EIA). (s.f.). Recuperado el 21 de Junio de 2023, de <https://www.eia.gov/>
- Walker, E., & Blaen, R. (2001). *Industrial Boilers*. Oxford: Butterworth Heinemann.
- Wattco. (6 de Junio de 2023). *La diferencia entre los sistemas de vapor de baja presión y de alta presión*. Obtenido de <https://www.wattco.com/es/2022/08/la-diferencia-entre-los-sistemas-de-vapor-de-baja-presion-y-de-alta-presion/#:~:text=En%20general%2C%20un%20sistema%20de,una%20excelente%20transferencia%20de%20energ%C3%ADa>

Apéndice A

A.1. Balances de Materia y Energía de las etapas del proceso de extrusión en la producción de alimento balanceado para camarón.

Etapa de Molienda

$$\begin{aligned}
 m_1 &= m_2 + m_3 \\
 m_1 w_{sol}^1 &= m_3 w_{sol}^3 \\
 m_1 w_{H_2O}^1 &= m_2 w_{H_2O}^2 + m_3 w_{H_2O}^3 \\
 m_2 &= m_1 - m_3 \\
 m_1 w_{H_2O}^1 &= m_2 + m_3 w_{H_2O}^3 \\
 m_1 w_{H_2O}^1 &= m_1 - m_3 + m_3 w_{H_2O}^3 \\
 m_1 &= \frac{m_3 w_{H_2O}^3 - m_3}{w_{H_2O}^1 - 1}
 \end{aligned}$$

Donde

m: flujo másico de la corriente en kg/h

w: composición porcentual de la corriente

Etapa de Mezclado

$$\begin{aligned}
 m_3 &= m_4 \\
 m_3 w_{H_2O}^3 &= m_4 w_{H_2O}^4 \\
 m_3 w_{sol}^3 &= m_4 w_{sol}^4
 \end{aligned}$$

Acondicionador DDC

$$\begin{aligned}
 m_4 + m_5 + m_6 &= m_8 \\
 m_4 w_{H_2O}^4 + m_5 w_{H_2O}^5 + m_6 w_{H_2O}^6 &= m_8 w_{H_2O}^8 \\
 m_4 w_{sol}^4 &= m_8 w_{sol}^8 \\
 E_{in} &= E_{out} \\
 m_4 w_{sol}^4 h_{sol}^4 + m_4 w_{H_2O}^4 h_{H_2O}^4 + m_5 w_{H_2O}^5 h_{H_2O}^5 + m_6 w_{H_2O}^6 h_{H_2O}^6 &= m_8 w_{sol}^8 h_{sol}^8 + m_8 w_{H_2O}^8 h_{H_2O}^8 \\
 m_4 w_{H_2O}^4 h_{H_2O}^4 + m_5 h_{H_2O}^5 + m_6 h_{H_2O}^6 &= m_{sol}^4 C_{p,sol} \Delta T + m_8 w_{H_2O}^8 h_{H_2O}^8 \\
 m_4 w_{H_2O}^4 h_{H_2O}^4 + m_5 h_{H_2O}^5 + m_6 h_{H_2O}^6 &= m_{sol}^4 C_{p,sol} \Delta T + (m_4 w_{H_2O}^4 + m_5 + m_6) h_{H_2O}^8 \\
 m_6 h_{H_2O}^6 &= m_{sol}^4 C_{p,sol} \Delta T + (m_4 w_{H_2O}^4 + m_5 + m_6) h_{H_2O}^8 - m_4 w_{H_2O}^4 h_{H_2O}^4 - m_5 h_{H_2O}^5 \\
 m_6 (h_{H_2O}^6 - h_{H_2O}^8) &= m_{sol}^4 C_{p,sol} \Delta T + m_4 w_{H_2O}^4 h_{H_2O}^8 + m_5 h_{H_2O}^8 - m_4 w_{H_2O}^4 h_{H_2O}^4 - m_5 h_{H_2O}^5 \\
 m_6 &= \frac{m_{sol}^4 C_{p,sol} \Delta T + m_4 w_{H_2O}^4 (h_{H_2O}^8 - h_{H_2O}^4) + m_5 (h_{H_2O}^8 - h_{H_2O}^5)}{h_{H_2O}^6 - h_{H_2O}^8}
 \end{aligned}$$

Carga térmica en acondicionador DDC

$$Q + m_4 w_{H_2O}^4 h_{H_2O}^4 + m_5 h_{H_2O}^5 = m_{sol}^4 C_{p,sol} \Delta T + m_4 w_{H_2O}^4 h_{H_2O}^8 + m_5 h_{H_2O}^8$$

$$Q = m_{sol}^4 C_{p,sol} \Delta T + m_4 w_{H_2O}^4 (h_{H_2O}^8 - h_{H_2O}^4) + m_5 (h_{H_2O}^8 - h_{H_2O}^5)$$

Etapas de extrusión

$$m_8 + m_9 + m_{10} = m_{11} + m_{12}$$

$$m_8 w_{H_2O}^8 + m_{10} w_{H_2O}^{10} = m_{11} w_{H_2O}^{11} + m_{12} w_{H_2O}^{12}$$

$$m_8 w_{sol}^8 = m_{12} w_{sol}^{12}$$

$$m_9 w_{oil}^9 = m_{12} w_{oil}^{12}$$

$$E_{in} = E_{out}$$

$$m_8 w_{sol}^8 h_{sol}^8 + m_8 w_{H_2O}^8 h_{H_2O}^8 + m_9 w_{oil}^9 h_{oil}^9 + m_{10} w_{H_2O}^{10} h_{H_2O}^{10} = m_{11} w_{H_2O}^{11} h_{H_2O}^{11} + m_{12} w_{sol}^{12} h_{sol}^{12} + m_{12} w_{H_2O}^{12} h_{H_2O}^{12} + m_{12} w_{oil}^{12} h_{oil}^{12}$$

$$m_8 w_{H_2O}^8 h_{H_2O}^8 + m_{10} h_{H_2O}^{10} = m_{sol}^8 C_{p,sol} \Delta T + m_{oil}^9 C_{p,oil} \Delta T + m_{11} h_{H_2O}^{11} + m_{12} w_{H_2O}^{12} h_{H_2O}^{12}$$

$$m_8 w_{H_2O}^8 h_{H_2O}^8 + m_{10} h_{H_2O}^{10} = m_{sol}^8 C_{p,sol} \Delta T + m_{oil}^9 C_{p,oil} \Delta T + m_{11} h_{H_2O}^{11} + (m_8 w_{H_2O}^8 + m_{10} - m_{11}) h_{H_2O}^{12}$$

$$m_{11} = \frac{m_8 w_{H_2O}^8 (h_{H_2O}^8 - h_{H_2O}^{12}) + m_{10} (h_{H_2O}^{10} - h_{H_2O}^{12}) - m_{sol}^8 C_{p,sol} \Delta T - m_{oil}^9 C_{p,oil} \Delta T}{h_{H_2O}^{11} - h_{H_2O}^{12}}$$

Etapas de Secado

$$m_{12} + m_{14} + m_{15} = m_{16} + m_{17} + m_{20}$$

$$m_{12} w_{sol}^{12} = m_{20} w_{sol}^{20}$$

$$m_{12} w_{oil}^{12} = m_{20} w_{oil}^{20}$$

$$m_{H_2O,vap}^{Dryer} = m_{20} w_{H_2O}^{20} - m_{12} w_{H_2O}^{12}$$

$$m_{13} + m_{19} = m_{14}$$

$$m_{13} T_{13} + m_{19} T_{19} = m_{14} T_{14}$$

$$m_{14} = \frac{m_{19} (T_{13} - T_{19})}{T_{13} - T_{14}}$$

$$m_{Dry\ Air}^{13} = \frac{m_{13}}{(1 + \gamma_{13}(T_{13}, HR_{13}))}$$

$$m_{H_2O}^{13} = m_{13} - m_{Dry\ Air}^{13}$$

$$m_{Dry\ Air}^{13} + m_{Dry\ Air}^{19} = m_{Dry\ Air}^{14}$$

$$m_{H_2O}^{13} + m_{H_2O}^{19} = m_{H_2O}^{14}$$

$$m_{14} + m_{15} + m_{H_2O,vap}^{Dryer} = m_{16} + m_{17}$$

$$m_{Dry\ Air}^{15} = \frac{m_{15}}{(1 + \gamma_{15}(T_{15}, HR_{15}))}$$

$$m_{H_2O}^{15} = m_{15} - m_{Dry\ Air}^{15}$$

$$m_{H_2O,total}^{Dryer} = m_{H_2O}^{16} + m_{H_2O}^{17} = m_{H_2O,vap}^{Dryer} + m_{H_2O}^{14} + m_{H_2O}^{15}$$

Calor requerido en Secador

$$E_{in} = E_{out}$$

$$Q = m_{sol}^{20} C_{p,sol} \Delta T + m_{oil}^{20} C_{p,oil} \Delta T + m_{20} w_{H_2O}^{20} (h_{H_2O}^{20} - h_{H_2O}^{12}) + m_{H_2O,vap}^{Dryer} (h_g - h_{H_2O}^{12})$$

$$m_{vap}^{18} = \frac{Q}{h_{vap}^{18}}$$

Etapa de Enfriamiento

$$m_{20} + m_{21} = m_{19} + m_{22}$$

$$m_{20} w_{sol}^{20} = m_{22} w_{sol}^{22}$$

$$m_{20} w_{oil}^{20} = m_{22} w_{oil}^{22}$$

$$m_{H_2O,vap}^{Cooler} = m_{20} w_{H_2O}^{20} - m_{22} w_{H_2O}^{22}$$

$$m_{20} w_{H_2O}^{20} + m_{H_2O}^{21} = m_{H_2O}^{19} + m_{22} w_{H_2O}^{22}$$

$$m_{Dry\ Air}^{21} = \frac{m_{21}}{(1 + y_{21}(T_{21}, HR_{21}))}$$

$$m_{H_2O}^{21} = m_{21} - m_{Dry\ Air}^{21}$$

$$m_{H_2O}^{19} = m_{H_2O,vap}^{Cooler} + m_{H_2O}^{21}$$

$$m_{Dry\ Air}^{19} = m_{19} - m_{H_2O}^{19}$$

Asunción

La cantidad de agua que sale del dryer es conocida, sin embargo, hay dos corrientes de salida, lo que se asume en este balance es que por un ducto sale el 35% del agua y por el otro el 65% de la cantidad de agua total.

$$m_{H_2O}^{16} = (35\%) m_{H_2O,total}^{Dryer}$$

$$m_{Dry\ Air}^{16} = m_{16} - m_{H_2O}^{16}$$

$$HR_{16} = f\left(T, \left(\frac{m_{H_2O}^{16}}{m_{Dry\ Air}^{16}}\right)\right)$$

$$m_{H_2O}^{17} = (65\%) m_{H_2O,total}^{Dryer}$$

$$m_{Dry\ Air}^{17} = m_{17} - m_{H_2O}^{17}$$

$$HR_{17} = f\left(T, \left(\frac{m_{H_2O}^{17}}{m_{Dry\ Air}^{17}}\right)\right)$$

Calor requerido en Dryer

$$E_{in} = E_{out}$$

$$Q = m_{sol}^{20} C_{p,sol} \Delta T + m_{oil}^{20} C_{p,oil} \Delta T + m_{20} w_{H_2O}^{20} (h_{H_2O}^{20} - h_{H_2O}^{12}) + m_{H_2O,vap}^{Dryer} (h_g - h_{H_2O}^{12})$$

$$m_{vap}^{18} = \frac{Q}{h_{vap}^{18}}$$

A.2. Balances de Materia y Energía de las etapas del proceso de pellet en la producción de alimento balanceado para camarón.

Pellet

Acondicionador DDC

$$m_4 w_{sol}^4 h_{sol}^4 + m_4 w_{H_2O}^4 h_{H_2O}^4 + m_5 w_{H_2O}^5 h_{H_2O}^5 = m_6 w_{sol}^6 h_{sol}^6 + m_6 w_{H_2O}^6 h_{H_2O}^6$$

$$m_5 h_{H_2O}^5 = m_{sol}^4 C_{p,sol} \Delta T + (m_4 w_{H_2O}^4 + m_5 w_{H_2O}^5) h_{H_2O}^6 - m_4 w_{H_2O}^4 h_{H_2O}^4$$

$$m_5 = \frac{m_{sol}^4 C_{p,sol} \Delta T + m_4 w_{H_2O}^4 (h_{H_2O}^6 - h_{H_2O}^4)}{h_{H_2O}^5 - h_{H_2O}^6}$$

Carga térmica en acondicionador DDC

$$Q = m_{sol}^4 C_{p,sol} \Delta T + m_4 w_{H_2O}^4 (h_{H_2O}^5 - h_{H_2O}^4) + m_5 (h_{H_2O}^5 - h_{H_2O}^5)$$

Vapor en post-acondicionador

Actualmente esta corriente no se encuentra operativa, sin embargo, se calculó en caso de que un futuro cercano se ingrese vapor en el post-acondicionador.

$$m_8 = \frac{m_{sol}^7 C_{p,sol} \Delta T + m_7 w_{H_2O}^7 (h_{H_2O}^9 - h_{H_2O}^7)}{h_{H_2O}^8 - h_{H_2O}^9}$$

A.3. Balances de Materia y Energía del sistema de generación de vapor (calderas).

Carga térmica

$$m_{H_2O}^1 = m_{H_2O}^3 + m_{H_2O}^4$$

$$m_{H_2O}^1 h_{H_2O}^1 = m_{H_2O}^3 h_{H_2O}^3 + m_{H_2O}^4 h_{H_2O}^4$$

$$Q = m_{H_2O}^3 h_{H_2O}^3 + m_{H_2O}^4 h_{H_2O}^4 - m_{H_2O}^1 h_{H_2O}^1$$

Calor proporcionado por combustible

$$\dot{V} = \text{Consumo} * (\% \text{ combustible}) * \left(\frac{m_3}{m_3 + m_8} \right)$$

$$Q = \dot{V} * \text{Poder calorífico de combustible}$$

Eficiencia de caldera

$$\text{eficiencia} = \frac{Q_{\text{carga térmica}}}{Q_{\text{combustible}}}$$

Huella de carbono

$$\text{Huella de carbono} = \dot{V} * \text{Emisiones de } CO_2$$

Retorno de condensado

$$m_1 h_1 + m_2 h_2 + m_3 h_3 = m_4 h_4$$

A.4. Balances de Materia y Energía del tanque flash

$$m_1 = m_2$$

Estrangulamiento con válvula

$$P_1 > P_2$$

$$h_1 = h_2$$

Calidad de vapor

$$x = \frac{h_2 - h_4}{h_{fg}}$$

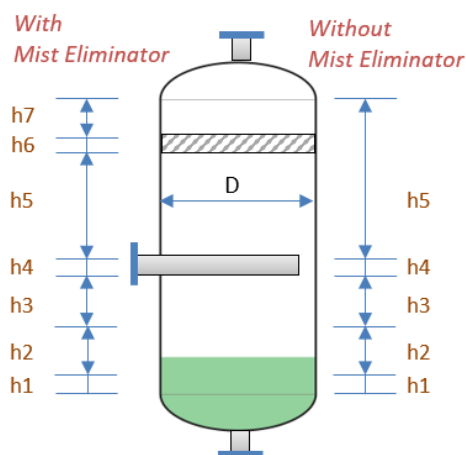
$$m_3 = m_2 x$$

$$m_4 = m_2 (1 - x)$$

Dimensionamiento con hoja de Excel

SEPARATOR SIZING SUMMARY

Type	<i>With Mist Eliminator</i>	
D	<i>Separator Diameter</i>	2450 mm
L	<i>Separator Length</i>	3200 mm
h1	<i>Low liquid level to Bottom T/L</i>	150 mm
h2	<i>Level Range</i>	527 mm
h3	<i>High liquid level to Inlet nozzle</i>	735 mm
h4	<i>Diameter of Inlet nozzle</i>	168 mm
h5	<i>Inlet nozzle to Mist Eliminator</i>	1103 mm
h6	<i>Thickness of Mist Eliminator</i>	150 mm
h7	<i>Mist Eliminator to Top T/L</i>	368 mm
L/D		1.31
Mesh	<i>Partial Mesh Blanket</i>	400 mm



A.4. Balances de Materia y Energía del Intercambiador de calor

$$m_7 = m_8$$

Calor requerido

$$Q = m_7(h_8 - h_7)$$

Vapor requerido

$$m_{3'} = \frac{Q}{(h_g - h_f)_{@T=flash}}$$

Dimensionamiento

$$A = \frac{Q}{U\Delta T_{lm}}$$

Ahorro

$$Energía ahorrada = Q * t_{operación}$$

$$Combustible ahorrado = \frac{Energía ahorrada}{eficiencia de caldera}$$

$$Dinero ahorrado = Costo del combustible por energía * Combustible ahorrado$$

