

ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL

Facultad de Ciencias Naturales y Matemáticas

PROYECTO INTEGRADOR

“Análisis energético y exergético de un secador spray en una planta de producción de café soluble en Guayaquil.”

Previo la obtención del Título de:

INGENIERO QUÍMICO

Presentado por:

FRANCIS XAVIER CAÑIZARES FREIRE
JORGE ALEXANDER OSORIO BAJAÑA

GUAYAQUIL - ECUADOR

Año: 2019

DEDICATORIA

El presente trabajo se lo dedico principalmente a Dios quien siempre ha estado a mi lado, dándome fuerzas para seguir y poder culminar con éxito esta etapa de mi vida.

A mi familia en especial a mis padres que siempre me han apoyado y motivado a seguir adelante.

A mis tutores Msc. Diana Tinoco y PhD. Yris González por su colaboración y guía siempre que lo necesité.

Francis Xavier Cañizares Freire

DEDICATORIA

Le dedico la finalización de mi carrera principalmente a Dios y a la Virgen de Czestochowa quienes me han guiado y fortalecido.

A mis padres quienes han hecho posible este gran esfuerzo.

Jorge Alexander Osorio Bajaña

AGRADECIMIENTOS

Mi más sincero agradecimiento:

A Dios.

A mis padres.

A mis amigos.

A Msc. Diana Tinoco.

Francis Xavier Cañizares Freire

AGRADECIMIENTOS

A Dios, a la Virgen de Czetochowa, y a mis padres, que siempre han estado para mí incondicionalmente.

A mis amigos: Stephanie, Christian C., Alejandra, Maclo, Fabricio, Pablo y Francis, por su ayuda y aliento.

A mis profesores: MSc. Diana Tinoco, Ph. D Yris González por impartir sus conocimientos conmigo.

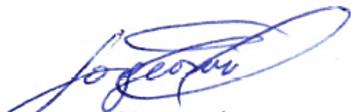
Jorge Alexander Osorio Bajaña

DECLARACIÓN EXPRESA

"Los derechos de titularidad y explotación, nos corresponde conforme al reglamento de propiedad intelectual de la institución; *Francis Xavier Cañizares Freire* y *Jorge Alexander Osorio Bajaña* damos nuestro consentimiento para que la ESPOL realice la comunicación pública de la obra por cualquier medio con el fin de promover la consulta, difusión y uso público de la producción intelectual"

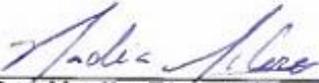


Francis Xavier
Cañizares Freire

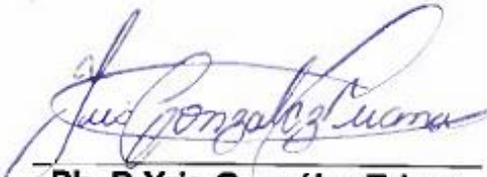


Jorge Alexander
Osorio Bajaña

EVALUADORES


MSc. Nadia Flores Manrique
PROFESOR DE LA MATERIA


MSc. Diana Tinoco Caicedo
PROFESOR TUTOR


Ph. D Yris González Triana
PROFESOR COTUTOR

RESUMEN

Los análisis exergéticos y energéticos resultan eficientes para diseñar y mejorar procesos industriales. El proceso en estudio se centra en el secado para la producción de café soluble, el cual consume 16% del combustible que se quema y alcanza un consumo eléctrico de 308 MJ/h. Este estudio propone mediante el levantamiento de información, realizar un análisis termodinámico del proceso, que permita identificar dónde están ubicadas las mayores pérdidas energéticas y exergéticas para proponer modelos matemáticos que permitan maximizar la eficiencia energética y exergética del proceso utilizando modelos de regresión multivariable y una red neuronal artificial, desarrollados en MATLAB y Python.

El análisis realizado mostró que la eficiencia energética y exergética del sistema se encontraba entre 19.20% a 25.07% y 7.98% a 9.37% respectivamente, los equipos que más pérdidas de energía tenían eran la sección de secado (45.98%) y la caldera (44.52%). Las mayores pérdidas de exergía se dieron en la caldera, sección de secado e intercambiador de calor del aire de secado, 1267 MJ/h (59.93%), 315 MJ/h (13.4%) y 249 MJ/h (11.75%) respectivamente.

Mediante el algoritmo de optimización se obtuvieron eficiencias energéticas y exergéticas de 26.32% y 9.73% respectivamente, estimándose un ahorro de energía de 368 MJ/h, además se encontró que las pérdidas de calor por parte del caldero y sistema de secado se redujeron en 7.14% y 5.95% respectivamente al utilizar las condiciones de operación óptima.

Proponiendo un sistema de control para fijar las variables óptimas, se estima que las pérdidas de energía se reducirán hasta un 7.12% y la destrucción de exergía en 1.72%.

Palabras clave: Exergía, Análisis exergético, Secador Spray, Optimización.

ABSTRACT

The exergy and energy analyzes are efficient to design and improve industrial processes. The process under study focuses on drying to produce soluble coffee, which consumes 16% of the fuel burned and reaches an electrical consumption of 308 MJ/h. This study proposes, through the gathering of information, performs a thermodynamic analysis of the process, to identify where the greatest energy and exergy losses are located, and propose mathematical models that allow maximizing the energy and exergy efficiency of the process using multivariable and artificial neural network regression models, developed in MATLAB and Python.

The analysis performed showed that the energy and exergy efficiency of the system was between 19.20% to 25.07% and 7.98% to 9.37% respectively, the equipment that had the most energy losses were the drying section (45.98%) and the boiler (44.52 %). The greatest exergy losses were in the boiler, drying section and heat exchanger of the drying air, 1267 MJ/h (59.93%), 315 MJ/h (13.4%) y 249 MJ/h (11.75%) respectively.

Through the optimization algorithm, energy and exergy efficiencies of 26.32% and 9.70% respectively were obtained, estimating an energy saving of 368 MJ/h, in addition it was found that heat losses by the boiler and drying system were reduced by 7.14 % and 5.95% respectively when using the optimal operating conditions.

By proposing a control system to set the optimal variables, it is estimated that energy losses will be reduced to 7.12% and the destruction of exercise by 1.72%.

Keywords: *Exergy, Exergy Analysis, Spray Dryer, Optimization.*

ÍNDICE GENERAL

EVALUADORES	VII
RESUMEN	VIII
ABSTRACT.....	IX
ÍNDICE GENERAL.....	X
ABREVIATURAS	XII
SIMBOLOGÍA.....	XIII
ÍNDICE DE FIGURAS	XV
ÍNDICE DE TABLAS	XVI
CAPÍTULO 1	1
1. Introducción.....	1
1.1 Descripción del problema.....	1
1.2 Justificación del problema	2
1.3 Hipótesis	3
1.4 Objetivos	4
1.4.1 Objetivo General.....	4
1.4.2 Objetivos Específicos.....	4
1.5 Marco teórico	4
1.5.1 Análisis energético.....	4
1.5.2 Análisis exergético.....	4
1.5.2.1 Exergía.....	4
1.5.2.2 Fundamentos del análisis exergético.....	6
1.5.3 Optimización	9
1.5.4 Control automático.....	10
1.5.5 Producción de café soluble	11
1.5.5.1 Secador Spray	11
CAPÍTULO 2.....	13
2. Metodología.....	13

2.1	Análisis energético y exergético	13
2.1.1	Levantamiento de información	13
2.1.2	Descripción del sistema y entorno	14
2.1.3	Instrumentación y mediciones.....	16
2.1.3.1	Mediciones	16
2.1.4	Cálculos.....	17
2.1.5	Supuestos.....	21
2.1.5.1	Generales.....	22
2.1.5.2	Extracto.....	23
2.1.5.3	Flujos de vapor.....	23
2.1.5.4	Flujos de aire.....	24
2.1.6	Optimización	24
CAPÍTULO 3		27
3.	Resultados y Análisis.....	27
CAPÍTULO 4		43
4.	Conclusiones y Recomendaciones	43
4.1	Conclusiones.....	43
4.2	Recomendaciones.....	44
BIBLIOGRAFÍA		46
ANEXOS		49

ABREVIATURAS

ANN	Red Neuronal Artificial
API	Instituto americano de petróleo
CV	Coefficiente de variación
DESV	Desviación estándar
ESPOL	Escuela Superior Politécnica del Litoral
HFO	Heavy Fuel Oil (Bunker)
LOGSIG	Función de transferencia Sigmoidea Logarítmica
MAE	Error absoluto medio
MAX	Máximo
MIN	Mínimo
MSE	Error cuadrático medio
PCI	Poder Calorífico Inferior
PCS	Poder Calorífico Superior
PID	Proporcional Integral Derivativo
RSM	Metodología de superficie de respuesta

SIMBOLOGÍA

A	Área de superficie (m ²)
BTU	Unidad térmica británica
C	Carbono
C _p	Calor específico (kJ/kg. K)
e	Energía específica (kJ/kg)
ex	Exergía específica (kJ/kg)
FPM	Pies por minuto
ft	Pies
g	Gramos
h _i	Entalpía específica componente i (kJ/kg)
H	Hidrógeno
h	Horas
K	Kelvin
kg	Kilogramos
kc	Ganancia del controlador
lb	Libras
MC	Contenido de humedad
min	Minutos
ms	Milisegundos
N	Nitrógeno
O	Oxígeno
°API	Grados API
°C	Grados Celsius
°F	Grados Fahrenheit
P	Presión (bar o kPa)
PCI	Poder calorífico inferior (BTU/lb)
PCS	Poder calorífico superior (BTU/lb)
Q	Calor (kJ/h)
R	Constante de los gases ideales (kJ/kg. K)
S	Azufre
S _i	Entropía específica del componente i (kJ/kg. K)
SG	Gravedad específica

T	Temperatura (K o °C)
v	Velocidad (m/s, ft/min)
w	Humedad absoluta del aire (kg de aire /kg de aire seco)
X	Fracción molar
η	Eficiencia (%)
τ	Tiempo de respuesta (min)
λ	Calor latente de vaporización (kJ/kg)
\dot{E}	Flujo de energía (kJ/h)
\dot{E}_x	Flujo de exergía (kJ/h)
\dot{m}	Flujo másico (kJ/h)

Subíndices

0	Estado muerto
D	Destruído
f	Estado de líquido saturado
g	Estado de vapor saturado
i	Componente i
in	Entrada
out	Salida
v	Vapor de agua

Superíndices

CH	Química
----	---------

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1 Relación entre el ambiente y el entorno.	5
Figura 1.2 Tipos de exergía.....	6
Figura 1.3 Principales indicadores exergéticos usados en la industria alimenticia.....	7
Figura 1.4 Diagrama de bloques de la producción de café soluble.....	11
Figura 1.5 Diagrama de flujo de un proceso de secado spray (GEA, 2019).	12
Figura 2.1 Mapa conceptual de metodología a seguir en un análisis energético y exergético (Abreu, 2009).	13
Figura 2.2 Diagrama de flujo del proceso de secado por aspersion de la empresa de café soluble.....	15
Figura 2.3 Flujograma para la optimización del proceso.....	25
Figura 3.1 Comparación entre los datos de flujo medidos a la salida del intercambiador VF2 (E-106) con la especificación de diseño.....	29
Figura 3.2 Consumo eléctrico de los equipos involucrados en la producción de café soluble.....	29
Figura 3.3 Consumo de calor de los intercambiadores de calor.	30
Figura 3.4 Fracción de energía perdida de los equipos involucrados en la producción de café soluble.	31
Figura 3.5 Fracción de exergía destruida de los componentes del sistema (IR).	33
Figura 3.6 Diagrama de Grassmann para la producción de café soluble por spray. .	34
Figura 3.7 Datos históricos del flujo de extracto vs temperatura del aire de secado a la salida del intercambiador (E-102).....	37
Figura 3.8 Datos históricos del flujo de extracto vs factor de CO ₂	38
Figura 3.9 Predicción del contenido de humedad (output) versus los valores medidos del contenido de humedad en el café soluble.....	40
Figura 3.10 Consumo de energía actual vs proyección para la caldera.....	41
Figura 3.11 Consumo de energía actual vs proyección de la sección de secado.	41
Figura 3.12 Esquema de la propuesta del controlador en un intercambiador de calor.	42

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.1 Indicadores exergéticos.....	8
Tabla 2.1 Equipos usados para la medición de los parámetros requeridos.	16
Tabla 2.2 Ecuaciones utilizadas para determinar eficiencia exergética de los equipos del sistema.	21
Tabla 2.3 Restricciones para cada variable a optimizar.....	25
Tabla 3.1 Análisis de los datos de operación del mes de marzo	27
Tabla 3.2 Resultados de las mediciones.	28
Tabla 3.3 Exergía destruida e indicadores de exergéticos para los equipos del sistema y para el sistema global.....	32
Tabla 3.4 Ecuaciones de regresión lineal para la optimización de la eficiencia energética y exergética.	36
Tabla 3.5 Valor de variables óptimas obtenidas.	37
Tabla 3.6 Coeficiente de determinación para diferentes capas en una ANN para el contenido de humedad.....	39

CAPÍTULO 1

1. INTRODUCCIÓN

1.1 Descripción del problema

El consumo energético a nivel mundial tiene una tendencia creciente. Se estima que para el año 2040 habrá un incremento del 30% en el uso de la energía mundial. Entre los recursos energéticos utilizados actualmente se tiene: crudo de petróleo, hidroeléctricas, carbón, gas natural, entre otros (A International Energy Agency corporation, 2017). Del consumo energético global en el año 2016, el sector industrial tuvo un consumo aproximado del 31.7% (International Energy Agency, 2019), mientras que en el Ecuador se ha estimado que el consumo energético del sector industrial fue del 18.9% respecto al total nacional (International Energy Agency, 2019). Es importante recalcar que el sector de elaboración de productos de alimentos y bebidas consume el 45% del consumo energético industrial (Ministerio de Electricidad y Energía Renovable, 2012). Por tal motivo, es necesario reducir el consumo de energía de las industrias de alimentos y buscar la sustentabilidad de los procesos productivos del sector agroindustrial.

El alto consumo energético de las industrias de alimentos y bebidas se debe a que en estas participan una gran variedad de equipos como el secador, evaporador, intercambiador de calor, bomba, ventilador, compresor, etc., donde se requiere no solo energía eléctrica para su funcionamiento si no altas cantidades de combustible fósiles por los elevados flujos de calor que requieren sus procesos productivos.

Los equipos de secado por ejemplo que tienen como objetivo reducir el contenido de humedad de un material, son los que demandan invertir un mayor gasto energético dado al alto calor de vaporización del agua (Aghbashlo, Mobli, Rafiee, & Madadlou, 2013). Según una encuesta realizada en el año 2000 en Reino Unido, se encontró que el consumo promedio de energía para los equipos de secado fue de 4.87GJ/t y, además, que el 29% de la energía suministrada era desperdiciada (Baker, 2005).

Uno de los sectores agroindustriales que utilizan varias etapas de secado dentro de su proceso, es la industria cafetera. Se estima que la planta en estudio procesa diariamente 13.70 ton de extracto de café. El extracto pasa por una etapa de calentamiento de 12°C a 37°C, para luego ingresar a un secador spray el cual requiere una gran cantidad de calor para calentar el aire hasta 180°C y así producir café soluble con un contenido de humedad entre 2.5% a 3.5% aproximadamente. Estos procesos requieren de altos consumos de combustible fósil (127 galones de búnker por día) y su problema principal radica en los desperdicios de energía que se dan por eliminar corrientes de aire húmedo a altas temperaturas a la atmósfera, así como en los procesos de intercambio de calor.

1.2 Justificación del problema

La planta de producción de café soluble en la cual se centra el proyecto tiene una alta demanda comercial. Este proceso consta de muchos equipos que consumen energía eléctrica y vapor de agua, por ende, conlleva un alto consumo energético. El secado spray es la última etapa de la línea de producción de café soluble, y consume alrededor del 20% del vapor producido en la planta, lo que equivale a decir que el 16% del combustible que se quema es utilizado para esta operación. Por otro lado, los equipos complementarios de este proceso tienen consumos de energía eléctrica que llegan a los 308 MJ/h.

Las tendencias mundiales apuntan hacia la sustentabilidad y la alta eficiencia de los procesos productivos, de tal forma que puedan proyectarse a largo plazo. Una forma de cuantificar el nivel de sustentabilidad de un proceso es por medio de un análisis exergético (Romero & Linares, 2014).

Realizar este tipo de análisis en los procesos es una herramienta que se ha implementado en los últimos años en las industrias. Investigaciones anteriores muestran que la eficiencia exergética de la mayoría de los procesos productivos es baja, lo que demuestra que son poco sustentables y deben ser mejorados (Zisopoulos, Moejes, Rossier-Miranda, Van Der Goot, & Boom, 2015).

En la industria alimenticia, se han realizado diversos estudios de análisis exergético, pudiéndose identificar las pérdidas de energía y modificando ciertas variables aumentar la eficiencia exergética de algunos procesos y proponer medidas para mejorar su desempeño.

- En la producción de leche en polvo: Se aumentó la eficiencia exergética de 57.45% a 71% variando la temperatura del fluido geotérmico de 110°C a 90°C (Yildirim & Genc, 2017).
- Para la optimización de una industria azucarera: Se aumentó la eficiencia exergética de 27.7% a 31.7% incrementando el flujo de vapor a la entrada de la turbina que se encuentra en el área de generación de energía de la planta (Taner & Sivrioglu, 2015).
- En la valorización de los desechos industriales en una industria de producción de pan: Se analizaron tres escenarios en los cuales se estudió el cambio de la eficiencia exergética; en el primero se produjo pan fresco teniendo en cuenta las pérdidas de energía, en el segundo la producción de pan horneado asumiendo que no hay pérdidas y en el tercero el desperdicio de pan fue reprocesado, obteniendo como resultados: 64.5%, 67.5%, 65%, respectivamente (Zisopoulos et al., 2015).

De acuerdo con lo expuesto se plantea realizar un análisis exergético y energético a una planta de café soluble que permitirá conocer la situación actual de la empresa identificando las principales pérdidas de energía y exergía. El impacto de este proyecto en la sociedad es que por medio de este análisis se llegue a aprovechar de mejor manera los recursos energéticos que se consumen, disminuyendo considerablemente su impacto al medio ambiente y aportando una mejor calidad de vida al entorno. Esta actividad generará ahorros económicos a la empresa por el uso eficiente de los recursos (Naciones Unidas, 2015).

1.3 Hipótesis

A través de la optimización de las variables de operación se incrementará la eficiencia energética y exergética de un proceso de secado spray en la planta de café soluble.

1.4 Objetivos

1.4.1 Objetivo General

Evaluar el proceso de secado por spray mediante un estudio energético y exergético para la reducción de recursos energéticos.

1.4.2 Objetivos Específicos

- a) Medir los parámetros de operación que no se registran periódicamente en el proceso de secado mediante visitas técnicas a la planta.
- b) Determinar la eficiencia energética y exergética mediante un balance de masa y energía.
- c) Proponer acciones de mejora para la reducción del consumo de recursos energéticos en el proceso del secado spray.

1.5 Marco teórico

1.5.1 Análisis energético

Para llevar a cabo este tipo de análisis es necesario realizar balances de materia y energía, los cuales se fundamentan en las leyes de conservación de materia y energía respectivamente (Primera Ley de la termodinámica). La finalidad de este análisis es determinar las pérdidas de energía, la eficiencia energética del proceso en general y sus equipos (Bustamante & Hernández, 2013).

1.5.2 Análisis exergético

1.5.2.1 Exergía

La exergía se la puede definir como el máximo trabajo útil teórico que se puede obtener hasta que los sistemas que estén interactuando lleguen a un equilibrio, esta propiedad extensiva también se la conoce como: disponibilidad o energía disponible (A. Bejan, G. Tsatsaronis, 1996).

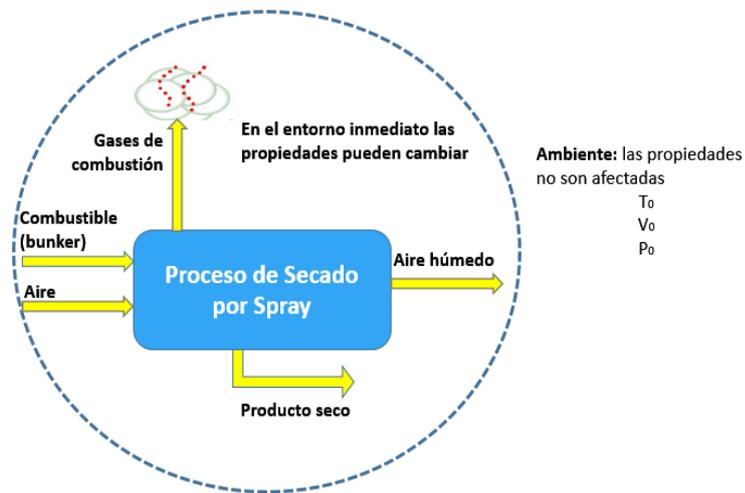


Figura 1.1 Relación entre el ambiente y el entorno.

A partir de la Figura 1.1 se puede apreciar que están involucrados dos sistemas, uno es el equipo o proceso de interés y el otro el ambiente. El ambiente está conformado por sustancias comunes que existen en gran cantidad en la atmósfera terrestre, océanos y corteza. Estas sustancias se encuentran en sus estados estables y no hay posibilidad de desarrollar trabajo si las mismas se ponen en contacto. Cabe mencionar, que cuando variables como: presión, temperatura, composición (potencial químico), velocidad o elevación de un sistema difieren de las condiciones del ambiente, existe la oportunidad de realizar trabajo. Cuando esta oportunidad va disminuyendo hasta llegar a condiciones ambientales, este punto se lo conoce como estado muerto (A. Bejan, G. Tsatsaronis, 1996).

Existen diferentes tipos de exergía:

- La energía cinética y potencial son formas de energía mecánica, por lo tanto, éstas pueden convertirse totalmente en trabajo y su exergía puede ser calculada igual que la energía cinética y potencial respectivamente, tal como se puede apreciar en la Figura 1.2 (Yunes A Cengel, 2012).
- La exergía física se la define como el máximo trabajo útil teórico que se puede obtener cuando el sistema pasa de un estado inicial con determinadas condiciones de temperatura (T) y presión (P), hasta las condiciones del estado muerto restringido

donde la temperatura es T_0 y la presión P_0 (A. Bejan, G. Tsatsaronis, 1996).

- La exergía química se la define como el máximo trabajo útil que se puede obtener de una sustancia que se encuentra a la temperatura y presión del entorno, pero con una composición química diferente al mismo. Si dentro de un proceso no se llevan a cabo reacciones químicas o la composición de la sustancia no difiere a la del ambiente, la exergía química se anula. (Módulo 4. Concepto de Exergía, 2008).

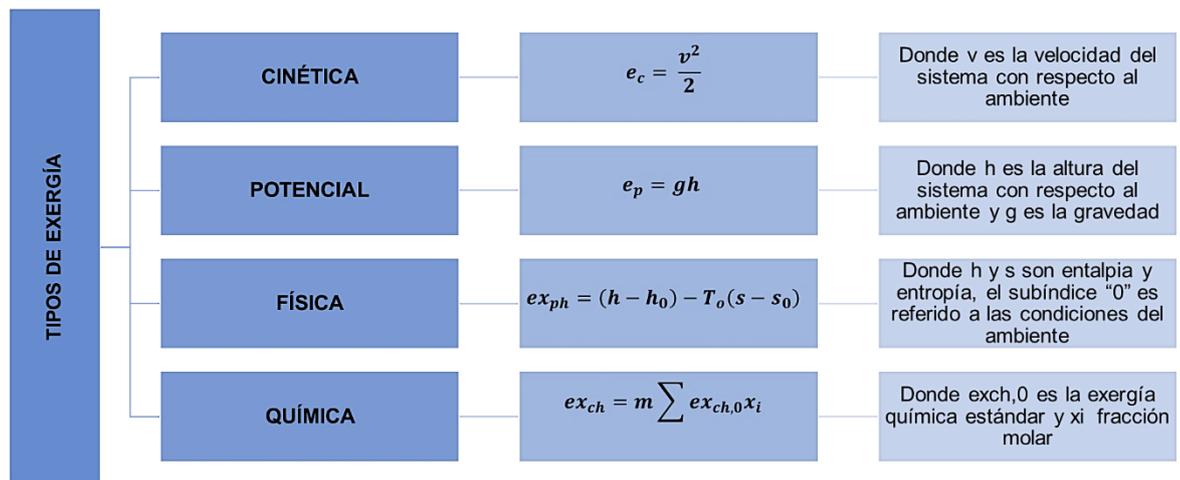


Figura 1.2 Tipos de exergía.

1.5.2.2 Fundamentos del análisis exergético

Un análisis exergético permite identificar las áreas con mayor pérdida de trabajo útil. Es importante tener en consideración que este tipo de análisis son esencialmente una medida de calidad, mientras que el análisis de energía es solo una medida de cantidad (Al-Muslim, Dincer, & Zubair, 2003). Un análisis exergético es un método termodinámico que involucra los principios de conservación de materia y energía, en conjunto con la segunda ley de la termodinámica. Además, es una técnica eficiente para diseñar y analizar sistemas térmicos reduciendo las ineficiencias (Rosen & Dincer, 2001) (Wall, 1977).

Un análisis exergético es una herramienta potencial que permite (Dincer, 2002):

- Evaluar el impacto del consumo al entorno de los recursos energéticos.

- Fomentar el uso eficiente de los recursos energéticos.
- Diagnosticar la ubicación, causas y magnitud de las principales pérdidas energéticas de un proceso.
- Discernir los recursos energéticos de alta y baja calidad.

Los indicadores exergéticos están relacionados con el rendimiento termodinámico de los procesos, estos permiten tener un mejor entendimiento de las irreversibilidades y pérdidas de exergía. Un solo indicador no basta para realizar una conclusión del rendimiento termodinámico de una industria (Tabla 1.1), por lo que es necesario emplear más de uno. Dentro de la industria alimenticia, más de un indicador se ha utilizado como se ve en la Figura 1.3 (Zisopoulos, Rossier-Miranda, van der Goot, & Boom, 2017).

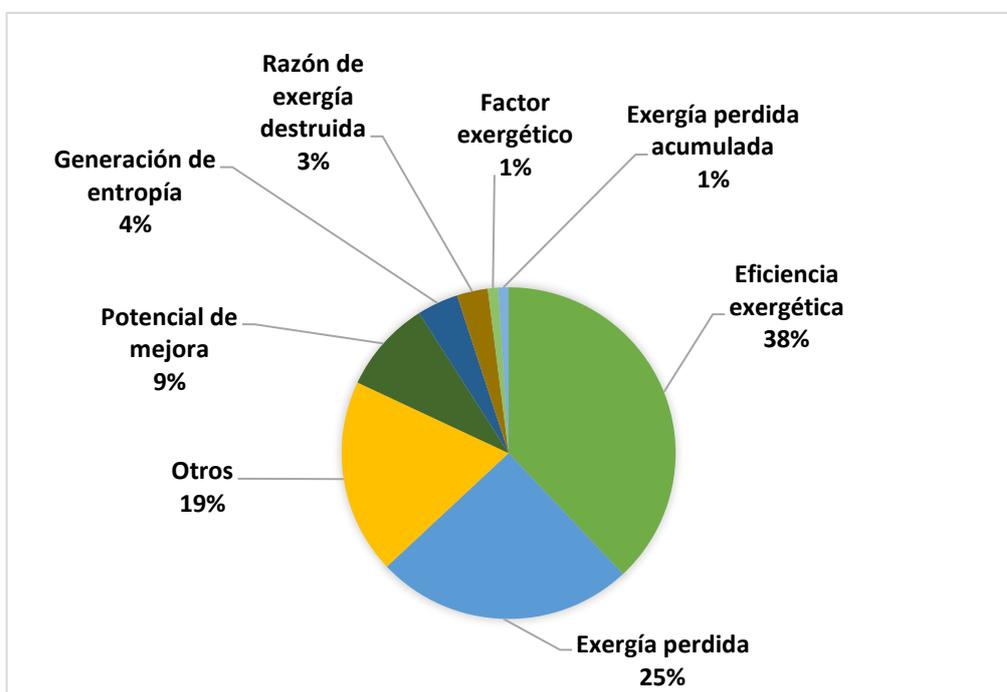


Figura 1.3 Principales indicadores exergéticos usados en la industria alimenticia.

Los resultados fueron obtenidos luego de comparar 134 publicaciones de "The best of author's knowledge" (Zisopoulos et al., 2017).

Tabla 1.1 Indicadores exergéticos.

Indicador	Expresión	Descripción
Eficiencia exergética	$\eta_{ex} = \frac{\sum Ex_{product}}{\sum Ex_{fuel}} \times 100$	Donde $Ex_{product}$ es la exergía de las corrientes de salida de interés y Ex_{fuel} de las corrientes de entrada de interés
Exergía perdida	$\sum Ex_{perdida} = \sum Ex_{entra} - \sum Ex_{sale}$	Donde Ex_{entra} y Ex_{sale} son las exergías referidas a todas las corrientes de entrada y salida del sistema
Potencial de mejora	$IP = (1 - \eta_{ex}) * \sum Ex_{perdida}$	Donde η_{ex} es la eficiencia exergética
Razón de exergía destruida	$D_p = 1 - \eta_{ex}$	Donde η_{ex} es la eficiencia exergética
Factor Exergético	$f = \frac{Ex_{fuel\ consumido}}{Ex_{fuel\ total}}$	Donde $Ex_{fuel\ total}$ es la exergía total de todas las corrientes de entrada de interés y $Ex_{fuel\ consumido}$ es la parte de exergía que se aprovechó o utilizó.
Irreversibilidad relativa	$IR = \frac{Ex_{i,destruida}}{Ex_{destruida\ Total}} * 100$	Donde $Ex_{i,destruida}$ es la exergía destruida para el componente "i", mientras que $Ex_{destruida\ total}$ es la exergía destruida total.

Tabla que muestra los distintos tipos de indicadores que son usados para evaluar un proceso (Zisopoulos et al., 2017).

Los indicadores más utilizados en este tipo de análisis son:

- **Eficiencia exergética:** Es usado con mayor frecuencia como un indicador para la evaluación de la sustentabilidad de los procesos. Esta eficiencia siempre es menor que la eficiencia energética, ya que representa la desviación con un proceso ideal, la expresión se la define de manera general como la cantidad total de exergía útil que tiene un sistema dividida para la cantidad total de exergía suministrada. Una expresión de eficiencia exergética para un proceso determinado, se lo puede definir de diferentes

maneras, y ésta dependerá de lo que el analista considere pertinente (Cornelissen, 1997). En conclusión, el cálculo de esta eficiencia debe cumplir las siguientes condiciones: (Stougie et al., 2002):

- Los datos utilizados deben ser relevantes.
 - Sencillos de calcular.
 - Deben tener una aplicación práctica.
 - Ser sensible a los cambios
-
- **Irreversibilidad relativa:** Hay dos formas en que la exergía se destruye: exergía destruida irreversiblemente dentro de un proceso (pérdidas internas que son parte del proceso) y exergía desperdiciada que se relaciona a ineficiencias de los equipos, por ejemplo, flujos de salida con cierto valor energético, falta de aislamiento, entre otros (Szargut, 1988) (Valero, 1998). Este indicador relaciona la exergía destruida de cada equipo con respecto a la exergía destruida total, con el fin de obtener una visión general de cuáles equipos aportan con mayor exergía destruida.

1.5.3 Optimización

La optimización se la puede aplicar a modelos empíricos, que se basan en datos experimentales, por lo que para generar estos modelos matemáticos se construyen: redes neuronales artificiales y funciones de regresión multivariable.

- Los modelos de regresión multivariable son una técnica estadística para analizar datos experimentales, en el que generalmente se tratan de explicar la relación que existe entre la variable dependiente y las n variables independientes con sus respectivos coeficientes (Andrés, Ospina, David, & Ospina, 2010).
- Las redes neuronales artificiales son un modelo de procesamiento de información que se inspira en el comportamiento biológico de las neuronas. Es una

herramienta poderosa cuando se tiene una gran cantidad de datos, lo cual es necesario para que la red neuronal pueda crear modelos estadísticos para procesar relaciones no lineales entre los datos de entrada y salida que se suministran (Dacombe, 2017).

Python es un lenguaje de programación sencillo, con un código legible y de fácil acceso, el cual se apoya de múltiples librerías tales como NumPy, scikit-learn pandas, PuLP, etc. PuLP es la librería que permite la optimización de una función lineal a partir de archivos de datos, esta librería maximiza la función utilizando LpMaximize, la cual es una estructura de programación que agrupa varias funciones y propiedades que modelan un problema lineal (Coin-org, 2009).

1.5.4 Control automático

Los controladores son instrumentos utilizados en la industria para regular variables de operación críticas, tales como: temperatura, flujo, presión, velocidad, entre otras, mediante un mecanismo de retroalimentación con lazo de control. Los principales controladores que existen son (Smith & Corripio, 1997):

- Proporcional (P): Es de fácil configuración ya que poseen un solo parámetro de ajuste (k_c), la principal desventaja es que trabaja con un offset (desviación con respecto al valor fijado de control).
- Proporcional Integral (PI): Se utiliza en procesos que no pueden trabajar con una desviación considerable, por lo que además del k_c como parámetro de ajuste, se añade el τ_i que mide el tiempo de respuesta que tarda en controlar la perturbación.
- Proporcional Integral Derivativo (PID): A diferencia del PI, este añade una acción derivativa, es decir que predice hacia dónde se dirige el proceso, y la acción que ejerce es mucho más rápida que los otros controladores mencionados. Cabe destacar que este tipo de controlador es el más preciso y estable.

1.5.5 Producción de café soluble

La producción de café conlleva varias operaciones unitarias entre las cuales está la operación de secado.

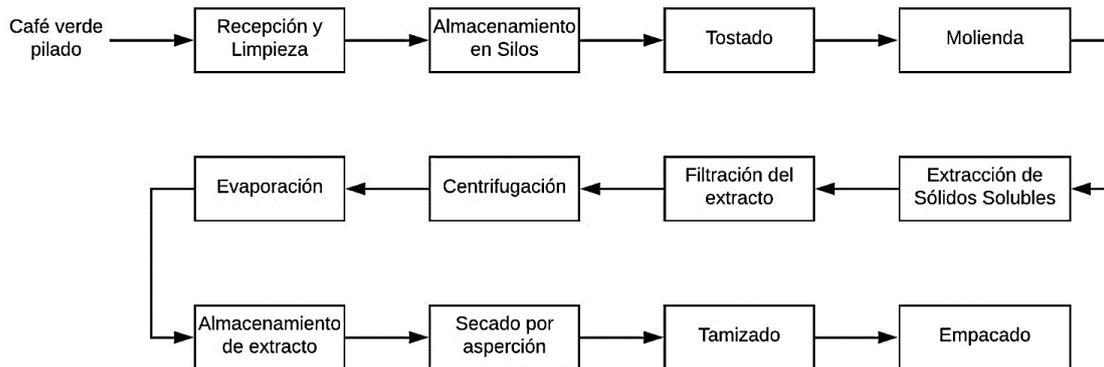


Figura 1.4 Diagrama de bloques de la producción de café soluble.

De acuerdo a la Figura 1.4, hay dos etapas de proceso de secado para la producción de café soluble, en primer lugar, como preparación de materia prima, el secado se usa para alargar el tiempo de vida, con niveles de agua menores al 10% se asegura que no haya actividad microbiológica, para asegurarse de preservar las propiedades organolépticas del café (Geankoplis, 1998). En segundo lugar, el tipo de secador que se utiliza en la producción de café soluble es el secador por spray, ya que permite transformar gotas de extracto de café a polvo, por medio de una corriente de aire caliente. Este equipo permite que la evaporación del agua se dé instantáneamente asegurándose de que las gotas de café no alcancen temperaturas altas y por tanto se asegura de preservar las propiedades organolépticas.

1.5.5.1 Secador Spray

De la Figura 1.5 se puede describir el funcionamiento del secador spray en la industria de café soluble.

El extracto es calentado por medio de un intercambiador de calor de 12°C a 37°C, además, fluye por una bomba de alta presión, lo cual es necesario para la atomización pues se requiere una presión elevada.

Paralelamente, se toma aire ambiente y se lo deshumidifica. Además, el aire se calienta por medio de intercambiadores de calor, de temperatura ambiente a temperaturas que van de 85°C a 180°C. Las gotas de extracto atomizadas entran en contacto con el flujo de aire seco, en la cámara de secado, dando lugar a la transferencia de masa y calor, para poder vaporizar el contenido de agua en el extracto.

El polvo generado cae por gravedad al fondo de la cámara y a su vez entra a una banda vibratoria que tiene como finalidad distribuir el café soluble, retirar la última cantidad de humedad, y de disminuir la temperatura, acto seguido el polvo es tamizado de acuerdo con el tamaño de partícula requerido, para obtener café soluble como producto final a una humedad que va de 2.5% a 3.5%. El café que tiene una mayor granulometría es desechado, y el que tiene una menor granulometría es designado como “polvo fino” el cual es recirculado a la cámara en un 10% del producto final, como requerimiento de diseño del secador spray. El aire de secado que ha ganado humedad pasa por un filtro de mangas cuyo objetivo es recuperar el polvo fino del aire y de expulsar el aire húmedo al ambiente libre de material particulado.

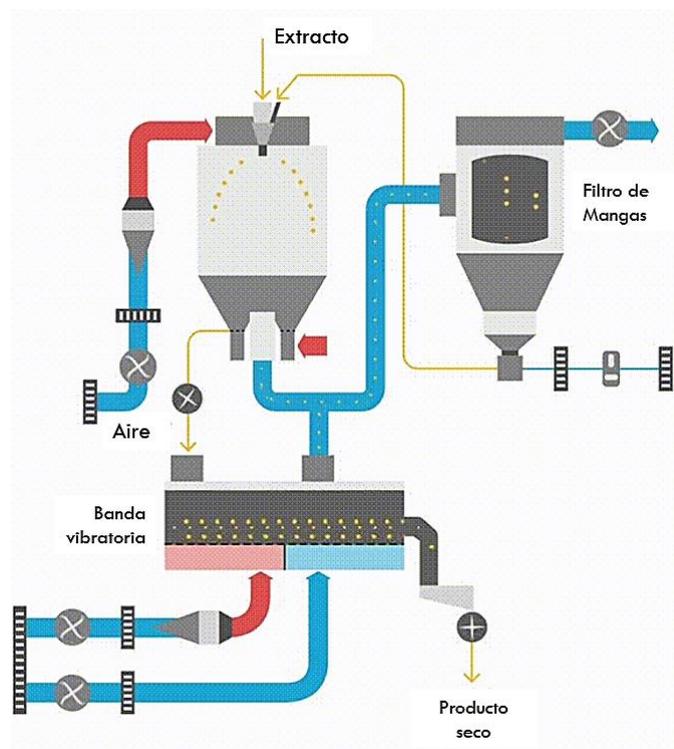


Figura 1.5 Diagrama de flujo de un proceso de secado spray (GEA, 2019).

CAPÍTULO 2

2. METODOLOGÍA

2.1 Análisis energético y exergético

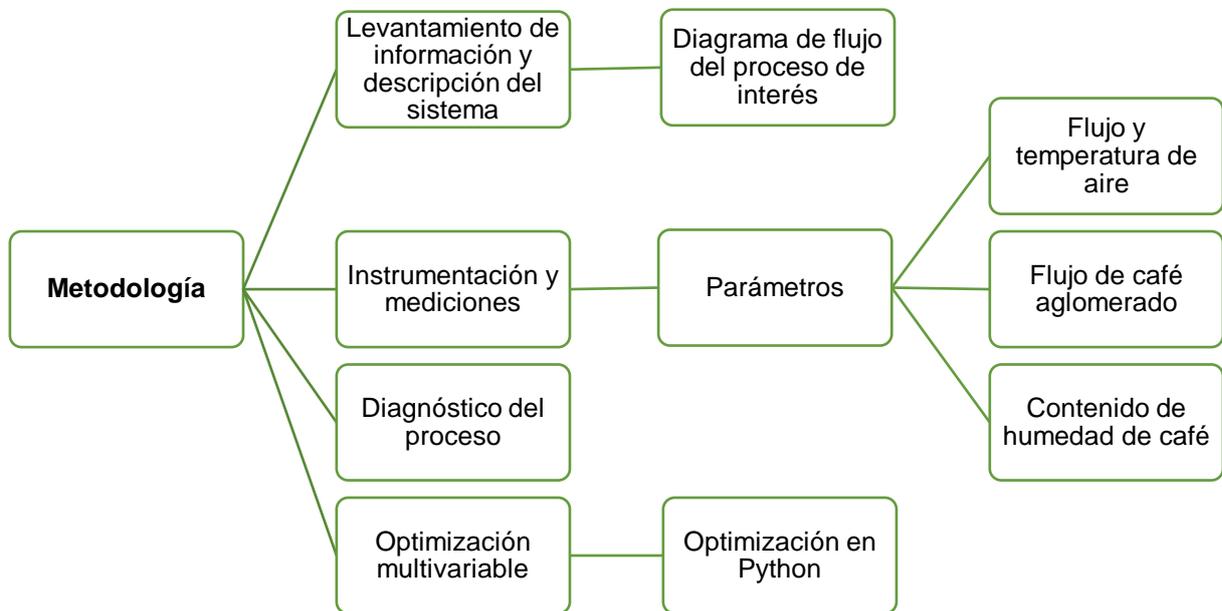


Figura 2.1 Mapa conceptual de metodología a seguir en un análisis energético y exergético (Abreu, 2009).

2.1.1 Levantamiento de información

De las diferentes líneas de producción que cuenta la empresa, se escogió la línea de 10 g para realizar el análisis energético y exergético puesto que a partir de los datos de operación suministrados (hojas de producción) por la empresa del mes de marzo, donde los datos se registraban cada 30 minutos (en total 587 datos) y de la información proporcionada por el gerente de producción, se pudo determinar que ésta era la de mayor demanda. A demás se realizó un análisis del coeficiente de variación para determinar si las condiciones de operación tenían fluctuaciones significativas.

2.1.2 Descripción del sistema y entorno

El proceso de producción de café soluble en polvo se visualiza en la Figura 2.1, la energía necesaria para este proceso es proporcionada mediante vapor producido en una caldera y energía eléctrica. En este sistema se inyecta CO₂ al extracto de café, esta mezcla pasa a través de una bomba con el objetivo de aumentar su presión hasta aproximadamente 62 bar, luego es calentado por medio de un intercambiador, de 12°C a 37°C y es alimentado al secador spray (corriente 6). Para disminuir el contenido de agua en el extracto de café se emplea aire caliente, el cual ha sido deshumidificado y calentado en un rango de 85°C a 180°C. El café en polvo (corriente 26) obtenido después del proceso de secado por aspersion, entra en contacto con aire para enfriarse y ceder calor al aire, acto seguido el polvo es tamizado de acuerdo con el tamaño de partícula requerido, hasta obtener café soluble (corriente 30) con una humedad final de 2.5% a 3.5%. El aire usado para la evaporización del agua en la cámara del secado spray (corriente 33) entra a un filtro de mangas para retirar el material particulado (café fino) y este poder ser recirculado. El aire caliente con alto contenido de humedad sale a la atmósfera libre de material particulado (corriente 38). Para el análisis energético y exergético de los intercambiadores de calor, se consideró el aire a la entrada del intercambiador a condiciones del ambiente y la eficiencia que se calculó es respecto al aire ambiente de entrada y no a las condiciones de salida del deshumidificador (5°C).

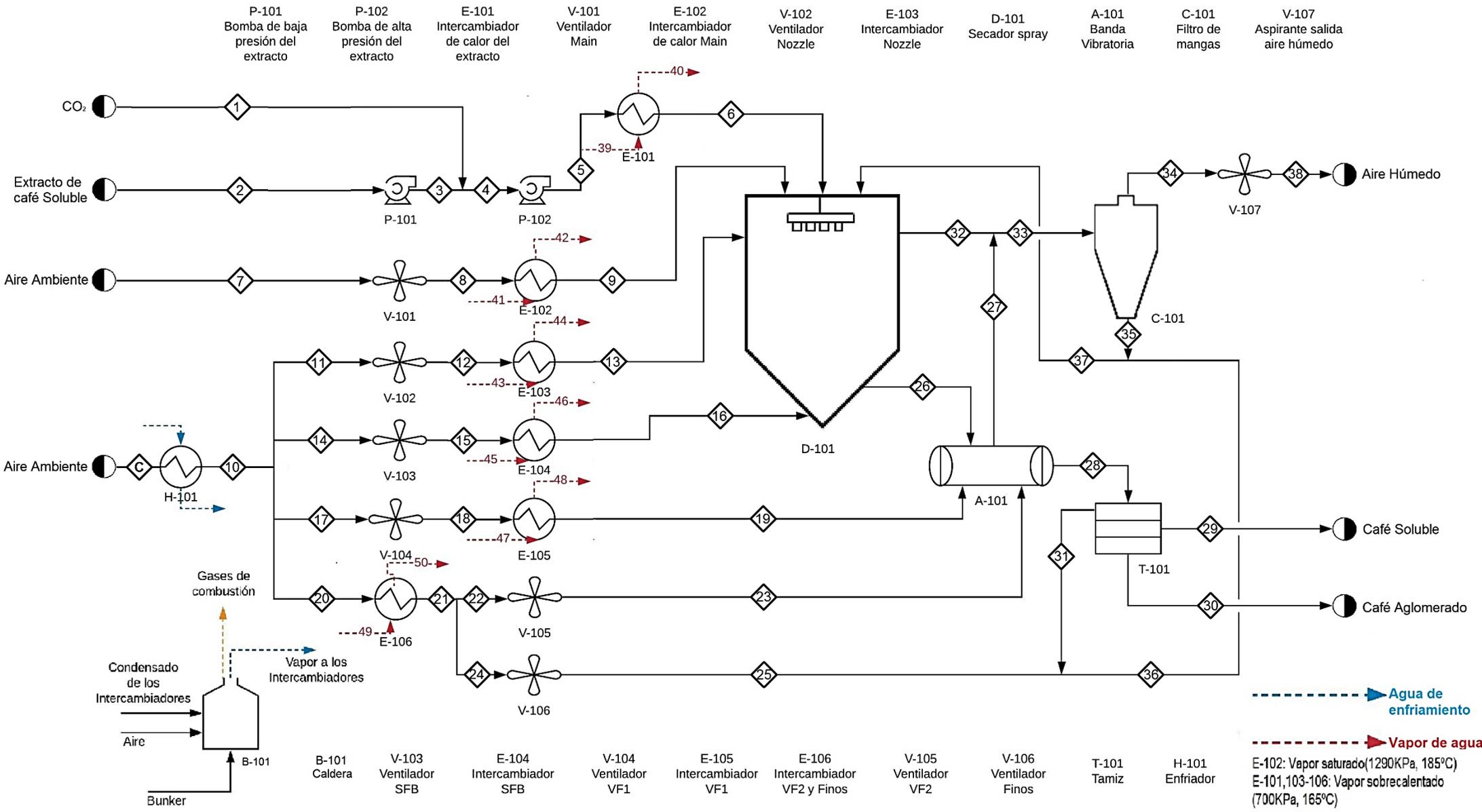


Figura 2.2 Diagrama de flujo del proceso de secado por aspersión de la empresa de café soluble en estudio.

2.1.3 Instrumentación y mediciones

Se realizaron mediciones por triplicado por un total de 5 días no consecutivos de los siguientes parámetros: contenido de humedad a la salida de la cámara del secador spray (corriente 26) y del aglomerado (corriente 29), temperatura y flujo de aire (corriente 19) y flujo de café aglomerado (corriente 29). En la Tabla 2.1 se muestran los equipos empleados para las mediciones antes mencionadas.

Tabla 2.1 Equipos usados para la medición de los parámetros requeridos.

Parámetro	Equipo	Unidad de medida	Especificaciones
Velocidad del aire	Dwyer Series 471 Thermo Anemometer	FPM (Feet per minute)	Rangos de medición de 0 a 15000 FPM con una precisión de ± 5 % (Dwyer Instruments, Inc., 2018).
Temperatura del aire	Dwyer Series 471 Thermo Anemometer	$^{\circ}\text{C}$	Rango de temperatura de -18 $^{\circ}\text{C}$ a 100 $^{\circ}\text{C}$ (Dwyer Instruments, Inc., 2018).
Humedad de café	Termobalanza METTLER TOLEDO HC103 Moisture Analyzer	% MC (Moisture content)	Rango de temperatura: 40 $^{\circ}\text{C}$ a 230 $^{\circ}\text{C}$ Intervalo de humedad recomendado: 1 a 100% MC Incremento de temperatura: 1°C Capacidad máxima: 101 g Método: Termogravimétrico (Nollet, 1996).
Flujo de café	Balanza Digital OHAUS Scout Pro	g	Capacidad 600g, Legibilidad de la báscula 0.01g

2.1.3.1 Mediciones

2.1.3.1.1 Medición de flujo y temperatura de aire

Consistió en ingresar la sonda del anemómetro al orificio de muestreo a diferentes profundidades y se procedió a registrar el valor de velocidad del aire en [FPM] que mostraba la pantalla cuando permanecía constante, luego se realizó el cálculo respectivo para

obtener el valor en unidades de flujo [kg/h], utilizando el dato del diámetro de la tubería. Para la medición de la temperatura se utilizó el mismo equipo y procedimiento anterior, cambiando únicamente la función a medición de temperatura para registrar el dato en [°C].

2.1.3.1.2 Medición del flujo de café aglomerado

Se procedió a retirar la funda en la que se recolecta, y utilizar una funda vacía, paralelamente se inició el cronómetro. Luego de un tiempo considerable se procedió a retirar la funda y se midió la masa de café aglomerado, con este dato de masa y tiempo transcurrido se obtuvo el flujo másico del aglomerado [kg/h].

2.1.3.1.3 Medición del contenido de humedad de café

Se tomó una muestra y se almacenó en una funda plástica hermética, se la llevó al laboratorio de control de calidad y utilizando una termo balanza se determinó el contenido de humedad de las muestras.

2.1.4 Cálculos

Las ecuaciones de balance de masa, energía y exergía fundamentales se llevan a cabo en el sistema, se detallan las expresiones de las eficiencias exergéticas del sistema y de cada equipo. El sistema se encuentra en un estado estable, en general, las ecuaciones de balance de masa, energía y exergía pueden expresarse de la siguiente manera:

Balance de materia:

$$\sum \dot{m}_{in} = \sum \dot{m}_{out} \quad (2.1)$$

Balance de energía:

$$\sum \dot{E}_{in} = \sum \dot{E}_{out} \quad (2.2)$$

en donde:

$$\dot{E} = \dot{m} * h \quad (2.3)$$

reemplazando los términos de energía, la ecuación queda:

$$\sum h_{in}m_{in} + W_{in} + Q_{in} = \sum h_{out}m_{out} + Q_{perdido} \quad (2.4)$$

Ecuación general de eficiencia

$$\eta_{energética} = \frac{\text{energía aprovechada}}{\text{energía suministrada}} * 100 \quad (2.5)$$

La eficiencia energética del sistema se calculó con la siguiente ecuación:

$$\eta_{energética} = \frac{m_{evaporada} * \lambda_{vaporización}}{Q_{total} + W_{total} - h_{gases\ de\ combustión}} * 100 \quad (2.6)$$

Balance de exergía:

$$\sum \dot{E}x_{in} - \sum \dot{E}x_{out} = \sum \dot{E}x_D \quad (2.7)$$

en donde:

$$\dot{E}x = \dot{m} * ex \quad (2.8)$$

$$ex^{ph} = (h - h_0) - T_0(S - S_0) \quad (2.9)$$

$$h - h_0 = Cp(T - T_0) \quad (2.10)$$

$$S - S_0 = Cp \ln\left(\frac{T}{T_0}\right) - R \ln\left(\frac{P}{P_0}\right) \quad (2.11)$$

La exergía del aire, agua y extracto de café se calcularon según las siguientes ecuaciones:

$$\begin{aligned} ex_{aire,i} = & (Cp_{aire} + wCp_{vapor})(T - T_0) \\ & - T_0 \left[(Cp_{aire} + wCp_{vapor}) * \ln\left(\frac{T}{T_0}\right) - (R_{aire} + w R_{vapo:} \right. \\ & * \ln\left(\frac{P}{P_0}\right) \left. \right] - (R_{aire} + w R_{vapor}) \\ & * \left[X_{v,i} * \ln\left(\frac{X_{v,0}}{X_{v,i}}\right) + (1 - X_{v,i}) * \ln\left(\frac{1 - X_{v,0}}{1 - X_{v,i}}\right) \right] \end{aligned} \quad (2.12)$$

$$ex_{agua,i} = (h_{f,i} - h_{g,0}) - T_0(S_{f,i} - S_{g,0}) + R_{vapor}T_0 \ln\left(\frac{1}{X_{v,0}}\right) \quad (2.13)$$

$$ex_{extracto,i} = Cp_{extracto}(T - T_0) - T_0 Cp_{extracto} \ln\left(\frac{T}{T_0}\right) \quad (2.14)$$

Los calores específicos para el agua, aire y extracto de café fueron calculados de acuerdo con las siguientes ecuaciones:

Cp el aire (Moran & Shapiro, 2006):

$$Cp_{aire} \left[\frac{kJ}{kg \cdot K} \right] = (3.653 - 1.337 \times 10^{-3}T + 3.294 \times 10^{-6}T^2 - 1.913 \times 10^{-9}T^3 + 0.2763 \times 10^{-12}T^4) \times \frac{8.31447 \text{ kJ}}{29 \text{ kg}} \quad (2.15)$$

Cp del vapor agua (Moran & Shapiro, 2006):

$$Cp_{vapor} \left[\frac{kJ}{kg \cdot K} \right] = (4.070 - 1.108 \times 10^{-2}T + 4.152 \times 10^{-5}T^2 - 2.964 \times 10^{-9}T^3 + 0.807 \times 10^{-12}T^4) \times \frac{8.31447 \text{ kJ}}{18 \text{ kg}} \quad (2.16)$$

Cp del extracto de café soluble (Telis-Romero, Gabas, Polizelli, & Telis, 2000):

$$Cp_{extracto} \left[\frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right] = 1439.65 + 2633,72 X_w + 1.99 T \quad (2.17)$$

La exergía química del combustible (Bunker) se calculó a partir de las siguientes ecuaciones:

Poder calorífico Superior:

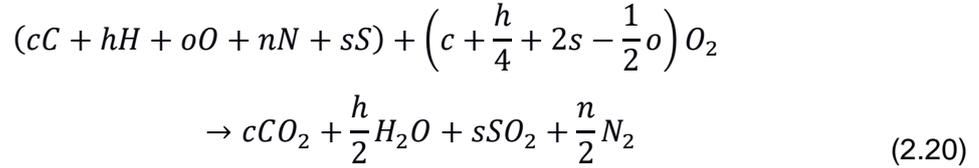
$$PCS \left[\frac{BTU}{lb} \right] = 17672 + 66.6(API) - 0.316(API)^2 - 0.0014(API)^3 \quad (2.18)$$

Poder Calorífico Inferior:

$$PCI \left[\frac{BTU}{lb} \right] = 16792 + 54.5(API) - 0.217(API)^2 - 0.0019(API)^3 \quad (2.19)$$

Exergía química del bunker (A. Bejan, G. Tsatsaronis, 1996):

Reacción de combustión:



Entropía absoluta estimada:

$$\begin{aligned} S_{HFO} \left[\frac{kJ}{kg.K} \right] = c \left[37.1653 - 31.4767e^{(-0.564682\frac{h}{c+n})} \right. \\ \left. + 20.1145\frac{o}{c+n} + 54.3111\frac{n}{c+n} \right. \\ \left. + 44.6712\frac{s}{c+n} \right] \end{aligned} \quad (2.21)$$

Exergía química del Bunker pesado (HFO):

$$\begin{aligned} e_{HFO}^{CH} \left[\frac{MJ}{kg} \right] = (PCS)_{HFO} \\ - T_0 \left[S_{HFO} + \left(c + \frac{h}{4} + 2s - \frac{1}{2}o \right) \bar{S}_{O_2} - c\bar{S}_{CO_2} \right. \\ \left. - \frac{1}{2}h\bar{S}_{H_2O} - s\bar{S}_{SO_2} - \frac{1}{2}n\bar{S}_{N_2} \right] + [c\bar{e}_{CO_2}^{CH} + \frac{1}{2}h\bar{e}_{H_2O}^{CH} \\ + s\bar{e}_{SO_2}^{CH} + \frac{1}{2}n\bar{e}_{N_2}^{CH} - \left(c + \frac{h}{4} + 2s - \frac{1}{2}o \right) \bar{e}_{O_2}^{CH}] \end{aligned} \quad (2.22)$$

La expresión de eficiencia exergética se determinó de la siguiente manera:

Ecuación de eficiencia (general):

$$\eta_{ex} = \frac{\dot{E}x_P}{\dot{E}x_F} \quad (2.23)$$

Ecuación de eficiencia (proceso en estudio):

$$\eta_{ex} = \frac{m_{evaporada} * ex_{agua,aire húmedo salida} + Ex_{café polvo}}{Ex_{Bunker}^{CH} - Ex_{Gases de combustión} + w_{Total} + Ex_{extracto}} * 100 \quad (2.24)$$

Ecuación de Irreversibilidad Relativa (IR):

$$IR = \frac{Ex_{i,destruida}}{Ex_{Total destruida}} * 100 \quad (2.25)$$

Tabla 2.2 Ecuaciones utilizadas para determinar eficiencia exergética de los equipos del sistema.

Equipo	Exergía del producto ($Ex_{product}$)	Exergía del fuel (Ex_{fuel})
Bomba de baja	$E_3 - E_2$	$W_{bomba\ de\ baja}$
Bomba de alta	$E_5 - E_4$	$W_{bomba\ de\ alta}$
Intercambiador de calor Extracto	$E_6 - E_5$	$E_{39} - E_{40}$
Intercambiador de calor Main	$E_9 - E_8$	$E_{41} - E_{42}$
Intercambiador de calor Nozzle	$E_{13} - E_{12}$	$E_{43} - E_{44}$
Intercambiador de calor SFB	$E_{16} - E_{15}$	$E_{45} - E_{46}$
Intercambiador de calor VF1	$E_{19} - E_{18}$	$E_{47} - E_{48}$
Intercambiador de calor VF2	$E_{21} - E_{20}$	$E_{49} - E_{50}$
Ventilador Main	$E_8 - E_7$	$W_{ventilador\ Main}$
Ventilador Nozzle	$E_{12} - E_{11}$	$W_{ventilador\ Nozzle}$
Ventilador SFB	$E_{15} - E_{14}$	$W_{ventilador\ SFB}$
Ventilador VF1	$E_{18} - E_{17}$	$W_{ventilador\ VF1}$
Ventilador VF2	$E_{23} - E_{22}$	$W_{ventilador\ VF2}$
Ventilador Finos	$E_{25} - E_{24}$	$W_{ventilador\ finos}$
Sección de secado	$m_{evaporada} * (E_{32} - E_6)$	$E_6 + E_9 + E_{13} + E_{16}$
Caldero	$E_{vapor\ generado} - E_{agua\ liquida}$	$E_{bunker} - E_{gases\ de\ combustion}$

2.1.5 Supuestos

Los supuestos que se realizan dentro de estos tipos de análisis siempre son necesarios, esto se debe a que los procesos que ocurren en la realidad tienden a ser muy complejos y las simplificaciones que se hagan tienen el objetivo de obtener un modelo termodinámico manejable y que pueda representar de la manera más precisa posible la situación.

Con todo lo mencionado, los principales supuestos que se han hecho son los siguientes:

2.1.5.1 Generales

- El proceso ocurre en estado estacionario, es decir las variables no cambian con respecto al tiempo y por ende quedan de lado problemas del tipo dinámico.
- El signo para trabajo y calor transferido hacia el sistema son considerados positivos.
- El trabajo consumido por los equipos eléctricos, tales como bombas, blowers y motores, son los indicados en las fichas técnicas.
- La presión y los calores perdidos en las tuberías son despreciados.
- Los datos para el análisis energético y exergético para el diagnóstico actual de la empresa fueron tomados del día 18 de junio del presente año.
- Las condiciones de estado muerto coinciden con las condiciones ambientales de Guayaquil, para el mes de marzo del presente año. $T_0 = 27.5$ °C, $P_0 = 101.325$ kPa, $P_{g,0} = 3.708350$ kPa, $P_{v,0} = 2.9387$ kPa, %HR = 80%, $w_0 = 0.0185787$ kg vapor/kg aire seco, $x_{v,0} = 0.029$, $h_{g,0} = 2551.0685$ kJ/kg, $S_{g,0} = 8.5039$ kJ/kg. K
- El poder calorífico superior e inferior del bunker (Heavy Fuel Oil) fue calculado a partir de la gravedad específica encontrada en la literatura (SG=0.98), dando un valor de 40.60 y 42.97 MJ/kg respectivamente (Engineering ToolBox, 2003).
- Las exergías de carácter cinética y potencial de las distintas corrientes que estén entrando o saliendo del volumen de control, se consideran despreciables y esto se debe a que, en la mayoría de los procesos, los cambios en estos tipos de energía resultan insignificantes comparados con los relacionados a los cambios de entalpía de los flujos.
- Para el cálculo de la eficiencia exergética del secador spray, se tomó en cuenta los equipos aledaños: banda vibratoria, tamiz y filtro de

mangas como un sistema global de secado, y se denominó sección de secado.

- El flujo de aire entra a la caldera con un 20% de exceso, y los gases de combustión abandonan la cámara de combustión a 300 °C.

2.1.5.2 Extracto

- El contenido de agua en el extracto de café tiene un valor constante de 55.83%.
- Toda el agua evaporada del extracto es transferida hacia el aire de secado.
- Se asume que la ecuación (2.17) para el cálculo del poder calorífico del extracto de café fue generada a partir de una mezcla de café que tiene las mismas características termodinámicas del café local ecuatoriano, por lo tanto, se comporta de la misma forma.
- Para determinar la exergía química del café se tomó como fórmula molecular $C_{25}H_{28}N_6O_7$ (Medicine, 2019).
- Se consideró que el porcentaje de calor perdido para el intercambiador del extracto (E-101) es igual al calor perdido de los otros intercambiadores.

2.1.5.3 Flujos de vapor

- El vapor utilizado en el intercambiador de calor del aire de secado (E-102) entra como vapor saturado a 185 °C y 1290KPa, según la hoja de especificación del equipo.
- El vapor utilizado en los intercambiadores E-101, E-103-106 entra como vapor sobrecalentado a 165 °C y 700KPa, según las hojas de especificación de los equipos.
- El vapor utilizado en el intercambiador de calor del aire de secado (E-102) sale como líquido saturado a 185 °C y 1290KPa,
- El vapor utilizado en los intercambiadores E-101, E-103-106 sale como líquido saturado a 165 °C y 700KPa.

2.1.5.4 Flujos de aire

- La temperatura del aire de entrada (corriente 7 y 10) se asume igual a la temperatura del estado muerto (referencia).
- La humedad absoluta de la corriente del aire de secado (corriente 9) tiene una humedad absoluta igual a la del estado muerto.
- Las humedades absolutas de las corrientes de aire de salida del deshumidificador (13 ,16 ,19 ,23 ,25) se asumen constantes con un valor de 0.015, 0.015, 0.015, 0.008 y 0.008 kg agua/ kg de aire seco respectivamente según la hoja de especificación del deshumidificador.
- Se asume que el flujo de aire de secado, nozzle, SFB, VF1 y finos (corrientes 9,13,16,19 y 25) son iguales a las especificaciones técnicas para la cámara de secado, porque el equipo que se tiene para registrar el flujo no estaba diseñado para realizar mediciones a altas temperaturas.
- La entrada de aire Nozzle (corriente 13) no se considera en el balance, ya que esta corriente no se involucra en la operación de secado, su objetivo es mantener a determinada temperatura la atomización del extracto.
- La corriente de aire húmedo (corriente 38) sale a condiciones de saturación.

2.1.6 Optimización

El algoritmo de optimización de eficiencia energética y exergética diseñado se muestra en la Figura 2.3. Para realizar las regresiones lineales multivariadas de estas variables, de la humedad y densidad del producto final se utilizó el lenguaje de programación Python, el modelo utilizado fue el de mínimos cuadrados ordinarios. Las variables independientes se muestran en la Tabla 2.3 con sus respectivas restricciones, las cuales fueron definidas por las hojas de diseño de los equipos, excepto por el factor de CO₂, el diferencial de presión y la presión de retorno de finos las cuales se definieron por medio el histórico de producción del mes de marzo de 2019.

Tabla 2.3 Restricciones para cada variable a optimizar.

Parámetro	Unidades	Mínimo	Máximo
Flujo de Extracto	kg/h	490	604
Temperatura salida Extracto (corriente 6)	°C	31.5	39.2
Temperatura salida Main (Corriente 9)	°C	167	184
Temperatura salida SFB (Corriente 16)	°C	90	98
Temperatura salida VF1 (Corriente 19)	°C	81	86
Temperatura salida VF2 (Corriente 21)	°C	25	32
Factor de CO ₂	g/kg	9	18.1
Diferencial de presión de Filtro-Mangas	mbar	0.9	2.6
Presión en la línea de Retorno de finos	mbar	61	115

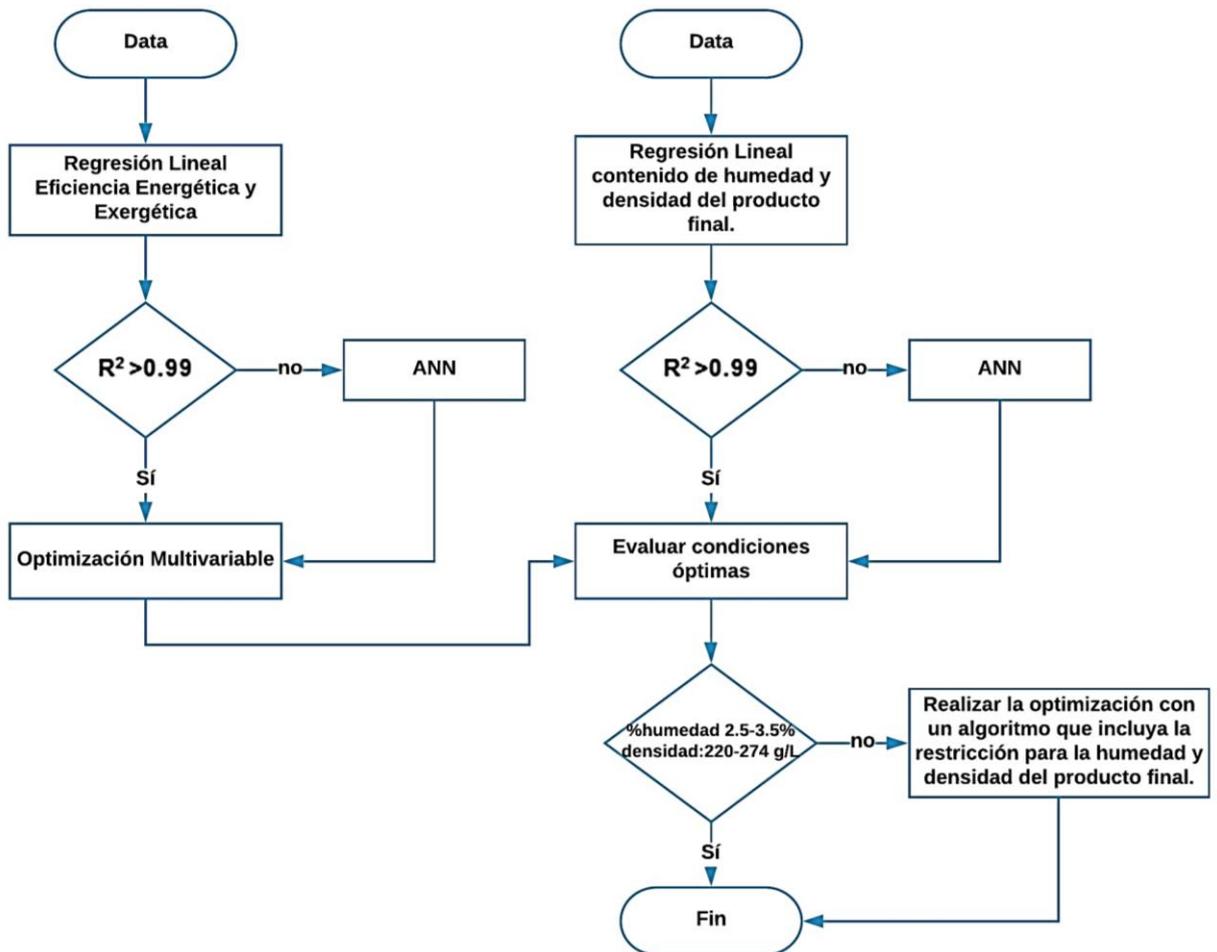


Figura 2.3 Flujoograma para la optimización del proceso.

Para el entrenamiento de las redes neuronales se utilizó el Toolbox Deep Learning, se probaron de 1 a 9 capas con 10 neuronas en cada capa y se utilizó el algoritmo y la función de transferencia sigmoidea logarítmica (LOGSIG) ya que éste requiere poco tiempo de entrenamiento, estas especificaciones son recomendadas tal como muestran estudios anteriores para secadores spray (Aghbashlo, Mobli, Rafiee, & Madadlou, 2012b). Se seleccionó la red neuronal óptima con el menor error de validación cruzada. Los indicadores de desempeño de la red neuronal óptima fueron el coeficiente de determinación (R^2), el error cuadrático medio (MSE) y el error absoluto medio (MAE) (Chegini, Khazaei, Ghobadian, & Goudarzi, 2008). Una vez obtenido los modelos con mayor ajuste, se realizó la optimización multivariable de la eficiencia energética y exergética mediante la herramienta LpMaximize de Phyton.

CAPÍTULO 3

3. RESULTADOS Y ANÁLISIS

De acuerdo con la hipótesis planteada, se realizó un análisis energético y exergético que permitió optimizar las variables que maximizaran las eficiencias energéticas y exergéticas del sistema en estudio.

El análisis energético y exergético del sistema de secado spray de la línea de producción de 10 g, utilizando bunker como fuente de energía, fue llevado a cabo a partir de los datos de las hojas de producción del mes de marzo del presente año, los cuales fueron analizados estadísticamente utilizando como criterio el coeficiente de variación, esto permitió determinar que los datos para cada variable no eran estadísticamente diferentes unos de otros, siempre y cuando el CV esté por debajo del 20% (datos con precisión aceptable) (Departamento administrativo nacional de estadística, 2008). Sin embargo, la presión de vacío de la cámara de secado tuvo un CV del 55% (Tabla 3.1), esto se debió a que la cámara no permanecía constantemente al vacío, porque existía una compuerta que permitía la salida del café soluble, provocando la entrada de aire ambiente y descompensando la presión de la cámara.

Además, se realizaron mediciones de flujo de aire y humedad del café para calcular las propiedades termodinámicas del proceso de secado por aspersión como se muestran en el Anexo 1.

Tabla 3.1 Análisis de los datos de operación del mes de marzo

DESCRIPCIÓN DE LOS PARÁMETROS OPERACIONALES	Unidades	MIN	MAX	DESV	MEDIA	CV [%]
Presión del extracto luego de la bomba baja presión (P-101)	bar	7.5	7.5	0	7.5	0.0
Factor CO ₂	g/kg	6.8	18.1	2	12.7	12.3
Flujo de CO ₂	L/min	6.73	10.99	1	7.8	11.0
Flujo de Extracto	kg/h	489	604	13	583.0	2.2
Temperatura del Extracto a la salida del intercambiador (E-101)	°C	31.5	39.9	2	36.1	4.3
Presión del extracto luego de la bomba alta presión (P-102)	Bar	39	83	7	55.1	12.8

DESCRIPCIÓN DE LOS PARÁMETROS OPERACIONALES	Unidades	MIN	MAX	DESV	MEDIA	CV [%]
Temperatura del aire de secado a la salida del intercambiador (E-102)	°C	167	185	3	179.1	1.6
Temperatura del aire a la salida de la cámara	°C	87	98	2	93.6	2.1
Diferencial de presión de filtro de mangas	mbar	0.9	2.8	0.20	1.7	11.4
Presión de vacío de la cámara	mbar	-1.6	0	0.31	-0.6	55.9
Temperatura del aire a la salida del intercambiador del Nozzle (E-103)	°C	59	60	0.04	60.0	0.1
Temperatura del aire a la salida del intercambiador SFB (E-104)	°C	90	98	2	93.6	1.7
Temperatura del aire a la salida del intercambiador VF1 (E-105)	°C	80	88	1	85.0	0.7
Temperatura del aire a la salida del intercambiador VF2 (E-106)	°C	25	32	1	28.5	3.6
Presión en la línea de retorno de los finos	mbar	59	115	13	80.2	15.6

Se midieron aquellas variables faltantes para el análisis energético y exergético, obteniéndose como resultado los datos que se observan en la Tabla 3.2. En promedio se obtuvo flujo del aglomerado 0.0108 kg/h, contenido de humedad del café en la banda vibratoria 2.86%, contenido de humedad del café aglomerado 5.25%. En el caso del flujo de aire a la salida del intercambiador VF2 (E-106) el promedio fue de 1236 kg/h, como se observa en la Figura 3.1 no hay una dispersión considerable entre los datos medidos y la especificación de diseño del equipo, por lo que se usó el valor de especificación (1100 kg/h) para los cálculos de análisis, ya que solo existía un 12.3% de error y con el objetivo de trabajar con una misma procedencia de datos, ya que los otros flujos de aire que entran a la cámara de secado fueron tomados de los datos de especificación de diseño.

Tabla 3.2 Resultados de las mediciones.

Variable	Unidades	Día 1	Día 2	Día 3	Día 4	Día 5
Flujo de aglomerado	kg/h	0.0112	0.0137	0.00865	0.01269	0.00778
Flujo de aire a la salida del intercambiador VF2 (E-106)	kg/h	1212	1216	1265	1234	1256
Contenido de humedad café banda vibratoria	%	2.68%	3.04%	2.81%	2.85%	2.93%
Contenido de humedad café aglomerado	%	5.15%	5.61%	5.20%	5.39%	4.92%

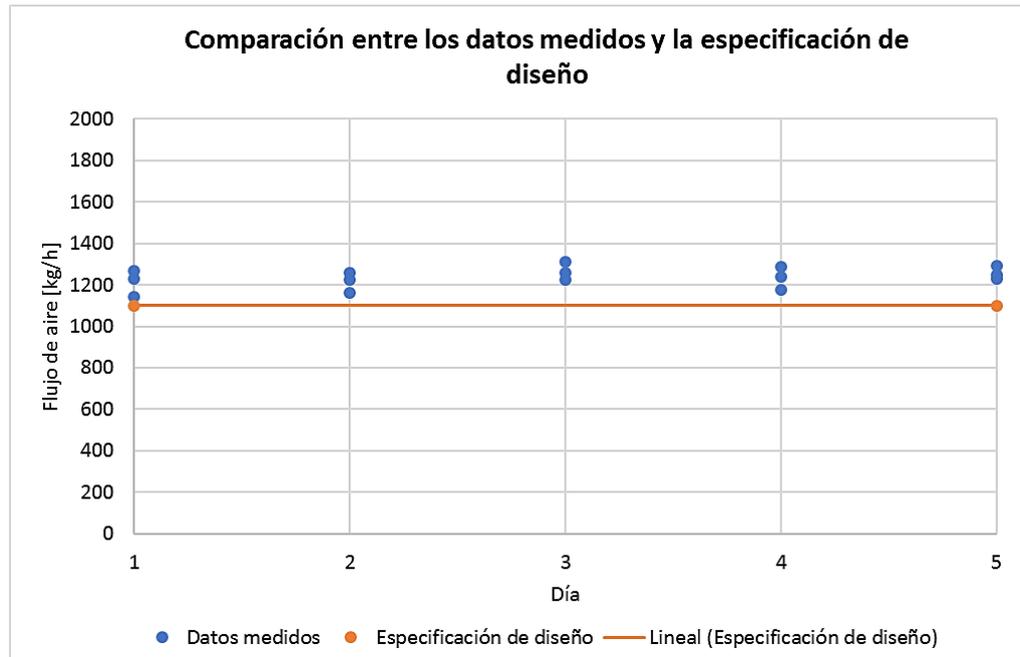


Figura 3.1 Comparación entre los datos de flujo medidos a la salida del intercambiador VF2 (E-106) con la especificación de diseño.

Con respecto al consumo eléctrico se estimó un total de 308.12 MJ/h para todo el sistema como se aprecia en la Figura 3.2, en el cual el Aspirante (V-107) representa un mayor consumo (108 MJ/h). Referente al consumo de calor en la Figura 3.3 por parte de los intercambiadores, se puede notar que el intercambiador del aire de secado (E-102) es el que mayor calor requiere (1586 MJ/h).

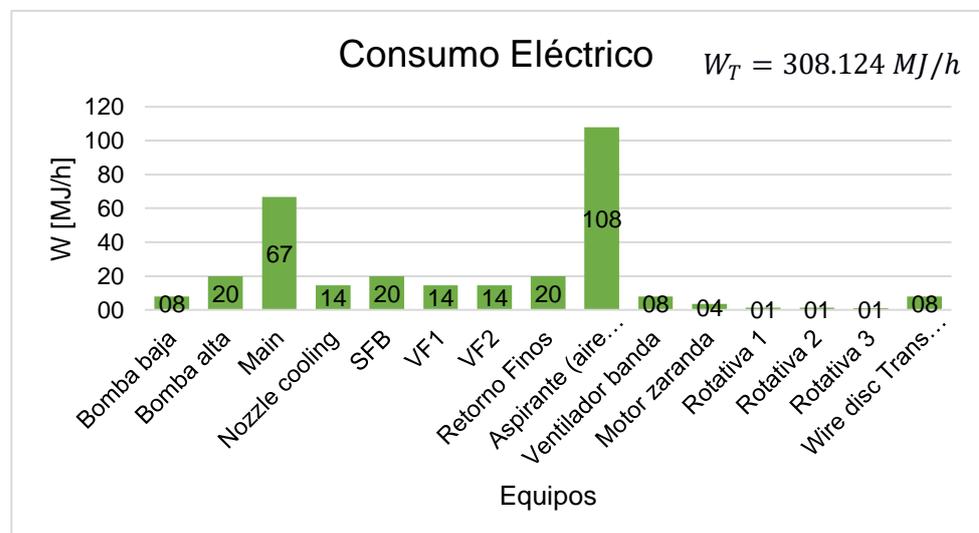


Figura 3.2 Consumo eléctrico de los equipos involucrados en la producción de café soluble.

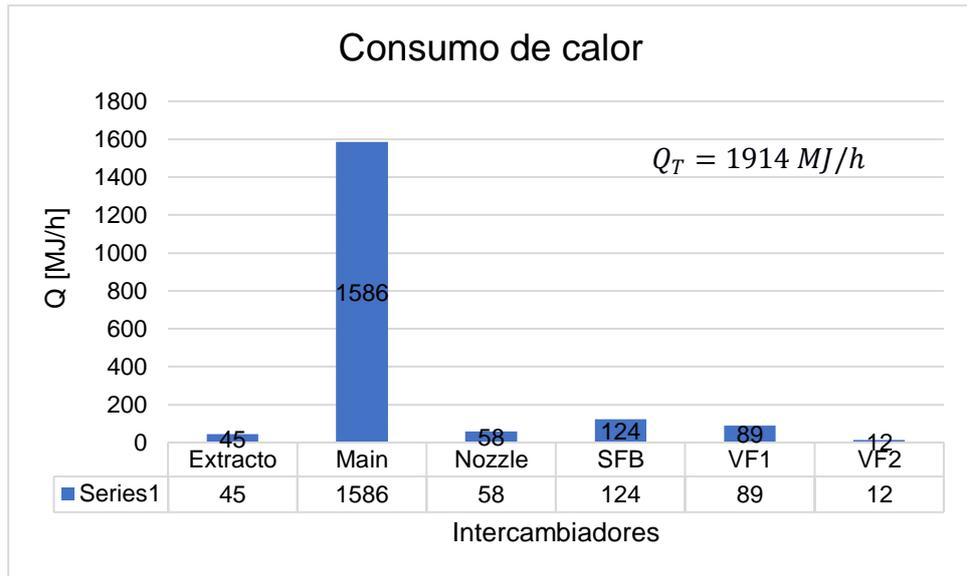


Figura 3.3 Consumo de calor de los intercambiadores de calor.

Los resultados de las fracciones de energía pérdidas de los equipos involucrados en el proceso se muestran en la Figura 3.4. De acuerdo a estos resultados, el caldero contribuye a una alta pérdida de energía en el sistema (44.52%), ya que el combustible que ingresa al mismo posee una alta cantidad de energía atribuida a su poder calorífico, en estudios anteriores se ha estimado que la eficiencia energética de las calderas esta entre 63% y 70% (Westerdal, Rights, & Copyright, 2018) esto quiere decir que aproximadamente un tercio de la energía suministra es desaprovechada, por lo expuesto, tiene sentido mencionar que la caldera del sistema de producción de café soluble sea de los equipo que más aporta a las pérdidas energéticas. La sección de secado contribuye a éstas pérdidas en 45.98%, tal como se muestra en otros estudios se ha determinado que la pérdidas energéticas de los sistemas de secado esta entre 60.9% y 73% (Branch, Sciences, & Science, 2015).

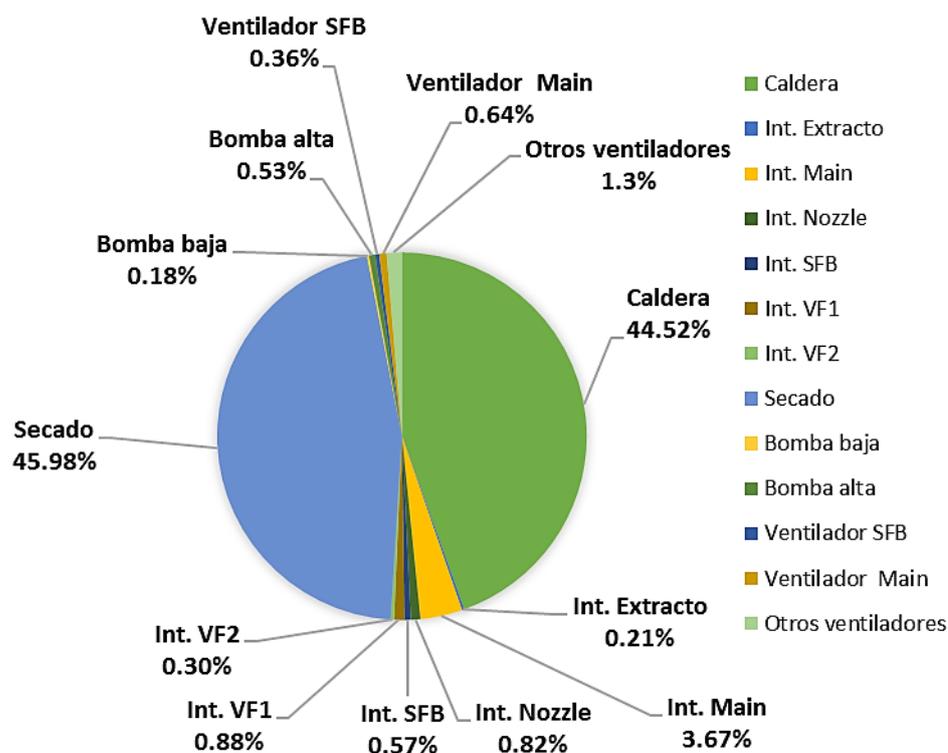


Figura 3.4 Fracción de energía perdida de los equipos involucrados en la producción de café soluble.

La eficiencia exergética para cada equipo fue estimada como se muestra en la Tabla 3.3 a partir de las ecuaciones de la Tabla 2.1 Las bombas tienen una eficiencia exergética de 32.2% (P-102) y 81.3% (P-101), los ventiladores desde 3.4% a 49.3%, intercambiadores desde 0.13% a 54.2%, sistema de secado 13.4% y el caldero 50.7% Otros estudios señalan que la eficiencia exergética para estos equipos son: bombas entre 19% a 55.7%, ventiladores entre 1.3% a 48.9%, intercambiadores 9.7% a 66.6%, sección de secado de 4.1% a 56.2% (Branch et al., 2015) (Yildirim & Genc, 2017), caldero 24.9% a 68.3% (Agung Pambudi et al., 2017) (Saidur, Ahamed, & Masjuki, 2010).

Tabla 3.3 Exergía destruida e indicadores de exergéticos para los equipos del sistema y para el sistema global.

Equipos	$\dot{E}x_p \left[\frac{MJ}{h} \right]$	$\dot{E}x_f \left[\frac{MJ}{h} \right]$	$\dot{E}x_D \left[\frac{MJ}{h} \right]$	$\eta_{ex} [\%]$	IR [%]
Bomba baja	6.44	7.92	1.48	81.3%	0.07%
Bomba alta	6.37	19.80	13.43	32.2%	0.64%
Intercambiador de calor Extracto	33.14	131.95	98.81	25.1%	4.67%
Intercambiador de calor Main	294.38	542.87	248.48	54.2%	11.75%
Intercambiador de calor Nozzle	1.79	18.17	16.38	9.8%	0.77%
Intercambiador SFB	11.39	38.93	27.53	29.3%	1.30%
Intercambiador VF1	5.53	27.90	22.37	19.8%	1.06%
Intercambiador VF2	0.00	3.89	3.89	0.13%	0.18%
Ventilador Main	33.20	66.60	33.40	49.9%	1.58%
Ventilador Nozzle	3.23	14.40	11.17	22.4%	0.53%
Ventilador SFB	5.17	19.80	14.63	26.1%	0.69%
Ventilador VF1	3.50	14.40	10.90	24.3%	0.52%
Ventilador FV2	3.42	14.40	10.98	23.8%	0.52%
Ventilador Finos	0.67	19.80	19.13	3.4%	0.90%
Secado	48.65	363.15	314.50	13.4%	14.88%
Caldero	1304	2570.80	1266.80	50.7%	59.93%
Sistema	280.14	2960.97	2680.83	9.5%	

Adicionalmente como se aprecia en la Figura 3.5 el caldero presenta mayor Irreversibilidad Relativa (IR), seguido de la sección de secado y el intercambiador de calor del aire de secado, esto quiere decir que el caldero es el que contribuye de manera más significativa a la destrucción de exergía en el sistema. En estudios anteriores se observa que los equipos que mayor porcentaje de exergía destruida son: caldera (76.8% IR) (Aljundi, 2009) e intercambiador de calor (68% IR) (Al-Muslim et al., 2003).

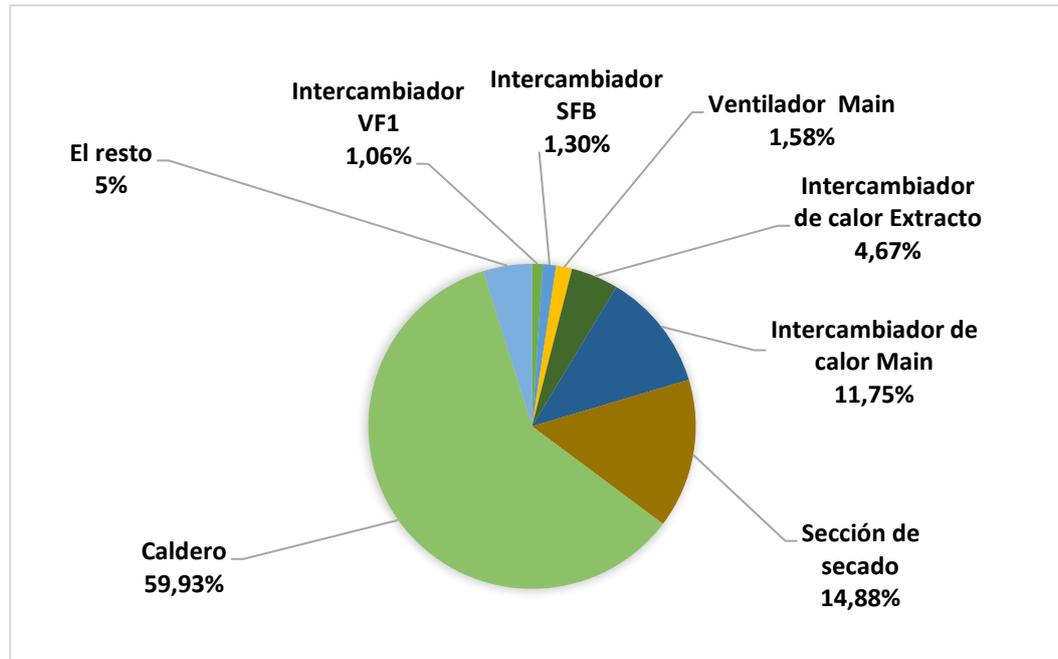


Figura 3.5 Fracción de exergía destruida de los componentes del sistema (IR).

De acuerdo con las Figura 3.4 y Figura 3.5 se puede establecer una relación en las que el caldero y la sección de secado son de los equipos con mayores pérdidas de energía y destrucción de exergía. Sin embargo, esta relación no siempre ocurre, en el caso del intercambiador del aire de secado (E-102), posee alta destrucción de exergía, pero no de energía, esto se puede deber a que la energía perdida solo relaciona la entalpía de las corrientes, sin embargo, la exergía destruida toma en cuenta la entalpía y la entropía. En el caso del (E-102) el cambio de entropía es considerable, por lo que la exergía destruida se hace más grande a diferencia del calor perdido, en cambio el término de entropía para la exergía destruida del secador y el caldero no contribuye significativamente (Creyx, Delacourt, Morin, Lalot, & Desmet, 2016). Tal como se muestra en un análisis energético y exergético realizado en una planta de producción de vapor en Jordania, se encontró que el calor perdido por parte de la caldera fue de 6.24% mientras que la fracción de exergía destruida (IR) fue de 76.75% (Aljundi, 2009).

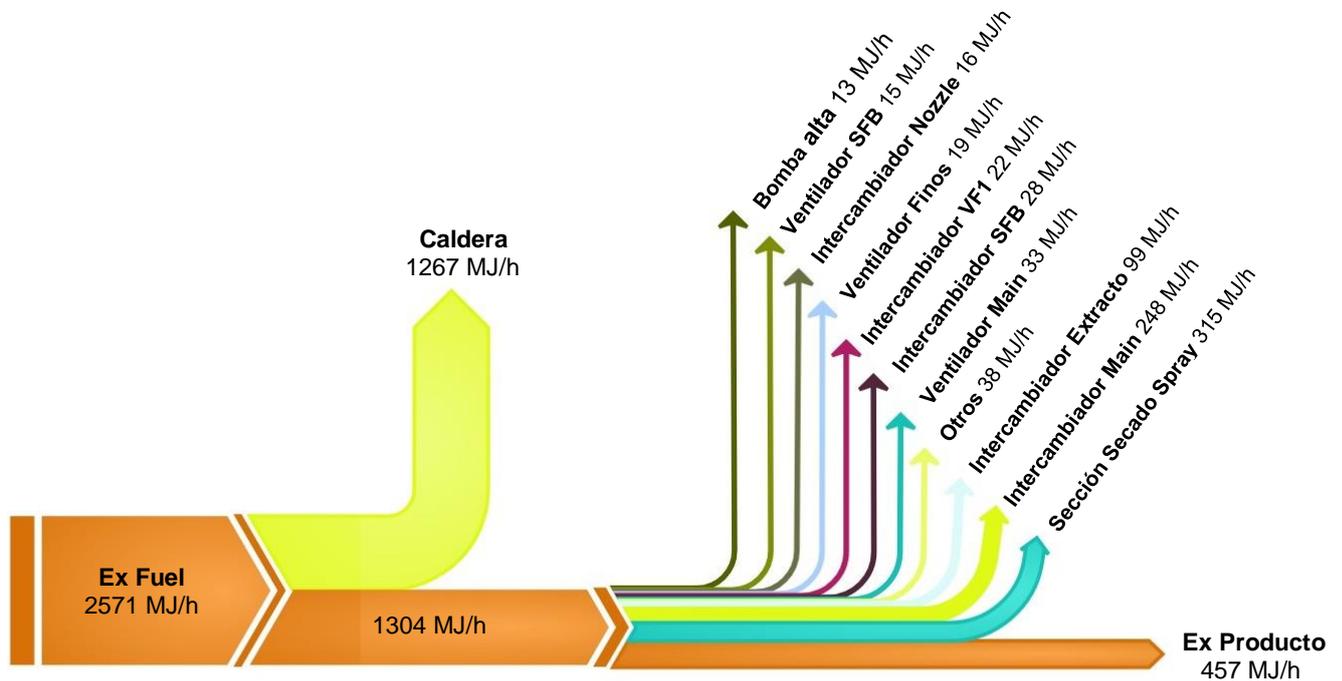


Figura 3.6 Diagrama de Grassmann para la producción de café soluble por spray.

Con el diagrama de Grassmann de la Figura 3.6 se puede corroborar que la caldera, la sección de secado y el intercambiador del aire de secado (Main), presentan mayor exergía destruida con 1267 MJ/h, 315 MJ/h y 248 MJ/h respectivamente.

Conforme a la literatura, las posibles causas para la exergía destruida en un intercambiador se deben: al fenómeno de convección entre el aire y las paredes del intercambiador de calor como una primera limitante (Creyx et al., 2016), alto incremento de temperatura del flujo que ingresa al intercambiador (Al-Muslim et al., 2003). Según estudios anteriores en un intercambiador de calor que realiza un incremento importante de temperatura, se puede aumentar la eficiencia exergética mediante la separación del equipo en dos secciones o etapas, en las cuales se trabaje a diferenciales de temperaturas más pequeños, aumentando la eficiencia exergética de 50.5% a 76.6% (Al-Muslim et al., 2003).

En estudios anteriores, las posibles causas para la alta exergía destruida en una caldera se deben: alta temperatura de la llama, combustión incompleta, diferencia relativamente alta de la temperatura entre el vapor generado y los gases de combustión y de manera general el proceso de combustión aporta en la destrucción de exergía (Ahmadi & Toghraie, 2016) (Saidur et al., 2010). Se puede reducir la exergía destruida de una caldera: disminuyendo el diferencial de temperatura de los gases de combustión y

el vapor producido, aislando la cámara de combustión, controlando que el exceso de aire se encuentre a niveles óptimos y, aprovechando la energía que tienen los gases de combustión en otro proceso (Ahmadi & Toghraie, 2016).

La eficiencia energética y exergética para todo el sistema fue calculado con las ecuaciones (2.6) y (2.24) dando como resultado 19.20% a 25.07% y 7.98% a 9.37% respectivamente. Estos resultados son similares con artículos encontrados en la literatura en los que se ha realizado un estudio termodinámico de un secador spray, tales como:

- Producción de queso en polvo: Se obtuvo una eficiencia energética y exergética de 9.46% a 21.61% y 2.66% a 6.00% respectivamente (Erbay & Koca, 2012).
- Microencapsulación de aceite de pescado: Se obtuvo una eficiencia energética y exergética de 7.48% a 8.54% y 5.25% a 7.42% respectivamente (Aghbashlo, Mobli, Rafiee, & Madadlou, 2012a).
- Producción de pure de cereza: Se obtuvo una eficiencia energética y exergética de 27.0% a 39.1% y 26.7% a 32.9% respectivamente (Branch et al., 2015).

La eficiencia exergética y energética para el sistema en estudio es baja debido a que en este proceso se ven involucrados equipos con altos consumos de energía, tales como: intercambiador del aire de secado que lleva a altas temperaturas un flujo de 9922 kg/h, así mismo los flujos de entrada necesarios para el proceso de secado son siete; uno de extracto y el resto de aire, que son calentados y transportados mediante ventiladores y bombas, consumiendo altos niveles de energía eléctrica. El sistema en estudio utiliza como principal fuente de energía bunker (energía de alta calidad) el cual es quemado para generar vapor (energía de baja calidad respecto al bunker) con el objetivo de calentar corrientes de aire a determinadas temperaturas. La razón de considerar el análisis a partir del bunker y no del vapor es para obtener un resultado más ajustado a la realidad, ya que la energía comienza a desaprovecharse desde la quema de bunker.

Para incrementar el desempeño del sistema, se realizó una optimización de maximización a la expresión de eficiencia energética y exergética que se obtuvo a partir de una regresión lineal (Tabla 3.4) con el fin de obtener variables de operación que optimicen las eficiencias, estas regresiones tuvieron coeficientes de determinación cercano a uno, lo cual significa que el modelo predice de manera muy cercana la realidad, obteniéndose los resultados como se muestran en la Tabla 3.5. Respecto a las ecuaciones resultantes de la regresión lineal, se analizó los coeficientes de aquellas variables que tenían mayor incidencia: temperatura del aire a la salida del intercambiador (E-102), flujo del extracto y factor de CO₂. La temperatura de aire a la salida del E-102, afecta considerablemente la eficiencia, ya que usualmente a menor temperatura del aire a la entrada de la cámara de secado, mayor será la eficiencia del equipo (Aghbashlo et al., 2012a), al incrementar el flujo del extracto disminuye el consumo de energía ya que habría mayor cantidad de agua evaporada para un mismo flujo de entrada de aire caliente (Erbay & Koca, 2012), el CO₂ en este proceso es importante ya que permite disminuir la densidad de las gotas del extracto de café atomizadas, permitiendo un mayor tiempo de residencia entre las gotas y el aire caliente, favoreciendo la transferencia de masa, sin embargo el factor de CO₂ debe ser controlado ya que a valores muy elevados generarían burbujas más grandes en el extracto impidiendo la evaporación del agua, favoreciendo la transferencia del CO₂ al aire.

Tabla 3.4 Ecuaciones de regresión lineal para la optimización de la eficiencia energética y exergética.

Modelo empírico	R ²
$\eta_{ex} = 14,04 + 7,85 \times 10^{-3} * FEx - 4,82 \times 10^{-2} * T Main - 4,41 \times 10^{-3} * T SFB$ $- 7,70 \times 10^{-3} * T VF1 + 1,25 \times 10^{-3} * T VF2 + 1,50 \times 10^{-4} * T Ex$ $- 6,50 \times 10^{-3} * FCO_2 - 5,84 \times 10^{-3} * Pm + 1,53 \times 10^{-5} * Prfinos$	0.996
$\eta_{energética} = 28,37 + 4,12 \times 10^{-2} * FEx - 1,42 \times 10^{-1} * T Main - 3,26 \times 10^{-2} * T SFB$ $- 7,24 \times 10^{-3} * T VF1 + 1,73 \times 10^{-3} * T VF2 - 4,79 \times 10^{-4} * T Ex$ $+ 2,2 \times 10^{-2} * FCO_2 + 1,21 \times 10^{-2} * Pman + 4,06 \times 10^{-5} * Prfinos$	0.997

Tabla 3.5 Valor de variables óptimas obtenidas.

Parámetro	Unidades	Valor Óptimo
Flujo de Extracto	kg/h	604
Temperatura salida Extracto (corriente 6)	°C	39.2
Temperatura salida Main (Corriente 9)	°C	167
Temperatura salida SFB (Corriente 16)	°C	90
Temperatura salida VF1 (Corriente 19)	°C	81
Temperatura salida VF2 (Corriente 21)	°C	32
Factor de CO ₂	g/kg	9.0
Diferencial de presión de Filtro-Mangas	mbar	0.9
Presión en la línea de Retorno de finos	mbar	115

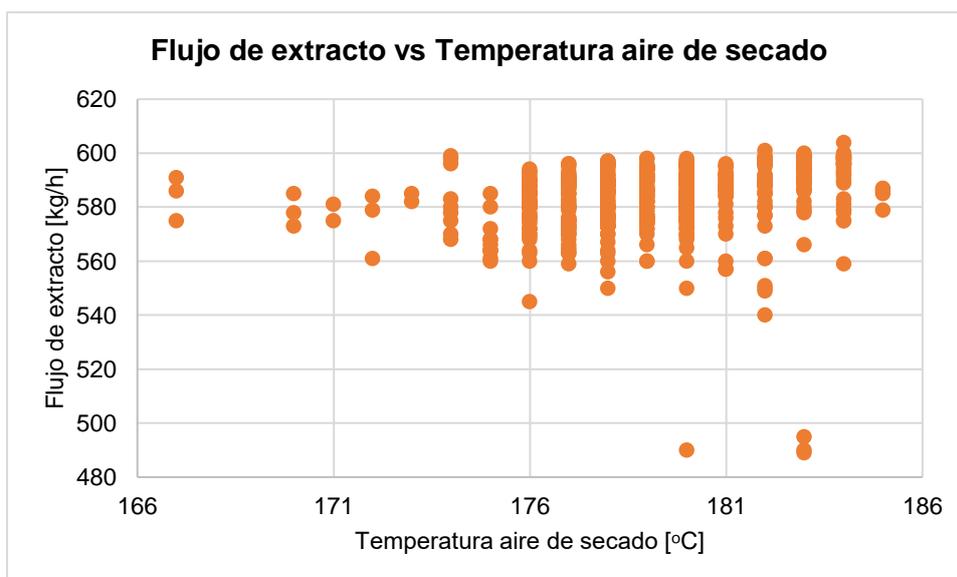


Figura 3.7 Datos históricos del flujo de extracto vs temperatura del aire de secado a la salida del intercambiador (E-102).

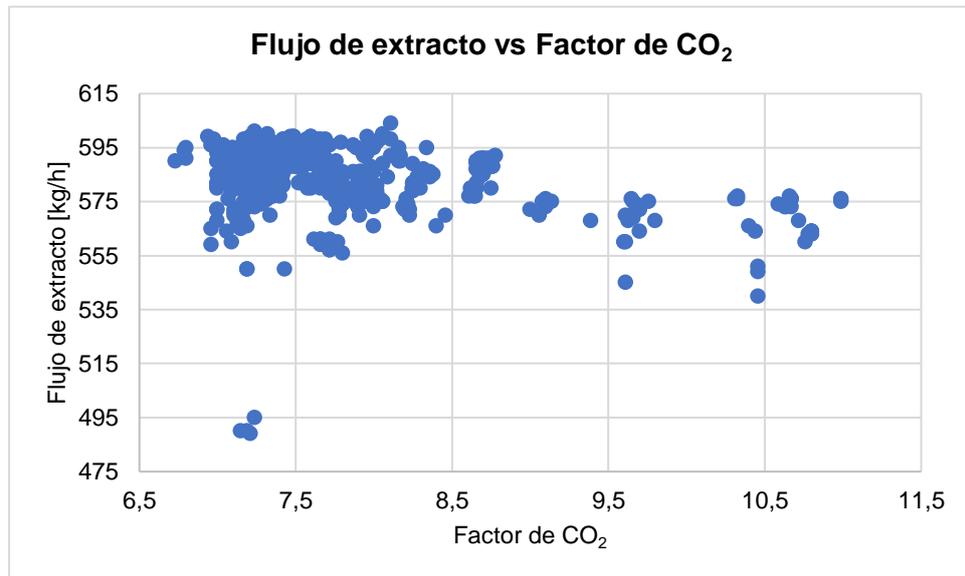


Figura 3.8 Datos históricos del flujo de extracto vs factor de CO₂.

De acuerdo con la Figura 3.7, se puede observar que históricamente se ha llegado a operar con un flujo de 586 a 591 kg/h a 167 °C, por lo que se puede apreciar que se ha trabajado a flujos altos de extracto y temperaturas del aire de secado relativamente bajas, lo cual son condiciones similares a las variables óptimas obtenidas. Caso semejante ocurre con la relación entre el flujo de extracto y factor de CO₂ (Figura 3.8) en el cual se ha trabajado con un flujo de extracto de 592 kg/h y 8.78 g/kg como factor de CO₂. Por lo cual, se valida que es posible trabajar con la combinación de variables óptimas.

Con los resultados de la optimización se procedió a verificar si el contenido de humedad y densidad del producto (café soluble), los cuales son un parámetro crítico, se encontraban dentro de las especificaciones. Se realizó una regresión lineal para el contenido de humedad y la densidad, sin embargo, el R² indicó que las variables no tienen una relación lineal para explicar el contenido de humedad y densidad, por lo cual se entrenó una red neuronal en Matlab debido a que en artículos utilizan esta herramienta para modelar secadores spray (Aghbashlo et al., 2012b).

Se realizó la red neuronal con dos capas y 10 neuronas en cada una, como se explicó en la metodología, para el caso de la densidad el R^2 resultante fue de 0.8007, por lo que el modelo matemático obtenido posee una buena aproximación, obteniéndose como resultado 233.65 g/L al evaluar las variables óptimas, lo cual está dentro del rango establecido. Sin embargo, fue evidente que para el contenido de humedad el R^2 resultante fue de 0.528, el cual es muy lejano a 1 por lo que se procedió a probar con distintos números de capas como se puede observar en la Tabla 3.6, donde se corroboró que el número de capas ideal fue de dos.

Tabla 3.6 Coeficiente de determinación para diferentes capas en una ANN para el contenido de humedad.

Número de Capas ANN	R^2
2	0.5285
3	0.2413
4	0.4312
5	0.1215
6	0.2695
7	0.3593
8	0.1915
9	0.2576

Se observa en la Figura 3.9 que el modelo para el contenido de humedad tiene limitaciones y al evaluar las condiciones óptimas de operación puede dar un falso positivo, ya que aparentemente cumple con el rango, sin embargo, puede ocurrir un escenario en que la humedad sea demasiada baja, lo que incide directamente en que el producto tenga una densidad menor, y por ende un peso más bajo, lo que afectaría en el envasado del producto para la venta.

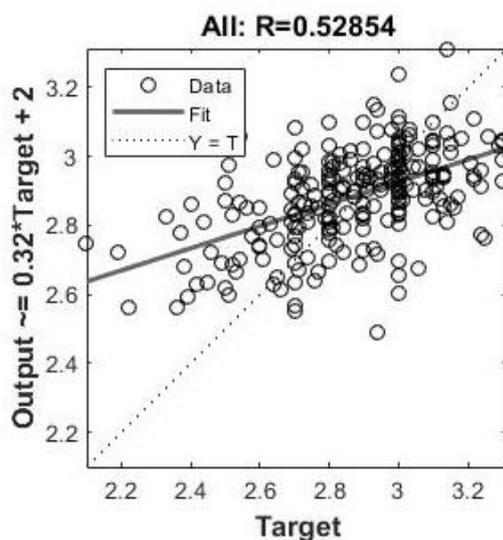


Figura 3.9 Predicción del contenido de humedad (output) versus los valores medidos del contenido de humedad en el café soluble

Se reemplazó el valor de las variables óptimas en la red neuronal para el contenido de humedad, se obtuvo como resultado 2.89% el cual se encuentra dentro del rango de calidad del producto final que está entre 2.5% a 3.5%.

Mediante el algoritmo de optimización se obtuvieron eficiencias energéticas y exergéticas de 26.32% y 9.70% respectivamente. A partir de estos resultados se evaluó de qué manera disminuían las pérdidas de energía (Figura 3.10 y Figura 3.11) en específico para los equipos que contribuían a las mayores pérdidas en el sistema, en el que se determinó una reducción en las pérdidas de energía de 7.14% la caldera de y de 5.95% para la sección de secado.

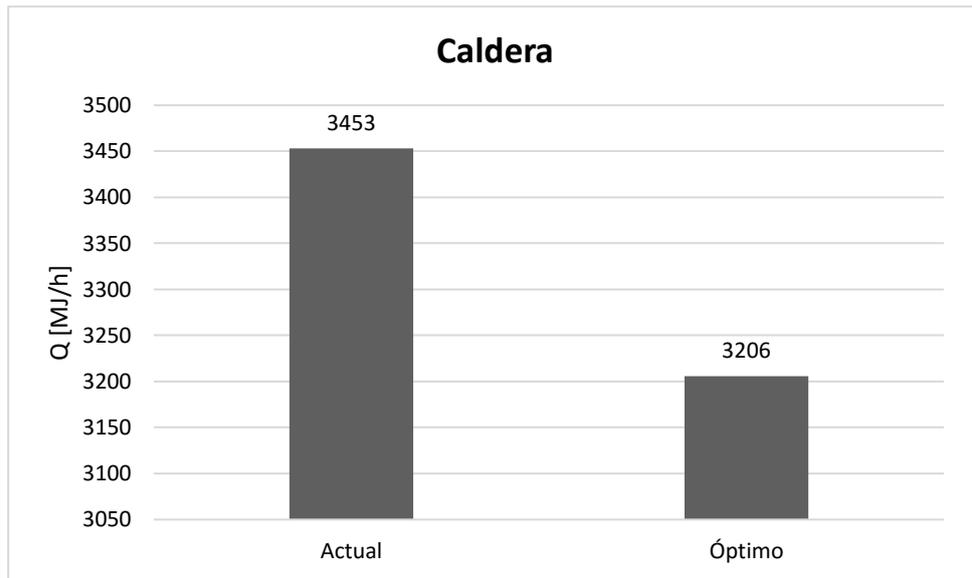


Figura 3.10 Consumo de energía actual vs proyección para la caldera.

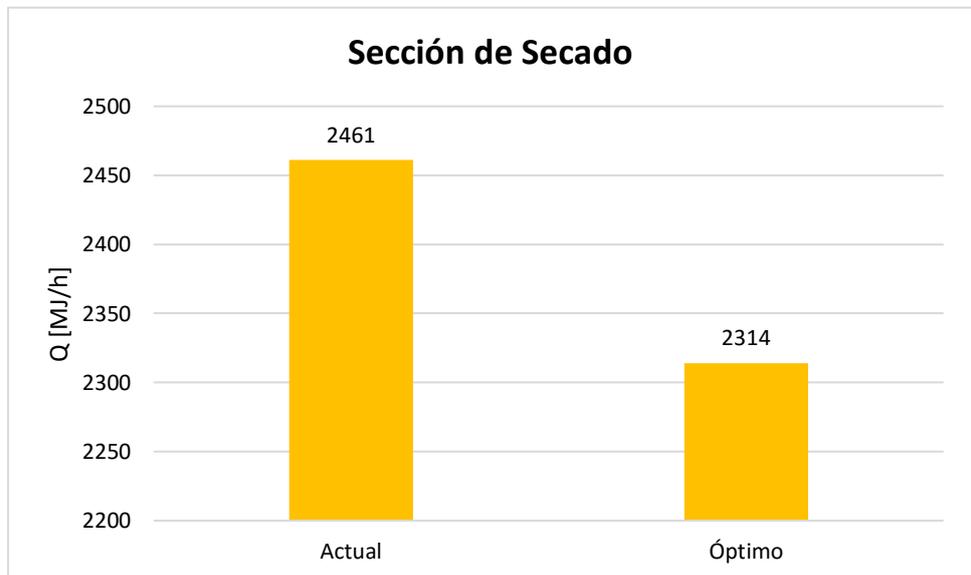


Figura 3.11 Consumo de energía actual vs proyección de la sección de secado.

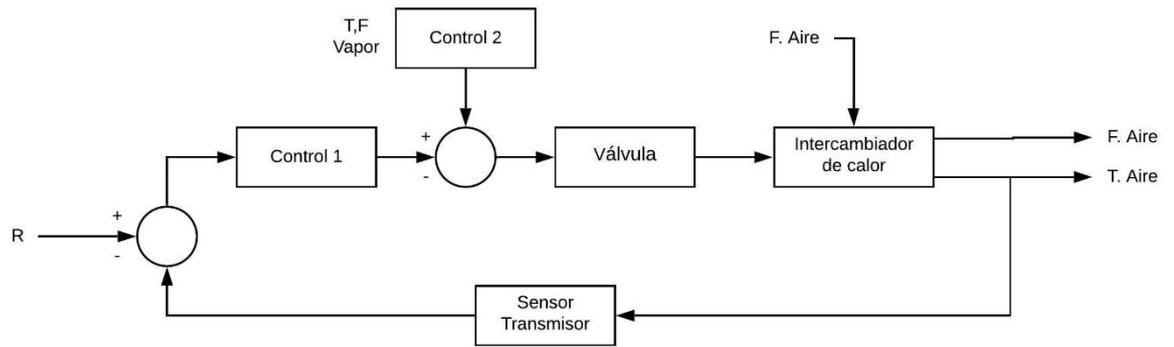


Figura 3.12 Esquema de la propuesta del controlador en un intercambiador de calor.

Con el propósito de fijar las variables óptimas obtenidas, se propuso de un sistema de control (Figura 3.12) el cual está conformado por sensores de temperatura y flujo de vapor que entra al intercambiador, sensor de temperatura del aire que sale del intercambiador y un sensor de flujo de aire a la entrada del intercambiador, estos sensores permitirán medir las variables y enviar una señal al controlador respectivo por medio de un transmisor con el fin de regular la válvula. Si la temperatura o el flujo de aire aumenta o disminuyen, la válvula tendrá que abrirse o cerrarse según sea el caso por acción del controlador 1, también es importante fijar la atención respecto a las condiciones del vapor que proviene de la caldera, es por eso que debe haber un controlador que permita fijar las condiciones óptimas de operación (Control 2) para que, en caso de que las condiciones fluctúen, se accione la válvula de control correspondiente.

Cabe recalcar que para proponer un sistema de control en el proceso se deberá realizar un estudio minucioso, en el que se evalué los controladores actuales, requerimientos de los equipos, condiciones de operación, características de los fluidos a controlar, etc. Por lo que este análisis debe ser llevado a cabo por un experto.

En un estudio económico basado en la eficiencia exergética para un sistema de calefacción utilizando automatización, se implementó un controlador automático en bombas que transportaban el fluido de calentamiento, permitiendo un ahorro de energía anual entre 3.8% y 7% (Keçebas, 2013).

CAPÍTULO 4

4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1 Conclusiones

- Se midió el flujo de aire del VF2 (E-106), mediante un termo anemómetro que permitió registrar la velocidad y temperatura de los flujos, adicionalmente se pudo medir el contenido de humedad del café en dos puntos de muestreo: café de la banda vibratoria (A-101) y café aglomerado, por último, se midió el flujo del café aglomerado para realizar los cálculos respectivos. Adicional a estas variables se pudo adquirir información de las especificaciones de los equipos involucrados en el proceso y hojas de producción, lo que contribuyó a realizar de manera precisa el análisis termodinámico.
- Se determinó que la eficiencia energética y exergética del sistema fue en promedio de 23.57% y 8.90% respectivamente, además se obtuvo un diagnóstico de la situación actual del proceso, donde se determinó aquellos equipos que tenían mayores pérdidas de energía en que la caldera y la sección de secado contribuían en un total de 90.5%, a demás estos equipos contribuyeron a la destrucción de la exergía en un 86.56% (2062 MJ/h). Lo cual permitió fijar la atención en estos equipos para su posterior reducción en las pérdidas de energía y destrucción de exergía.
- El modelo de eficiencia permitió determinar que los parámetros que más afectaban a la eficiencia eran el flujo de extracto, el factor de CO₂ y temperatura del aire a la salida del intercambiador del aire de secado (E-102). Para mantener las temperaturas de operación estables, se propuso instalar controladores automáticos. Estas variables óptimas permitieron disminuir las pérdidas de energía hasta un 7.12% y las pérdidas de exergía hasta un 1.72%, estos resultados permitieron aceptar la hipótesis planteada. De igual forma se pudo estimar un ahorro de 246.84 MJ/h lo que equivale mensualmente a \$2898 para la línea de producción de 10g de café soluble, tomando en cuenta que la producción mensual estimada es de 140 Ton, a su vez esta disminución de consumo de bunker favorece a la reducción del uso de los recursos naturales y emisión de gases de combustión, promoviendo la sustentabilidad del proceso.

4.2 Recomendaciones

- Medir los flujos de aire con un termo anemómetro que resista altas temperaturas, además se debe implementar más puntos de muestreo para poder medir aquellas variables que no se pudieron medir en este proyecto.
- Para tener un mejor modelo que relacione el contenido de humedad de salida con las variables de entrada (independientes), se debe obtener más datos a diferentes condiciones de operación, con el fin de evaluar cómo las variables independientes están relacionadas con la humedad de salida. Se sugiere la metodología de superficie de respuesta (RSM) que es una colección de técnicas de datos matemáticas y estadísticas que construyen modelos empíricos mediante un diseño minucioso de los ensayos industriales que permitirían obtener varios datos de flujo y temperatura de las corrientes, con el objetivo de optimizar una respuesta de salida (Gunst, Myers, & Montgomery, 1996).
- Otra forma de verificar si con las variables óptimas, el contenido de humedad se encuentra dentro de las especificaciones, es realizar un ensayo industrial en las que se opere con las variables óptimas y medir la humedad del producto resultante.
- Realizar la medición del consumo eléctrico, humedad de las corrientes de aire a la entrada y salida del sistema, y las condiciones de entrada y salida del vapor que pasan a través de los intercambiadores. Adicional sería conveniente tomar datos del consumo de bunker utilizado para la producción de café soluble.
- Para disminuir la exergía destruida, se debería instalar dos intercambiadores en serie que operen a un diferencial de temperatura menor, para sustituir el intercambiador del aire de secado (E-102).
- El bunker es un combustible pesado, necesita ser calentado, bombeado, no reacciona en su totalidad (por lo que se necesita más bunker para generar vapor) y genera mucha ceniza. Se sugiere realizar un estudio de factibilidad del cambio de combustible para reemplazar el bunker por otro tipo de combustible, una opción viable podría ser un combustible gaseoso como el metano, este permitiría que haya una mejor área de contacto con el aire, promoviendo una combustión más completa, disminuyendo el consumo de combustible para generar mayores cantidades de vapor.

- Realizar la simulación del proceso de secado por spray con todos sus equipos secundarios, en un software de simulación de procesos, con el fin de poder replicarlo y poder efectuar cambios en las variables de operación sin necesidad de realizar ensayos industriales, además estos softwares permitirían la optimización de las variables tomando en cuenta los fenómenos de transporte, calor y masa. Esto no fue realizado en este estudio porque en la librería de los componentes de los softwares antes citados, no se encontraba el “extracto de café” como un compuesto definido, por lo que para este propósito se debería realizar una caracterización cuantitativa del extracto de café que ingresa al secador spray.
- Realizar un levantamiento de información de los sensores y controladores actuales que tienen con el sistema SCADA de la empresa y así realizar un diseño para el control de las variables críticas.
- Implementar un controlador de flujo y temperatura en la corriente de bunker y aire que entran a la caldera, por medio de un estudio técnico.

BIBLIOGRAFÍA

- A. Bejan, G. Tsatsaronis, M. M. (1996). Thermal design and optimization. In *Energy*.
[https://doi.org/10.1016/s0360-5442\(96\)90000-6](https://doi.org/10.1016/s0360-5442(96)90000-6)
- Aghbashlo, M., Mobli, H., Rafiee, S., & Madadlou, A. (2012a). Energy and exergy analyses of the spray drying process of fish oil microencapsulation. *Biosystems Engineering*, 111(2), 229–241. <https://doi.org/10.1016/j.biosystemseng.2011.12.001>
- Aghbashlo, M., Mobli, H., Rafiee, S., & Madadlou, A. (2012b). The use of artificial neural network to predict exergetic performance of spray drying process: A preliminary study. *Computers and Electronics in Agriculture*, 88, 32–43. <https://doi.org/10.1016/j.compag.2012.06.007>
- Aghbashlo, M., Mobli, H., Rafiee, S., & Madadlou, A. (2013). A review on exergy analysis of drying processes and systems. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2013.01.015>
- Agung Pambudi, N., Laurensia, R., Wijayanto, D. S., Perdana, V. L., Fasola, M., Imran, M., ... Handogo, R. (2017). Exergy Analysis of Boiler Process Powered by Biogas Fuel in Ethanol Production Plant: A Preliminary Analysis. *Energy Procedia*, 142, 216–223. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2017.12.035>
- Ahmadi, G. R., & Toghraie, D. (2016). Energy and exergy analysis of Montazeri Steam Power Plant in Iran. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 56, 454–463. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2015.11.074>
- Al-Muslim, H., Dincer, I., & Zubair, S. M. (2003). Exergy Analysis of Single- and Two-Stage Crude Oil Distillation Units. *Journal of Energy Resources Technology*. <https://doi.org/10.1115/1.1595670>
- Aljundi, I. H. (2009). Energy and exergy analysis of a steam power plant in Jordan. *Applied Thermal Engineering*, 29(2–3), 324–328. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2008.02.029>
- Andrés, H., Ospina, L., David, R., & Ospina, L. (2010). *Modelos de optimización por metas para el cálculo de estimadores en regresión múltiple goal optimization models for the estimators calculus in multiple regression problems*. 20, 133–157.
- Baker, C. G. J. (2005). Energy efficient dryer operation - An update on developments. *Drying Technology*. <https://doi.org/10.1080/07373930500210556>
- Branch, F. E., Sciences, N., & Science, A. (2015). *Energy and exergy analyses of spray drying of a fruit puree (cornelian cherry puree) Gülsefa Sayg ı Zafer Erbay * Nurcan*

- Koca and Fikret Paz ı r. 16(3).*
- Bustamante, C., & Hernández, C. (2013). *Análisis energético y propuesta de ahorro para la Universidad Tecnológica de Salamanca* .
- Chegini, G. R., Khazaei, J., Ghobadian, B., & Goudarzi, A. M. (2008). *Prediction of process and product parameters in an orange juice spray dryer using artificial neural networks*. 84, 534–543. <https://doi.org/10.1016/j.jfoodeng.2007.06.007>
- Cornelissen, R. L. (1997). Thermodynamics and sustainable development: The use of exergy analysis and the reduction of irreversibility.
- Creyx, M., Delacourt, E., Morin, C., Lalot, S., & Desmet, B. (2016). Energetic and exergetic analysis of a heat exchanger integrated in a solid biomass-fuelled micro-CHP system with an Ericsson engine. *Entropy*, 18(4). <https://doi.org/10.3390/e18040154>
- Dincer, I. (2002). The role of exergy in energy policy making. *Energy Policy*. [https://doi.org/10.1016/S0301-4215\(01\)00079-9](https://doi.org/10.1016/S0301-4215(01)00079-9)
- Erbay, Z., & Koca, N. (2012). Energetic, Exergetic, and Exergoeconomic Analyses of Spray-Drying Process during White Cheese Powder Production. *Drying Technology*. <https://doi.org/10.1080/07373937.2011.647183>
- Gunst, R. F., Myers, R. H., & Montgomery, D. C. (1996). Response Surface Methodology: Process and Product Optimization Using Designed Experiments. *Technometrics*, 38(3), 285. <https://doi.org/10.2307/1270613>
- Keçebas, A. (2013). *Economic analysis of exergy efficiency based control strategy for geothermal district heating system*. 73, 1–9. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2013.03.036>
- Moran, M. J., & Shapiro, H. N. (2006). Fundamentals of Engineering Thermodynamics, 5th Edition. In *Nature*. <https://doi.org/10.1038/1811028b0>
- Romero, J. C., & Linares, P. (2014). Exergy as a global energy sustainability indicator. A review of the state of the art. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.02.012>
- Rosen, M. A., & Dincer, I. (2001). Exergy as the confluence of energy, environment and sustainable development. *Exergy, An International Journal*. [https://doi.org/10.1016/s1164-0235\(01\)00004-8](https://doi.org/10.1016/s1164-0235(01)00004-8)
- Saidur, R., Ahamed, J. U., & Masjuki, H. H. (2010). Energy, exergy and economic analysis of industrial boilers. *Energy Policy*, 38(5), 2188–2197. <https://doi.org/10.1016/j.enpol.2009.11.087>

- Smith, C. A., & Corripio, A. B. (1997). Principles and practice of automatic process control. In *Simulation*. [https://doi.org/10.1016/0005-1098\(87\)90018-5](https://doi.org/10.1016/0005-1098(87)90018-5)
- Taner, T., & Sivrioglu, M. (2015). Energy-exergy analysis and optimisation of a model sugar factory in Turkey. *Energy*. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2015.09.007>
- Telis-Romero, J., Gabas, A. L., Polizelli, M. A., & Telis, V. R. N. (2000). Temperature and water content influence on thermophysical properties of coffee extract. *International Journal of Food Properties*, 3(3), 375–384. <https://doi.org/10.1080/10942910009524642>
- Wall, G. (1977). Exergy - A useful concept.
- Westerdal, M., Rights, A., & Copyright, I. (2018). *ANÁLISIS ENERGÉTICO Y EXERGÉTICO DE UNA PLANTA DE COGENERACIÓN DEL SECTOR AZUCARERO ASISTIDA POR COLECTORES SOLARES*. 1–86.
- Yildirim, N., & Genc, S. (2017). Energy and exergy analysis of a milk powder production system. *Energy Conversion and Management*, 149, 698–705. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2017.01.064>
- Zisopoulos, F. K., Moejes, S. N., Rossier-Miranda, F. J., Van Der Goot, A. J., & Boom, R. M. (2015). Exergetic comparison of food waste valorization in industrial bread production. *Energy*. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2015.01.073>
- Zisopoulos, F. K., Rossier-Miranda, F. J., van der Goot, A. J., & Boom, R. M. (2017). The use of exergetic indicators in the food industry – A review. *Critical Reviews in Food Science and Nutrition*, 57(1), 197–211. <https://doi.org/10.1080/10408398.2014.975335>

ANEXOS

Corriente	Temp (°C)	Presión (Kpa)	Flujo (Kg/h)	h [KJ/kg]	Exergia Física [kJ/kg]	Exergia Química [kJ/kg]	Exergia Total [kJ/h]
2	14	101.325	528	58.89	-36.11	297.38	138
3	15	750	528	63.70	-23.92	297.38	144
4	15	750	528	63.70	-23.92	297.38	144
5	16	5400	528	72.31	-11.86	297.38	151
6	39.3	5400	528	169.40	50.91	297.38	184
7	27.5	101.325	9922	73.79	0.00	0.00	0.00
8	32	105	9922	61.92	3.17	0.18	33
9	178	105	9922	209.83	32.84	0.18	328
10	27.5	101.325	5017	73.79	0.00	0.00	0.00
11	27.5	101.325	1015	64.89	0.00	0.05	5.06E-02
12	32	105	1015	69.38	3.18	0.05	3.24
13	61	105	1015	98.36	4.94	0.05	5.07
14	27.5	101.325	1626	64.89	0.00	0.05	8.10E-02
15	32	105	1626	69.38	3.18	0.05	5.20
16	96	105	1626	133.53	10.19	0.05	17
17	27.5	101.325	1100	64.89	0.00	0.05	5.48E-02
18	32	105	1100	69.38	3.18	0.05	3.52
19	85	105	1100	122.45	8.21	0.05	9.08
20	27.5	101.325	1276	47.48	0.00	0.52	0.66
21	26	101.325	1276	45.98	0.00	0.52	0.67
22	26	101.325	1101	45.98	0.00	0.52	0.58
23	27	105	1101	46.98	3.11	0.52	4.00
24	26	101.325	175	45.98	0.00	0.52	9.17E-02
25	27	105.9	175	46.98	3.86	0.52	7.66E-01
26	32	101.325	220.01	134.19	0.03	0.00	7.67E-03
27	58	101.325	2201	242.86	2.36	79.35	180
28	35	101.325	220.01	146.73	0.10	0.00	2.11E-02
29	30	101.325	0.0108	125.83	0.01	0.67	6.14E-06
30	30	101.325	200	125.83	0.01	0.00	2.26E-03
31	30	101.325	20	125.83	0.01	0.00	2.26E-04
32	94	100.14	12563	393.82	25.93	490.98	5005
33	94	100.14	14764	393.82	25.93	490.98	5881
34	94	101.325	14764	393.82	25.94	490.98	5881
35	94	100.14	50	393.82	25.94	490.98	5881
36	30	101.325	195	393.82	8.09	52.82	3.05
37	40	101.325	245	125.83	0.02	52.82	10
38	94	101.325	14764	393.82	25.94	490.98	5881
39	165	700	20.34	2762.87	1242.67	490.98	35
40	165	700	20.34	697.14	593.85	490.98	22
41	185	1290	806	813.18	1324.60	490.98	2507

Corriente	Temp (°C)	Presión (Kpa)	Flujo (Kg/h)	h [KJ/kg]	Exergía Física [kJ/kg]	Exergía Química [kJ/kg]	Exergía Total [kJ/h]
42	185	1290	806	2781.43	651.07	490.98	921
43	165	700	28	2762.87	1242.67	490.98	49
44	165	700	28	697.14	593.85	490.98	30
45	165	700	60	2762.87	1242.67	490.98	104
46	165	700	60	697.14	593.85	490.98	65
47	165	700	43	2762.87	1242.67	490.98	75
48	165	700	43	697.14	593.85	490.98	47
49	165	700	6	2762.87	1242.67	490.98	10
50	165	700	6	697.14	593.85	490.98	6.5

Anexo 1. Propiedades termodinámicas para el sistema de producción de café soluble a las condiciones de operación.

EQUIPOS QUE CONSUMEN VAPOR	CONSUMOS ACTUAL VAPOR		CONSUMO PROYECTADO A CORTO PLAZO	CONSUMO PROYECTADO A LARGO PLAZO
	Kg-vapor /hr	Kg-vapor/min	Kg-vapor /hr	Kg-vapor /hr
* Bateria - Descarga de Bagazo	800	14		
✓ Evaporador CT9	2,000	34		
Evaporador CT6			880	
✓ Niro Spray - Cámara Secado #2	240	4		
Niro Spray (antiguo)- Cámara Secado #1			80	
✓ Recuperador de Aroma	200	3.5	200	
✓ Bateria Grande	1,600	27		
Bateria Mediana				550
✓ Liofilizado (dos Conrads)	870	15		
* CIP	1,340	23		
SUB-TOTAL CONSUMO VAPOR	7,050 kg/hr		1,160 kg/hr	550 kg/hr
TOTAL CONSUMO DE VAPOR ACTUAL + PROYECTADO			8,210 kg/hr	8,760 kg/hr

* Cargas Puntuales

✓ Cargas Continuas

* y ✓ Coinciden

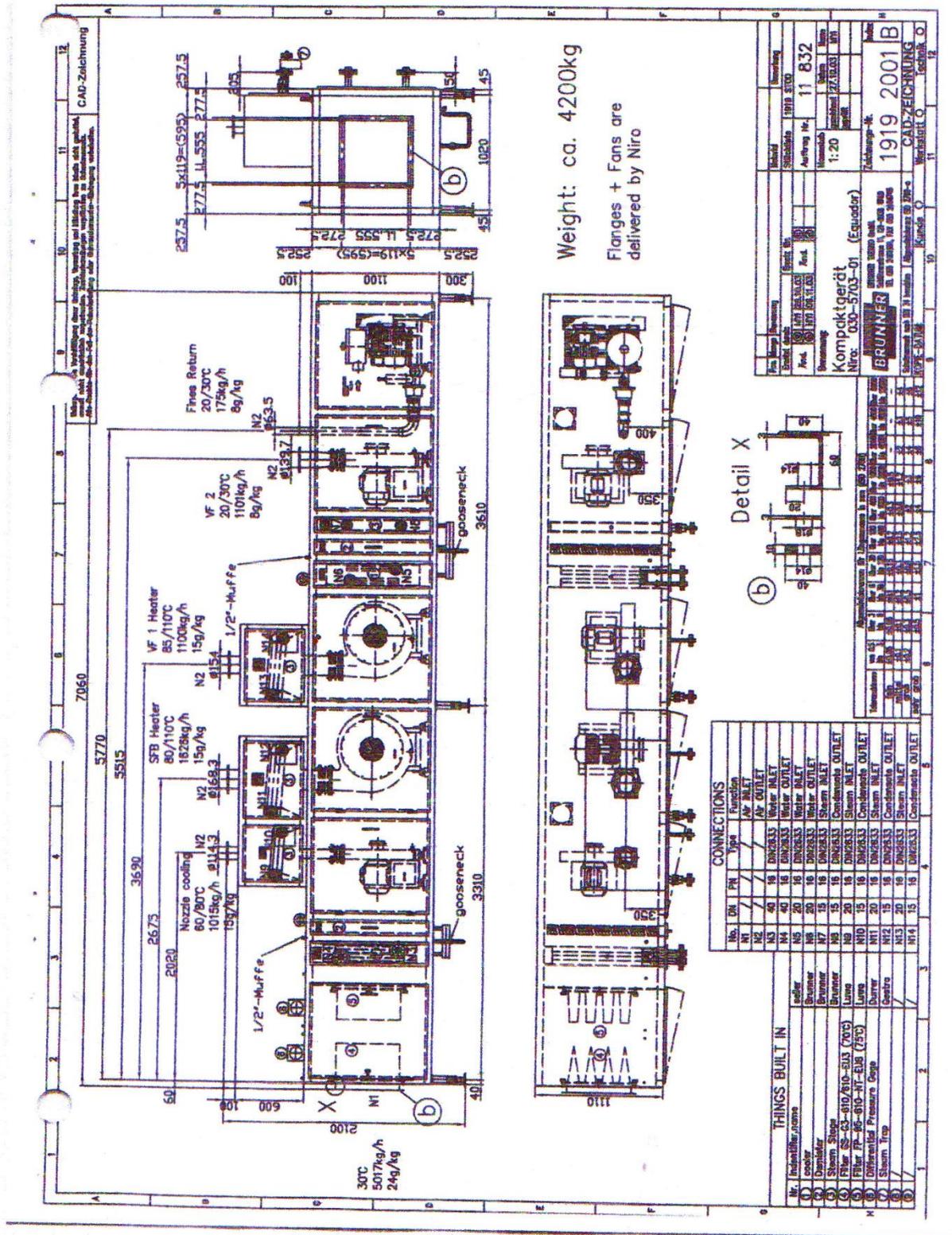
Cálculos:

$$8,210 \text{ kg/hr} \times \frac{2.205 \text{ Lbs}}{\text{Kg}} = 18,103 \text{ Lbs vapor/hr} \times \frac{1 \text{ BHP}}{34.5 \text{ Lbs vapor/hr @ 212°F}} =$$

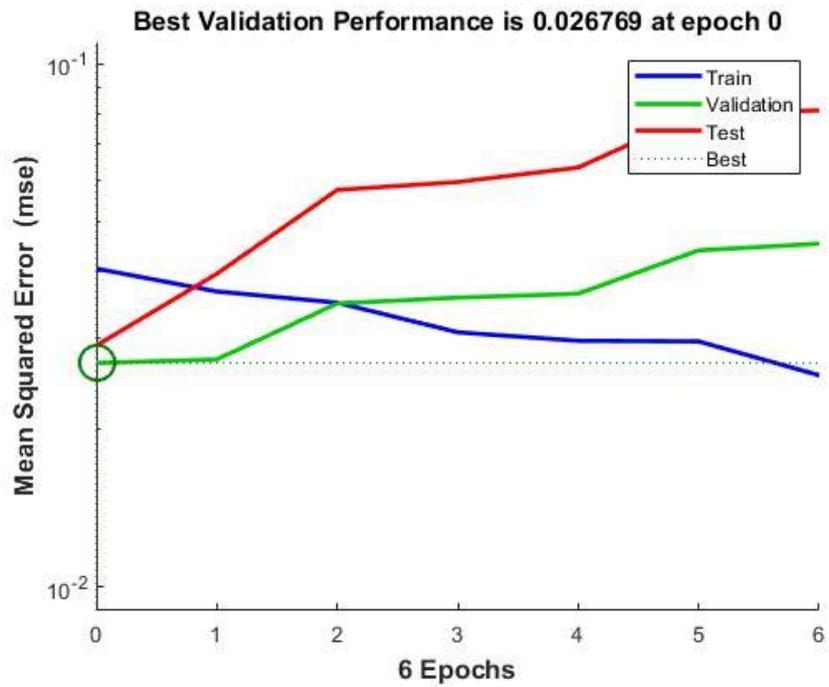
524 BHP	Si esto representa el 80% necesitaríamos un Caldero =	655 BHP @ 100%
----------------	--	-----------------------

$$4,545 \text{ Kg vapor/hr} = 76 \text{ kg vapor/minute} \implies \text{Producen los } 2,400 \text{ gal/día de Bunker (Promedios)}$$

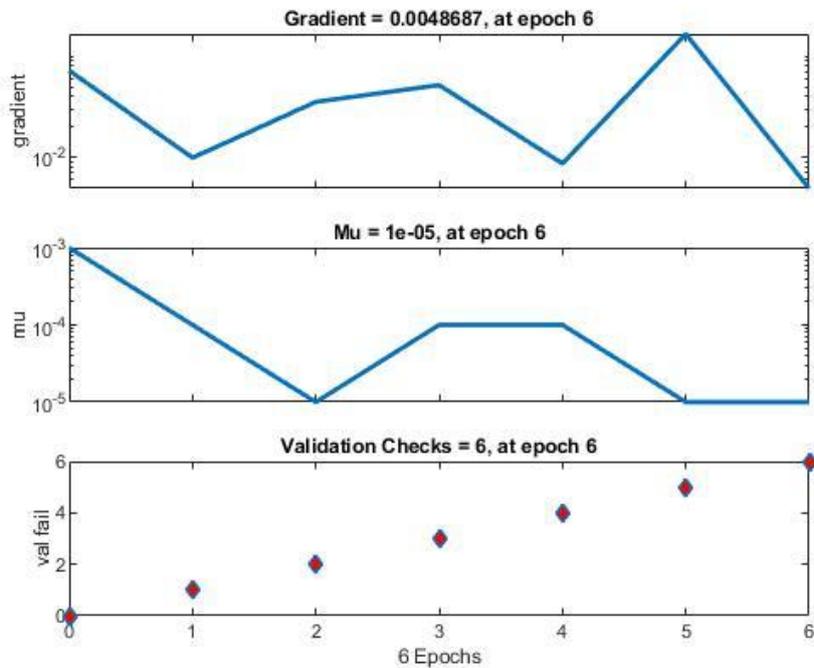
Anexo 2. Tabla de referencia para la relación del consumo de bunker respecto a la generación de vapor.



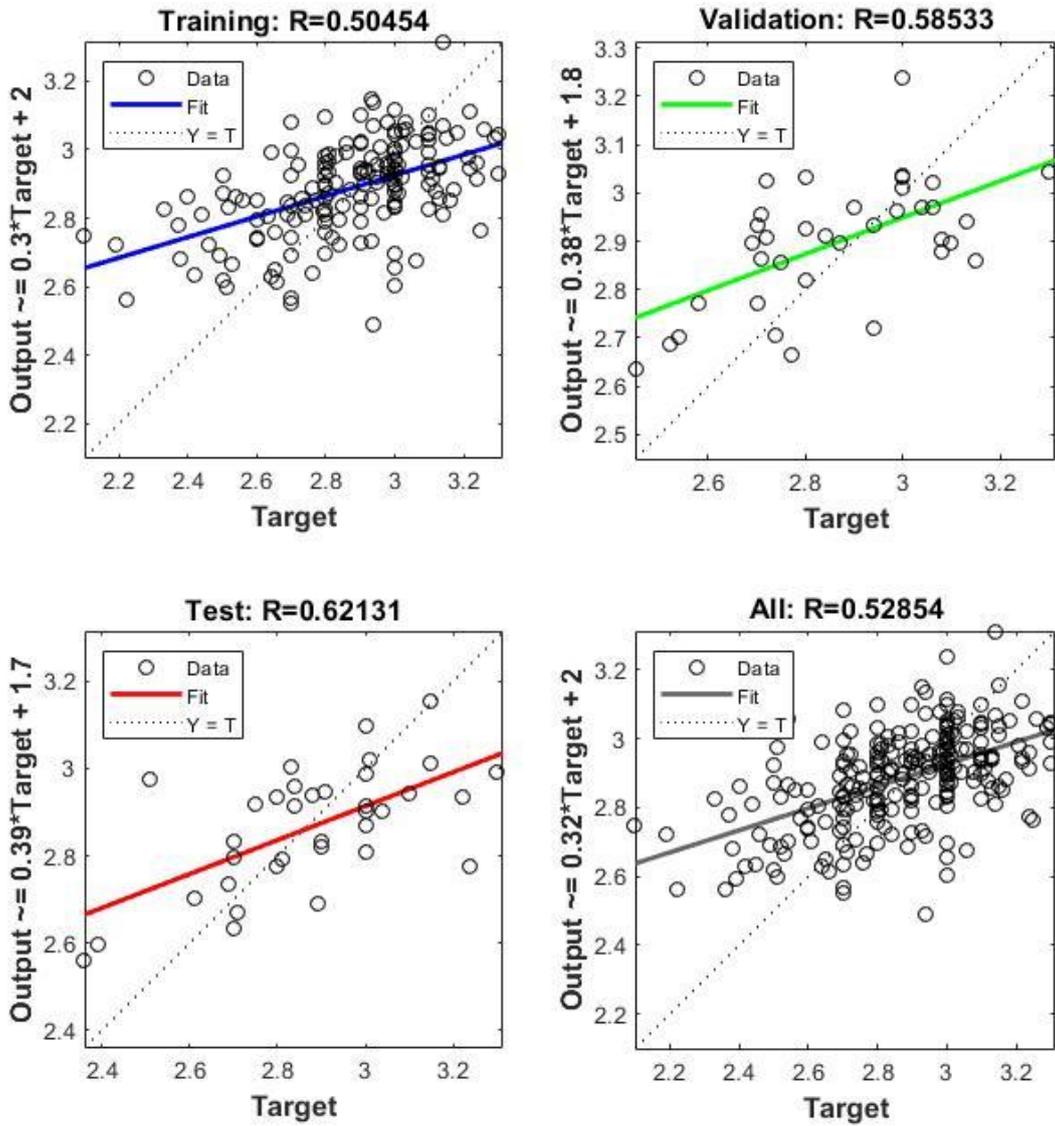
Anexo 3. Diagrama del deshumidificador.



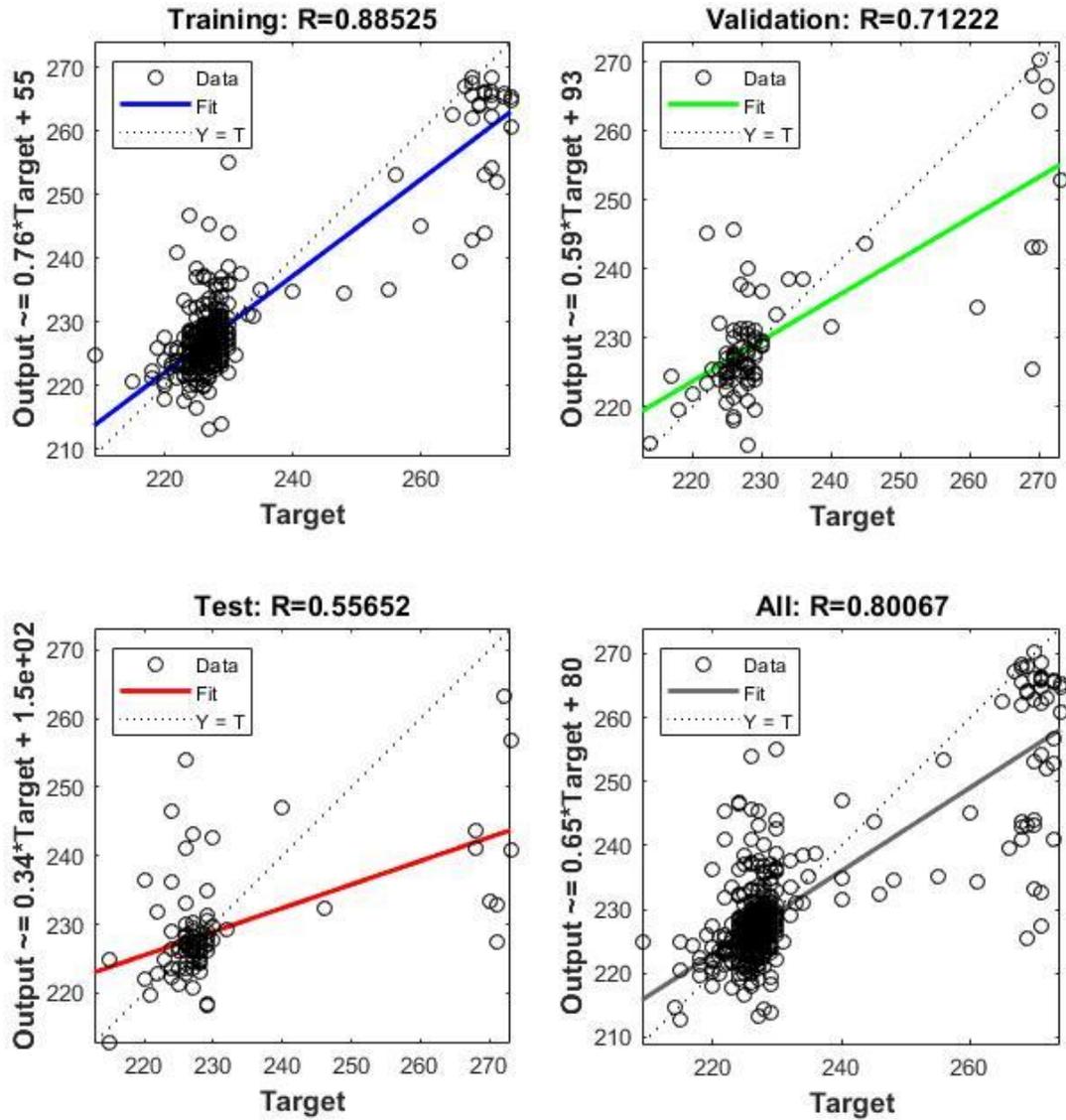
Anexo 4. Desempeño de la red neuronal para el contenido de humedad.



Anexo 5. Estado del entrenamiento de la red neuronal.



Anexo 6. Predicción del contenido de humedad (output) versus los valores medidos del contenido de humedad en el café soluble para diferentes escenarios.



Anexo 7. Predicción de la densidad (output) versus los valores medidos de la densidad en el café soluble para diferentes escenarios.

