



**ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DE CHIMBORAZO**

**OPTIMIZACIÓN DEL PROCESO DE EXTRACCIÓN DE ACEITE DE PALMA  
AFRICANA DE LA PLANTA SAN DANIEL MEDIANTE EL  
APROVECHAMIENTO DE ENERGÍA RESIDUAL PARA GENERAR UN  
AHORRO ENERGÉTICO**

**SAUL DAVID VALDEZ ROSALES**

**Trabajo de Titulación modalidad Proyectos de Investigación y Desarrollo,  
presentado ante el Instituto de Posgrado y Educación Continua de la ESPOCH,  
como requisito parcial para la obtención del grado de:**

**MAGÍSTER EN INGENIERÍA QUÍMICA APLICADA**

**RIOBAMBA – ECUADOR**

**OCTUBRE 2021**

**©2021, Saul David Valdez Rosales**

Se autoriza la reproducción total o parcial, con fines académicos, por cualquier medio o procedimiento, incluyendo la cita bibliográfica del documento, siempre y cuando se reconozca el Derecho de Autor.



## ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DE CHIMBORAZO

### CERTIFICACIÓN:

EL TRIBUNAL DE TRABAJO DE TITULACIÓN CERTIFICA QUE:

El Trabajo de Titulación modalidad Proyectos de Investigación y Desarrollo, titulado **Optimización del proceso de extracción de aceite de palma africana de la planta san Daniel mediante el aprovechamiento de energía residual para generar un ahorro energético**, de responsabilidad del señor Saul David Valdez Rosales ha sido prolijamente revisado y se autoriza su presentación.

Ing. Juan Carlos González García; PhD.  
**PRESIDENTE**



Ing. Paúl Gustavo Palmay Paredes; Mag.  
**DIRECTOR**



Ing. Segundo Hugo Calderón; Mag.  
**MIEMBRO**



Ing. Marco Raúl Chuiza Rojas; Mag.  
**MIEMBRO**



Riobamba, octubre, 2021

## DERECHOS INTELECTUALES

Yo, Saul David Valdez Rosales, declaro que soy responsable de las ideas, doctrinas y resultados expuestos en el Trabajo de Titulación modalidad Proyectos de Investigación y Desarrollo, y que el patrimonio intelectual generado por la misma pertenece exclusivamente a la Escuela Superior Politécnica de Chimborazo.



Saul David Valdez Rosales

CI: 0803028307

## **DEDICATORIA**

A toda mi gran familia que ha sido un pilar fundamental en cada etapa de mi vida y en especial a mi amada hija Darla quién es la luz de mis ojos.

## **AGRADECIMIENTO**

A Dios por darme la salud y las fuerzas necesarias para poder alcanzar una meta más en mi vida.

A la extractora San Daniel por haberme dado la oportunidad y todas las facilidades para desarrollar mi trabajo de titulación.

A mi tutor el Ing. Paúl Palmay y colaboradores Ing. Segundo Calderon e Ing. Marco Chuiza por cada una de sus oportunas observaciones y por su excelente disposición en cada tutoría brindada.

## TABLA DE CONTENIDO

RESUMEN .....	xv
ABSTRACT.....	xvii

### CAPÍTULO I

1. INTRODUCCIÓN.....	1
1.1 Planteamiento del Problema.....	2
1.1.1 <i>Situación Problemática</i> .....	2
1.2 Formulación del Problema .....	3
1.3 Preguntas directrices o específicas de la investigación .....	3
1.4 Justificación de la Investigación.....	4
1.5 Objetivos de la Investigación.....	5
1.5.1 <i>Objetivo General</i> .....	5
1.5.2 <i>Objetivos Específicos</i> .....	5
1.6 Hipótesis General .....	6

### CAPÍTULO II

2. MARCO TEÓRICO.....	7
2.1 Antecedentes del problema.....	7
2.2 Bases Teóricas .....	8
2.1.1 <i>Proceso de Extracción de Aceite de Palma Africana</i> .....	8
2.1.2 <i>Recepción</i> .....	9
2.1.3 <i>Esterilización</i> .....	9
2.1.4 <i>Desfrutación</i> .....	10
2.1.5 <i>Digestión</i> .....	10
2.1.6 <i>Prensado</i> .....	11
2.1.7 <i>Clarificación</i> .....	11
2.1.8 <i>Biomasa</i> .....	12
2.1.9 <i>Tipos de Biomasa</i> .....	12
2.1.10 <i>Conversión de Biomasa en Energía</i> .....	14
2.1.11 <i>Aprovechamiento de la Biomasa</i> .....	14
2.1.12 <i>Sistema de generación de vapor</i> .....	15

2.1.13	<i>Fluido de Trabajo</i> .....	15
2.1.14	<i>Energía Residual</i> .....	16
2.1.15	<i>Técnicas de recuperación de calor</i> .....	16
2.1.16	<i>Intercambiadores de calor</i> .....	17
2.1.17	<i>Intercambiador de calor de carcasa y tubo</i> .....	18
2.1.18	<i>Intercambiador de calor tipo plato</i> .....	18
2.1.19	<i>Intercambiador de calor de placas</i> .....	18
2.1.20	<i>Turbinas de Vapor</i> .....	19
2.1.21	<i>Microturbinas de gas</i> .....	20
2.1.22	<i>Ciclo de Rankine Orgánico</i> .....	21
2.1.23	<i>Calderas de recuperación de calor</i> .....	22

### CAPÍTULO III

3.	<b>METODOLOGÍA DE LA INVESTIGACIÓN</b> .....	24
3.1	<b>Tipo y Diseño de Investigación</b> .....	24
3.2	<b>Métodos de Investigación</b> .....	24
3.3	<b>Enfoque de la Investigación</b> .....	25
3.4	<b>Alcance de la Investigación</b> .....	25
3.5	<b>Metodología</b> .....	25
3.5.1	<i>Diagnóstico del funcionamiento del proceso</i> .....	25
3.5.2	<i>Balance de Masa y Energía de la Extractora San Daniel</i> .....	27
3.5.3	<i>Balance de Masa</i> .....	30
3.5.3.1	<i>Pruebas de Laboratorio</i> .....	30
3.5.4	<i>Balance de Energía</i> .....	38
3.5.5	<i>Optimización del proceso de extracción</i> .....	43
3.5.5.1	<i>Microturbina de vapor</i> .....	43
3.5.5.2	<i>Recuperadores de Calor</i> .....	44
3.5.5.3	<i>Ciclo de Rankine Orgánico</i> .....	45

### CAPÍTULO IV

4.	<b>RESULTADOS Y DISCUSIÓN</b> .....	47
4.1	<b>Balance de Masa</b> .....	47
4.2	<b>Balance de Energía</b> .....	48
4.3	<b>Análisis técnico de la optimización del proceso</b> .....	49

<i>4.3.1 Microturbinas de vapor</i> .....	49
<i>4.3.2 Recuperadores de Calor</i> .....	50
<i>4.3.3 Ciclo de Rankine Orgánico (ORC)</i> .....	54
<i>4.3.4 Recuperadores de calor - ORC regenerativo</i> .....	56
<i>4.3.5 Recuperadores de calor – Microturbinas</i> .....	56
<b>4.4 Análisis económico</b> .....	<b>57</b>
<i>4.4.1 Microturbina de vapor</i> .....	57
<i>4.4.2 Recuperadores de Calor</i> .....	58
<i>4.4.3 Ciclo de Rankine Orgánico Regenerativo</i> .....	60
<i>4.4.4 Recuperadores de calor - ORC regenerativo</i> .....	61
<i>4.4.5 Recuperadores de calor – Microturbina</i> .....	61
<b>4.5 Validación de la Optimización</b> .....	<b>62</b>

## **CAPÍTULO V**

<b>5. PROPUESTA</b> .....	<b>63</b>
<b>CONCLUSIONES</b> .....	<b>67</b>
<b>RECOMENDACIONES</b> .....	<b>68</b>
<b>BIBLIOGRAFÍA</b>	
<b>ANEXOS</b>	

## ÍNDICE DE TABLAS

<b>Tabla 1-3</b> Datos de producción de vapor .....	26
<b>Tabla 2-3</b> Resultados análisis de humedad y extracto etéreo Esterilizador .....	30
<b>Tabla 3-3</b> Resultados análisis de humedad y extracto etéreo Digestor .....	31
<b>Tabla 4.3</b> Resultados análisis de humedad salida del Digestor .....	31
<b>Tabla 5-3</b> Resultados análisis de humedad salida de la Prensa .....	31
<b>Tabla 6-3</b> Resultados análisis de humedad salida de la Prensa .....	31
<b>Tabla 7-3</b> Resultados análisis de humedad y extracto etéreo salida de la Prensa Torta .....	32
<b>Tabla 8-3</b> Resultados análisis de humedad y extracto etéreo Prensa Raquiz .....	32
<b>Tabla 9-3</b> Resultados análisis de humedad Aceite Raquiz .....	32
<b>Tabla 10-3</b> Resultados análisis de humedad Aceite Húmedo .....	32
<b>Tabla 11-3</b> Resultados análisis de humedad Aceite Lodoso .....	33
<b>Tabla 12-3</b> Resultados de análisis de humedad aceite terminado .....	33
<b>Tabla 13-3</b> Datos considerados en el Balance de Energía .....	40
<b>Tabla 1-4</b> Resultados del Balance de Masa Extractora San Daniel .....	47
<b>Tabla 2-4</b> Resultados del Balance de Energía Extractora San Daniel .....	48
<b>Tabla 3-4</b> Resultados Microturbinas de Vapor .....	49
<b>Tabla 4-4</b> Resultados de corrientes de recuperador de calor 1 .....	50
<b>Tabla 5-4</b> Resultados Recuperador de Calor 1 .....	50
<b>Tabla 6-4</b> Resultados Corrientes Recuperador de Calor 2 .....	51
<b>Tabla 7-4</b> Resultados Recuperador de Calor 2 .....	51
<b>Tabla 8-4</b> Resultados Corrientes de Recuperador de Calor 3 .....	52
<b>Tabla 9-4</b> Resultados Recuperador de Calor 3 .....	52
<b>Tabla 10-4</b> Resultados Corrientes de Recuperador de Calor 4 .....	53
<b>Tabla 11-4</b> Resultados Recuperador de Calor 4 .....	53
<b>Tabla 12-4</b> Resultados Ciclo de Rankine Orgánico (ORC) .....	54
<b>Tabla 13-4</b> Resultados Ciclo de Rankine Orgánico (ORC) Regenerativo .....	55
<b>Tabla 14-4</b> Resultados propuesta I.C. – ORC regenerativo .....	56
<b>Tabla 15-4</b> Resultados propuesta I.C. - Microturbina .....	56
<b>Tabla 16-4</b> Costo energía eléctrica .....	57
<b>Tabla 17-4</b> Costo del combustible .....	58
<b>Tabla 18-4</b> Costos actuales de operación .....	59
<b>Tabla 19-4</b> Costos proceso optimizado .....	59
<b>Tabla 20-4</b> Costo recuperadores de calor .....	60
<b>Tabla 21-4</b> Costo componentes ORC .....	61

<b>Tabla 22-4</b> Propuesta combinada I.C. – ORC regenerativo .....	61
<b>Tabla 23-4</b> Propuesta combinada I.C. – Microturbina .....	61
<b>Tabla 24-4</b> Validación de resultados recuperadores de calor .....	62
<b>Tabla 25-4</b> Validación de resultados ORC .....	62
<b>Tabla 1-5</b> Matriz de selección de propuesta análisis técnico .....	63
<b>Tabla 2-5</b> Selección de propuesta análisis económico .....	63

## ÍNDICE DE FIGURAS

<b>Figura 1-1</b> Diagrama de Extracción de Aceite de Palma Africana .....	8
<b>Figura 2-1</b> Área de recepción .....	9
<b>Figura 3-2</b> Proceso de Esterilización .....	9
<b>Figura 4-2</b> Equipo de desfrutado .....	10
<b>Figura 5-2</b> Digestor .....	10
<b>Figura 6-2</b> Prensa .....	11
<b>Figura 7-2</b> Clarificador.....	11
<b>Figura 8-2</b> Energía Residual.....	16
<b>Figura 9-2</b> Intercambiador de calor .....	17
<b>Figura 10-2</b> Intercambiador de calor de placas compactas .....	19
<b>Figura 11-2</b> Turbina de vapor.....	19
<b>Figura 12-2</b> Microturbina de gas .....	20
<b>Figura 13-2</b> Ciclo orgánico de Rankine.....	21
<b>Figura 14-2</b> Diagrama T-s .....	22
<b>Figura 15-2</b> Caldera de recuperación de calor .....	22
<b>Figura 1-3</b> Diagrama de flujo Extractora San Daniel .....	29
<b>Figura 2-3</b> Propuesta microturbina de vapor .....	44
<b>Figura 3-3</b> Propuesta recuperadores de calor.....	45
<b>Figura 4.3</b> Propuesta Ciclo de Rankine Orgánico (ORC).....	46
<b>Figura 1.5</b> Propuesta optimización proceso de extracción San Daniel .....	66

## ÍNDICE DE GRÁFICOS

<b>Gráfico 1-4</b> Eficiencia recuperadores de calor.....	54
<b>Gráfico 2-4</b> Eficiencia de Ciclo de Rankine Orgánico.....	55

## ÍNDICE DE ANEXOS

Anexo A. Ficha técnica microturbina

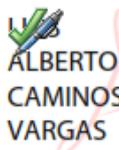
Anexo B. Recuperadores de calor

Anexo C. Simulación Ciclos de Rankine Orgánicos

## RESUMEN

El presente proyecto de investigación tiene como objetivo optimizar el proceso de extracción de aceite de palma africana de la planta San Daniel mediante el aprovechamiento de energía residual para generar un ahorro energético. Se realizó un diagnóstico inicial a condiciones de operación estacionarias en donde se tomaron los datos operacionales de los paneles digitales de la planta durante varios días. Para determinar la cantidad de energía residual producida en cada una de las etapas del proceso se desarrolló un balance de masa y energía a partir de los datos recopilados en el diagnóstico actual del proceso, en donde se determinó que la purga de la caldera tiene un flujo de 0,592 tn/h y un calor residual de 424,3 KW, los gases de escape de la chimenea de la caldera un flujo de 10,18 tn/h y un calor residual de 1543 KW, la operación de secado de aceite un flujo de 0,244 tn/h y un calor residual de 211,1 KW, la digestión del fruto de palma 0,448 tn/h y un calor residual de 35,82 KW y la esterilización de los racimos de palma africana un flujo de 1,47 tn/h y un calor residual de 1723 KW. Para optimizar el proceso se evaluaron tres propuestas individuales y dos combinadas. Las primeras consisten en adicionar ya sea una microturbina de vapor, recuperadores de calor o un Ciclo de Rankine Orgánico y la segunda en combinar estas opciones descritas. De acuerdo a los resultados obtenidos se seleccionó la propuesta más conveniente para optimizar el proceso, la misma consiste en implementar recuperadores de calor y un Ciclo de Rankine Orgánico Regenerativo, con la cual se generará una reducción del consumo de vapor producido por la caldera de 5,86 a 4,61 tn/h y 163929,6 KW/mes de energía eléctrica, finalmente se efectuó la validación de la propuesta seleccionada con modelos establecidos en varias fuentes bibliográficas y simulación en el software DWSIM.

**Palabras claves:** <INGENIERÍA Y TECNOLOGÍA QUÍMICA>, <ENERGÍA RESIDUAL>  
<BALANCE DE MASA Y ENERGÍA> <CALDERA> <ESTERILIZACIÓN> <SECADO>  
<RECUPERADORES DE CALOR> <CICLO DE RANKINE ORGÁNICO REGENERATIVO>  
<MICROTURBINA>

 Firmado digitalmente por  
LUIS ALBERTO CAMINOS  
VARGAS  
Nombre de  
reconocimiento (DN):  
c=EC, o=ROBAMBA,  
serialNumber=08276697  
A, cn=LUIS ALBERTO  
CAMINOS VARGAS  
Fecha: 2021.10.12  
08:49:16 -05'00'



0099-DBRAI-UPT-IPEC-2021

## **ABSTRACT**

The objective of this research project is to optimize the African palm oil extraction process at the San Daniel plant by using residual energy to generate energy savings. An initial diagnosis was made at stationary operating conditions where operational data were taken from the plant's digital panels for several days. To determine the amount of residual energy produced in each of the process stages, a mass and energy balance was developed from the data collected in the current process diagnosis, where it was determined that the boiler blowdown has a flow rate of 0.592 tn/h and a residual heat of 424.3 KW, the boiler chimney exhaust gases have a flow of 10.18 tn/h and a residual heat of 1543 KW, the oil drying operation has a flow of 0.244 tn/h and a residual heat of 211.1 KW, the palm fruit digestion has a flow of 0.448 tn/h and a residual heat of 35.82 KW, and the sterilization of the African palm bunches has a flow of 1.47 tn/h and a residual heat of 1723 KW. To optimize the process, three individual and two combined proposals were evaluated. The first consisted in adding either a steam microturbine, heat recuperators or an Organic Rankine Cycle and the second in combining these options. According to the results obtained, the most convenient proposal to optimize the process was selected, which consists of implementing heat recuperators and a Regenerative Organic Rankine Cycle, which will generate a reduction of steam consumption produced by the boiler from 5.86 to 4.61 tn/h and 163929.6 KW/month of electrical energy. Finally, the selected proposal was validated with models established in several bibliographic sources and simulation in the DWSIM software.

Keywords: <CHEMICAL ENGINEERING AND TECHNOLOGY>, <WASTE ENERGY>  
<MASS AND ENERGY BALANCE> <BOILER> <STERILIZATION> <DRYING> <HEAT RECOVERERS> <REGENERATIVE ORGANIC RANKINE CYCLE> <MICROTURBINE>.



# CAPÍTULO I

## 1. INTRODUCCIÓN

La extractora San Daniel es una empresa dedicada a la extracción de aceite rojo de palma africana, está ubicada en el Km. 3 vía las Villegas – Monterrey del cantón La Concordia, Provincia de Santo Domingo de los Tsáchilas y está diseñada para procesar 25 tn/h de fruto, pero actualmente procesa 19,55 tn/h debido a la operatividad limitada de varios equipos de la planta.

El proceso de extracción de aceite de palma africana consiste en la digestión de la fruta en un cilindro calentado por vapor. La fruta digerida pasa a un proceso de prensado en donde se extrae el aceite bruto y se genera una mezcla líquida con el nombre de licor de prensa. El cual se dirige a un tamizador en donde se separa la basura y el líquido pasa a un clarificador. En el clarificador se separa el aceite por diferencia de densidades y el aceite clarificado se lleva a un proceso de secado. La fase acuosa pasa a centrífugas para recuperar el aceite restante. Debido a esto la necesidad energética de la planta es bastante elevada. En los procesos industriales se generan grandes pérdidas de energía en forma de calor residual, ésta es una fuente de energía que puede ser aprovechada como combustible en algunos procesos, a pesar de ello, la realidad es que, en la mayoría de las empresas, actualmente esta energía residual es desaprovechada y es expulsada al ambiente (Guo & Jiang, 2019). El calor residual podría ser empleado como reemplazo de los combustibles fósiles en ciertas etapas o procesos, debido a las características que presenta y a los ahorros energéticos y económicos que representaría, estas son algunas de las razones que han ido despertando paulatinamente el interés de investigadores y empresas (Banda & Gutiérrez, 2016).

Las pérdidas de energía que se producen en la planta extractora de palma africana San Daniel durante el respectivo proceso de extracción son elevadas, ya que cuenta con un flujo continuo de aproximadamente 10 tn/h y una temperatura de 250 °C la cual no es aprovechada. La misma puede ser una fuente útil de energía que se puede aprovechar en beneficio de la empresa, mediante el incremento de la eficiencia térmica del sistema de generación de vapor con el que cuenta la planta y por ende varias etapas del respectivo proceso de extracción (Cengel & Boles, 2015), de tal manera que se pueda revalorizar esta energía que actualmente es desperdiciada y emitida hacia la atmósfera. Por lo tanto, el presente proyecto de investigación busca aprovechar esta energía residual en la optimización del proceso de extracción de aceite de palma africana de la planta San

Daniel para generar un ahorro energético en el mismo, para lo cual esta investigación consta de varios capítulos.

En el Capítulo I se detalla el planteamiento del problema, formulación del problema, las preguntas directrices, la justificación y los objetivos de la investigación.

En el Capítulo II se tienen los antecedentes y las bases teóricas del proyecto de investigación.

El Capítulo III contiene la metodología a emplear para el desarrollo del respectivo trabajo de investigación.

El Capítulo IV se enfoca en el análisis y discusión de resultados obtenidos en el presente trabajo.

El Capítulo V detalla la propuesta de optimización del proceso estudiado.

Finalmente se tienen las conclusiones y recomendaciones en base a los objetivos e hipótesis planteadas previamente.

## **1.1 Planteamiento del Problema**

### ***1.1.1 Situación Problemática***

El desarrollo industrial se ha incrementado considerablemente en los últimos años lo que ha ocasionado el agotamiento de los combustibles fósiles por tal razón la búsqueda de fuentes de energías alternativas que sean renovables se hace cada vez más imperiosa de tal manera que se logre reducir la dependencia de los recursos no renovables como lo son los combustibles de uso común (Aranguren Garacochea, 2015). De las fuentes de energías alternativas una de las más comunes es el uso de biomásas como combustible que resulta una oportunidad para paliar la problemática energética sin embargo, el exceso de su incineración puede resultar peligrosa debido

a la generación progresiva de sustancias tóxicas, por lo que su uso debe ser realizado bajo un control estricto de tal manera que se eviten productos no deseados en el medio (Borja, 2018).

Por otra parte, otra fuente de energía alternativa la constituye el aprovechamiento de energías residuales que pueden ser utilizadas como combustibles para poner en marcha determinadas etapas de un proceso industrial. El combustible empleado en la extractora de aceite de palma africana San Daniel es una biomasa conformada en su totalidad por fibra, la cual es un subproducto de la torta remante del proceso de extracción del fruto de palma, una parte de esta es destinada como combustible de la caldera del sistema de generación de vapor y otra se utiliza para la producción de compostaje. Existe también otra fuente de energía alternativa que no está siendo aprovechada en la actualidad por la extractora, que es la energía residual en forma de calor proveniente del respectivo proceso industrial, la misma que representa un problema ambiental debido que está siendo emitida al ambiente, contribuyendo al calentamiento global del planeta.

El uso de esta energía residual constituiría un aporte significativo a la atenuación de la contaminación térmica debido a que se disminuirá la incineración de fibra que actualmente es empleada como combustible de la caldera y por ende también se logrará un aumento de la producción de compostaje cuya materia prima principal es la fibra lo que significaría mayores ganancias por este concepto y una menor emanación de gases. Por tales razones se plantea solventar esta problemática satisfaciendo las necesidades de la extractora de palma africana San Daniel, a través de la optimización de su sistema de generación de vapor y varias etapas del proceso de extracción de aceite mediante el aprovechamiento de energía residual.

## **1.2 Formulación del Problema**

¿El uso de la energía residual generada en la extractora de Aceite de Palma Africana San Daniel podrá optimizar respectivo proceso extracción?

## **1.3 Preguntas directrices o específicas de la investigación**

¿Cómo se determinará la energía residual generada en la extractora de Aceite de Palma San Daniel?

¿Cuáles son las deficiencias de la operación actual del Sistema de Generación de vapor de la extractora?

¿Cuáles son los factores que influyen en el ahorro energético de la extractora?

¿Cómo se desarrollará la validación técnica y económica de la optimización planteada?

#### **1.4 Justificación de la Investigación**

En la mayoría de los procesos industriales se generan grandes pérdidas de energía en forma de calor residual (Aranguren Garacochea, 2015). La necesidad de incrementar la eficiencia energética en la industria, ha ocasionado que, en los últimos años, se busque revalorizar la energía “residual” que actualmente es emitida a la atmosfera sin ningún tipo de aprovechamiento.

La energía residual generada en la extractora de aceite de palma africana San Daniel actualmente no es aprovechada, por lo que se pretende recuperarla para disminuir los costos de operación y reducir el impacto ambiental de las emisiones gaseosas. Esta energía en forma de calor, en su mayoría proviene del sistema de generación de vapor y de la etapa de esterilización que actualmente está siendo expulsada al ambiente, la misma se utilizará como fuente de alimentación para optimizar el proceso de extracción de aceite de palma africana.

El desarrollo de este proyecto beneficiará a la extractora San Daniel, debido a que se aprovechará la energía residual que se genera en la misma, logrando mejores rendimientos de producción, mitigando la destrucción de la capa de ozono como consecuencia del uso excesivo de biomásas y expulsión de gases de escape a elevadas temperaturas hacia el medio en forma de calor y generando un mayor rendimiento en la elaboración de sus productos.

Al no resolver de forma oportuna esta problemática representará una gran amenaza hacia el ecosistema debido a que el uso excesivo de biomásas como combustibles y la emisión de energías hacia el ambiente en forma de calor residual, produce gases tóxicos los cuales generan la pérdida de la calidad del aire y agua propiciando un deterioro raudo de la capa de ozono.

Por dichas razones citadas anteriormente se justifica proponer una **“OPTIMIZACIÓN DEL PROCESO DE EXTRACCIÓN DE ACEITE DE PALMA AFRICANA DE LA PLANTA SAN DANIEL MEDIANTE EL APROVECHAMIENTO DE ENERGÍA RESIDUAL PARA GENERAR UN AHORRO ENERGÉTICO”** alcanzando mejorar así las condiciones de producción de la planta y cooperando al cuidado del medio ambiente.

## **1.5 Objetivos de la Investigación**

### ***1.5.1 Objetivo General***

Optimizar el proceso de extracción de aceite de palma africana de la planta San Daniel mediante el aprovechamiento de energía residual para generar un ahorro energético.

### ***1.5.2 Objetivos Específicos***

- Efectuar el diagnóstico del funcionamiento actual del proceso de extracción de aceite de palma africana a optimizar.
- Desarrollar los respectivos cálculos de ingeniería del proceso en función de los datos obtenidos en el diagnóstico para determinar la cantidad de energía residual producida.
- Calcular el ahorro energético y económico generado con la optimización del proceso de extracción de aceite de palma africana.
- Realizar la validación técnica y económica de la optimización del proceso de extracción de aceite palma africana de la planta San Daniel mediante los datos obtenidos en los cálculos de ingeniería y simulación.

## **1.6 Hipótesis General**

La optimización del proceso de extracción de aceite de palma africana de la planta San Daniel mediante el aprovechamiento de la energía residual producida permitirá generar un ahorro económico para la empresa y disminuir la contaminación térmica provocada por la misma.

## CAPÍTULO II

### 2. MARCO TEÓRICO

#### 2.1 Antecedentes del problema

El agotamiento inminente de los recursos fósiles y la necesidad de satisfacer la demanda energética respetando el ecosistema ha ocasionado la búsqueda imperiosa de nuevas alternativas de energías, una de ellas es la energía residual la cual es una técnica cuya aplicación se ha incrementado considerablemente en el sector industrial por los resultados favorables que se han alcanzado en los diferentes estudios efectuados, produciendo una notable disminución de impactos ambientales y una mayor rentabilidad en la generación de productos. (Banda & Gutiérrez, 2016).

En un estudio realizado en la ciudad española de Pamplona pertinente al aprovechamiento de calor residual establece que actualmente un gran porcentaje de la energía generada es desperdiciada en forma de calor residual, ya sea en el proceso de generación o en su traslado. En Estados Unidos, por ejemplo, solamente el 38% de la energía bruta es finalmente usada, y el resto es emitida al medio en forma de calor residual (Aranguren Garacochea, 2015). El 60% de la energía obtenida en las plantas de generación es desperdiciada y entre el 8% y el 15% es perdida en forma de calor debido al transporte y transformación (Aranguren Garacochea, 2015).

Por lo tanto, la posibilidad de recuperar estas energías en forma de calor residual es bastante elevada, sin embargo, son escasas las empresas que lo aprovechan, la explotación de energías residuales puede darse mediante su reutilización para otros fines dentro de cualquier proceso industrial o través de una transformación en trabajo con el cual se puede producir energía eléctrica.

Teniendo en cuenta que el proceso de extracción de aceite de palma africana llevado a cabo en la extractora San Daniel requiere de una alta demanda energética y por ende un elevado consumo

de combustible es factible aprovechar la energía residual producida en la optimización de su proceso. La optimización de los sistemas energéticos permite incrementar la eficiencia térmica de los mismos generando un ahorro significativo en los requerimientos de combustible. Una forma de conseguirlo es utilizando energías residuales en forma de calor las cuales son desaprovechadas en el sector industrial y emitidas al medio contribuyendo a la contaminación térmica (Cengel & Boles, 2015).

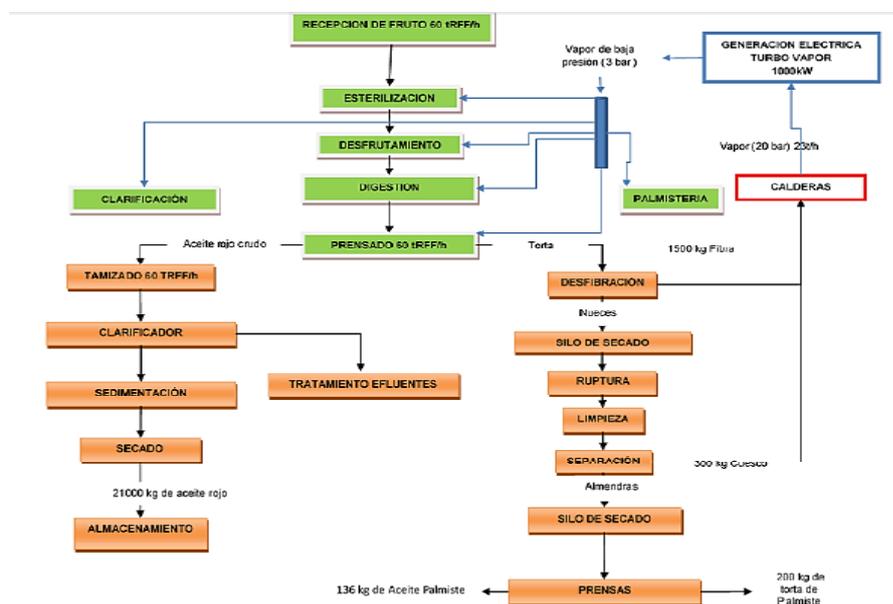
La recuperación y aplicación de energías residuales permite disminuir el consumo de combustibles en los sistemas energéticos o ciclos de potencias de vapor debido a que disminuyen la adición de calor al fluido de trabajo encargado de accionar el sistema de generación de energía (Elsido et al., 2017).

## 2.2 Bases Teóricas

### 2.1.1 Proceso de Extracción de Aceite de Palma Africana

El proceso de extracción de aceite de palma africana se lleva a cabo mediante varias etapas las cuales son detalladas a continuación: recepción, pesado, esterilización, desfrutamiento, digestión, prensado, clarificación, desfibrado y palmistería en donde participan algunos equipos o maquinas.

**Figura 1.1** Diagrama de Extracción de Aceite de Palma Africana



Fuente: (Rosero, 2018)

### **2.1.2 Recepción**

Los racimos de fruta fresca de palma africana son llevados en camiones hasta el área de recepción de la extractora, en donde se desarrolla un muestreo al 20% de la carga con la finalidad de clasificar la fruta verde, madura y sobre madura (Balboa, 2015), posteriormente son depositados en las canastas de esterilización.

**Figura 2.1** Área de recepción



**Fuente:** Extractora San Daniel

### **2.1.3 Esterilización**

El proceso de esterilización tiene como finalidad disminuir la acidificación, acelerar el proceso de ablandamiento de la pulpa del fruto para su posterior maceración e incrementar el procedimiento natural de desprendimiento de frutos de los racimos y deshidratar las almendras contenida en la nuez (Balboa, 2015). Generalmente en esta etapa el fruto es sometido a la acción del vapor de baja presión en autoclaves verticales

**Figura 3.2** Proceso de Esterilización



**Fuente:** Extractora San Daniel

#### 2.1.4 Desfrutación

Una vez esterilizada la fruta pasa a la etapa de desfrutación, en la cual a través de un tambor rotatorio las frutas son separadas de los racimos, las mismas permanecen en el tambor por un lapso de cinco minutos aproximadamente (Balboa, 2015).

**Figura 4.2** Equipo de desfrutado



Fuente: Extractora San Daniel

#### 2.1.5 Digestión

La digestión se lleva cabo en recipientes cilíndricos verticales que tienen paletas con las que el fruto es macerado mediante la agitación circular a una velocidad de 29 rpm (Balboa, 2015), que con la entrada del vapor alcanzan una temperatura entre 80 y 85 °C logrando la separación del mesocarpio de las nueces.

**Figura 5.2** Digestor



Fuente: Extractora San Daniel.

### 2.1.6 Prensado

Una vez digestado el fruto este pasa a las prensas en donde se comprime el fruto digerido. El prensado es efectuado en prensas de tornillo sin fin. El resultado de esta operación es una torta la cual está conformada por fibra y nueces (Balboa, 2015).

**Figura 6.2** Prensa



**Fuente:** Extractora San Daniel

### 2.1.7 Clarificación

Empieza a la salida de la prensa, y consiste en purificar el aceite, esto se consigue separándolo del agua y materiales sólidos provenientes de la etapa del prensado (Balboa, 2015)

**Figura 7.2** Clarificador



**Fuente:** Extractora San Daniel

### **2.1.8 Biomasa**

Es toda aquella materia orgánica no fosilizada la cual supone una fuente de energía que puede ser convertida en un combustible denominado como biocombustible. Es relevante

Diferenciar bien estos dos términos ya que en muchas ocasiones se asume que son sinónimos cuando no es así. Los biocombustibles se tratan de productos finales ya listos para su respectiva comercialización en el mercado energético los cuales son generados mediante la conversión física, química o microbiológica de la biomasa (Borja, 2018). Estos se utilizan de manera directa en aquellos procesos de combustión que se obtienen calor. Dicho calor puede ser convertido en varios tipos de energía, siendo las importantes la eléctrica o mecánica. Debido a la rauda regeneración de cada uno de los sistemas productores de biomasa, se puede considerar ésta como una fuente de energía renovable ya que es inagotable (Borja, 2018).

### **2.1.9 Tipos de Biomasa**

Hay varios tipos de biomasa que pueden ser empleados como fuentes de energías alternativas los cuales se describen a continuación (Cerdá, 2012):

**Biomasa sólida:** aprovechamiento térmico o eléctrico de la materia orgánica de origen vegetal o animal (excluyendo aquellos usos que se definen en las siguientes categorías). Dependiendo del origen y composición de cada uno de los materiales y residuos utilizados, la biomasa sólida se divide en (Cerdá, 2012):

- a) **Primaria:** formada por cultivos energéticos, que son cultivos de especies vegetales destinados específicamente a la producción de biomasa para uso energético. Entre las especies agrícolas para producción de biomasa lignocelulósica podemos citar el cardo, el sorgo, la brassica carinata o la colza etíope, entre otras. Entre las especies forestales leñosas se pueden citar, entre otras, el chopo, el sauce, el eucalipto o la paulownia.
  
- b) **Residual o secundaria:** residuos forestales (como los generados en operaciones de limpieza o poda), residuos agrícolas leñosos (como podas de olivos, viñedos y frutales), residuos agrícolas herbáceos (como la paja de cereales de invierno o el cañote del maíz), residuos de

industrias forestales y agrícolas (astillas, cortezas, serrín, huesos de aceitunas, cáscaras de frutos secos, cascarilla de arroz etc.).

**Biogás:** Es un gas que proviene de la digestión anaerobia la cual se trata de una tecnología usada para el tratamiento de los residuos orgánicos con la que se puede aprovechar su potencial energético para la generación de biogás (Campos-Montiel, 2018)

El biogás es una mezcla gaseosa formada principalmente de metano y dióxido de carbono, pero también contiene diversas impurezas. Se considera que si el biogás contiene por los menos un 45 % de metano este puede ser considerado como un combustible (Ershad, 2016), del tal manera que se trata de una fuente de energía limpia y renovable.

**Fracción Orgánica de Residuos Sólidos Urbanos (FORSU):** La Directiva 2008/98/CE incluye como biorresiduos los residuos orgánicos procedentes de jardines y parques, los residuos procedentes de las cocinas y de los alimentos de los hogares, bares, restaurantes, proveedores y redes de distribución de alimentos y residuos procedentes de las plantas de tratamiento de los alimentos (Herguedas et al., 2013).

Su transformación en energía se realiza por incineración. La Directiva de la Unión Europea 2006/12/EC sobre residuos define una jerarquía en la gestión de residuos sólidos urbanos en el siguiente orden de prioridad: 1) prevención o reducción de producción de residuos; 2) recuperación de residuos por medio del reciclaje, la reutilización y la recolección o cualquier otro proceso que permita extraer materias primas secundarias; 3) uso de residuos como fuente de energía; 4) vertido de residuos.

La valorización energética de los residuos sólidos urbanos reduce las emisiones de gases de efecto invernadero por dos vías: mediante la generación de energía térmica y eléctrica en sustitución de combustibles fósiles y evitando emisiones de metano en vertederos (Jusoh et al., 2020).

**Biocarburantes:** Son aquellos combustibles líquidos cuyo origen es biológico y por sus características físico-químicas son apropiados para reemplazar a la gasolina o al gasóleo, ya sea de manera total o como aditivo.(García Camús & García Laborda, 2012)

Actualmente los biocombustibles más aprovechados son el bioetanol, que sustituye a la gasolina, y el biodiésel, que sustituye al gasóleo. La fermentación de los azúcares presentes en plantas como la caña de azúcar o la remolacha permite producir el bioetanol a través de la hidrólisis y la descomposición del almidón obtenido del maíz y otros cereales. La mayor parte del biodiesel y cerca de un 80% del bioetanol producidos en el mundo se utilizan como combustibles para transporte. El resto sirve como insumo en la fabricación de bebidas alcohólicas y en otras industrias como la farmacéutica.(García Camús & García Laborda, 2012)

#### ***2.1.10 Conversión de Biomasa en Energía***

En la producción energética a partir de biomasa se debe hacer una clara distinción entre el proceso termoquímico que incluye combustión, pirólisis y gasificación, y el proceso bioquímico que reconoce la fermentación y digestión anaerobia para el caso específico de la biomasa.(Romero Salvador, 2012)

En la combustión de la biomasa intervienen el carbono y el hidrógeno presentes en el combustible, que reaccionan con el exceso de oxígeno dando como resultado CO<sub>2</sub>, agua y liberación de calor; aunque también existe la combustión (combustión de biomasa y carbón) en plantas de generación eléctrica de carbón. Por otro lado, la pirólisis descompone la biomasa mediante una oxidación incompleta en ausencia de oxígeno, generando productos sólidos significativos como carbón vegetal, además de compuestos líquidos y gaseosos para su utilización como combustibles (Figura 3). De igual manera, la gasificación lleva a cabo una oxidación parcial de la biomasa a través del calor, generando finalmente combustibles gaseosos ricos en hidrógeno y CO<sub>2</sub>.(Romero Salvador, 2012)

#### ***2.1.11 Aprovechamiento de la Biomasa***

El aprovechamiento en la producción de combustibles provenientes de recursos renovables, se ha extendido por todo el mundo, lo cual ha permitido avanzar en el mejoramiento de los procesos de producción a través del perfeccionamiento de las técnicas actuales para el procesamiento de la biomasa (Quintero & Quintero, 2015).

Las investigaciones que ahora son cada vez más comunes, se han enfocado en temas que van desde el estudio de las propiedades químicas y termo físicas de diferentes plantas, pasando por el desarrollo de mejores técnicas de producción hasta la evaluación del potencial energético de lo que podrían llamarse prototipos de combustibles o compuestos de biomasa. Así, el presente artículo tiene por objeto exponer los aspectos más relevantes relacionados con los procesos de producción de biomasa, su potencial energético y los impactos en el medio ambiente derivados de su producción y utilización.

### ***2.1.12 Sistema de generación de vapor***

Es el procedimiento mediante el cual se obtiene vapor a presiones sobre la atmosférica, a partir de energía eléctrica o la proporcionada por un combustible. Este vapor es empleado ampliamente en el sector industrial tales como aportación de calor en procesos o movimiento de equipos.

Consiste en calentar agua en una caldera hasta evaporarla y elevar la presión del vapor, posteriormente Su camino continúa al seguir hacia un condensador donde lo que queda de vapor pasa a estado líquido para poder entrar a una bomba que le subirá la presión para nuevamente poder introducirlo a la caldera (Elsido et al., 2017).

### ***2.1.13 Fluido de Trabajo***

Son aquellos fluidos capaces de transportar energía en forma de calor desde la producción hasta la transferencia de calor propiamente dicha. Con la utilización de colectores cilindro parabólicos el fluido térmico capta la energía radiante del sol en forma de energía térmica por medio de su diseño transportándolo hasta el intercambiador de calor, para este tipo de colectores el intervalo de la temperatura de trabajo depende de la naturaleza del fluido térmico y promedio se encuentra entre 150 °C (temperatura de entrada al colector) y 400°C. (García, 2012)

El agua es un fluido calor portador muy utilizado a nivel industrial por beneficios que presenta hasta ciertas temperaturas, puede utilizarse como fluidos térmicos (agua caliente, agua sobrecalentada), en forma gaseosa (vapor sobrecalentado) o en forma dual (vapor saturado). (Aguilar, 2019)

### ***2.1.14 Energía Residual***

Es aquella que se produce como un subproducto de un proceso industrial y posteriormente no es utilizada, sino que es expulsada al ambiente.(Aranguren Garacochea, 2015)

Por lo que es un resultado ineludible de la operación de las máquinas que producen trabajo y de otros procesos que utilizan energía, por ejemplo en un refrigerador el calentamiento del aire en el cuarto en el cual se encuentra alojado o en un motor de combustión liberación de calor al medio ambiente (Huang et al., 2020).

**Figura 8.2** Energía Residual



**Fuente:** Extractora San Daniel

### ***2.1.15 Técnicas de recuperación de calor***

El continuo encarecimiento del combustible, así como una mayor necesidad de aumentar la eficiencia energética en la industria, ha provocado que en los últimos años, se busque poner en valor la energía “residual” que hasta ahora era lanzada a la atmosfera sin ningún tipo de aprovechamiento (Habibi et al., 2018). Los proyectos de recuperación de calor, son soluciones a medida, desarrolladas a partir de las condiciones de los flujos de gases existentes (limpieza, composición química, temperatura, etc.), así como el producto final de dicho aprovechamiento que mejor se ajuste a las necesidades del cliente, siendo algunas de las aplicaciones más comunes:

- Pre calentamiento de aire comburente, con el objetivo de ahorrar combustible.
- Generación de calor en forma de Vapor saturado y Agua Caliente/Sobrecalentada.
- Generación de electricidad.

Algunas de las principales áreas de aplicación de la energía residual son:

- Hornos de Industria Cementera
- Hornos de Industria del Vidrio
- Fundiciones e Industria del Acero
- Refinerías
- Incineradoras
- Calderas de biomasa
- Calderas industriales con quemadores alimentados con derivados del petróleo
- Motores de combustión interna y turbinas

#### ***2.1.16 Intercambiadores de calor***

Son equipos que permiten transferir calor ya sea de un lugar a otro, o de un fluido a otro en un sistema de trabajo (Jaramillo, 2015), existen diferentes tipos de intercambiadores de calor, a continuación, se describen los más importantes.

**Figura 9.2** Intercambiador de calor



Fuente: <https://www.proincar.net/es/intercambiadores-de-calor/>

### ***2.1.17 Intercambiador de calor de carcasa y tubo***

Contiene un conjunto de tubos en un contenedor llamado carcasa. En el que el flujo que fluye al interior de los tubos se le llama flujo interno y el que lo hace al interior del contenedor fluido de carcasa (Jaramillo, 2015).

Y consiste en un depósito a presión en el cual no hay combustión y las cámaras de presión son independientes. Por cada una de las cámaras circulan dos flujos de tal manera que cuando hay un diferencia de temperatura entre ellos, hay un intercambio de calor sin que los flujos lleguen a homogenizarse (Funke, 2012).

El fluido interno es aislado del fluido de carcasa por las placas del tubo, esta operación es llevada a cabo en los límites de los tubos. Los tubos son fijados a una placa con la finalidad de proporcionar un sello. Cuando los fluidos tienen una gran diferencia entre sus presiones, se hace circular el de mayor presión a través de los tubos mientras que el de menor presión por el lado de la cáscara (Jaramillo, 2015).

### ***2.1.18 Intercambiador de calor tipo plato***

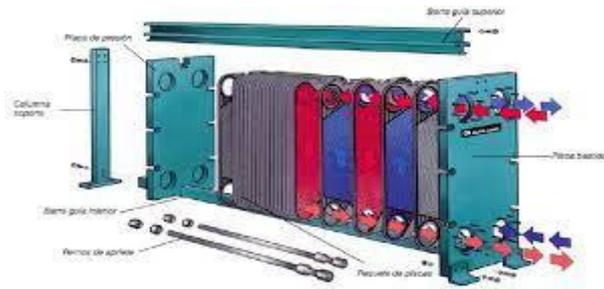
Este intercambiador contiene placas en lugar de tubos para dividir los dos fluidos de diferentes temperaturas. Los intercambiadores de calor de tipo plato tienen una mayor tasa de transferencia de calor con respecto al de carcasa y tubos, porque las placas proporcionan un área mucho más amplia de transferencia térmica a cada uno de los flujos. Sin embargo el intercambiador de placa no es muy usado debido a la inseguridad del sello de cada una de las placas por tal razón se lo ha empleado solo para aplicaciones en donde la presión sea baja (Jaramillo, 2015).

### ***2.1.19 Intercambiador de calor de placas***

A lo largo de los años la industria ha presenciado el surgimiento y aplicación de varios intercambiadores de calor, pero cada nuevo tipo de intercambiador se enfoca en dos aspectos básicos como son eficiencia y economía. El intercambiador de calor de placas ofrece un fácil desmonte para su respectiva limpieza y mantenimiento, esto no es para todos ya que algunos

tienen las placas soldadas, un aumento del coeficiente de transferencia de calor logrando que los equipos sean más compactos y una disminución del tiempo de residencia de los fluidos al interior del mismo (Cordoba, 2019).

**Figura 10.2** Intercambiador de calor de placas compactas



**Fuente:** <https://operacionesunitarias1.files.wordpress.com/2011/07/unidad-iv-intercambiadores-de-calor.pdf>

### 2.1.20 Turbinas de Vapor

Es un dispositivo que convierte la energía de un flujo de vapor en energía mecánica mediante un intercambio de cantidad de movimiento entre el vapor y los álabes de la turbina. Es uno de los componentes principales en los ciclos de potencia, entre ellos está el Ciclo de Rankine que es el más importante, el cual inicia con la producción de vapor en una caldera, este vapor con las condiciones termodinámicas adecuadas es dirigido a la turbina que se encarga de convertir la energía interna del fluido de trabajo (vapor) en energía mecánica, que es aprovechada por un generador para producir electricidad (Garrido, 2011).

**Figura 11.2** Turbina de vapor



**Fuente:** <https://como-funciona.co/una-turbina-de-vapor/>

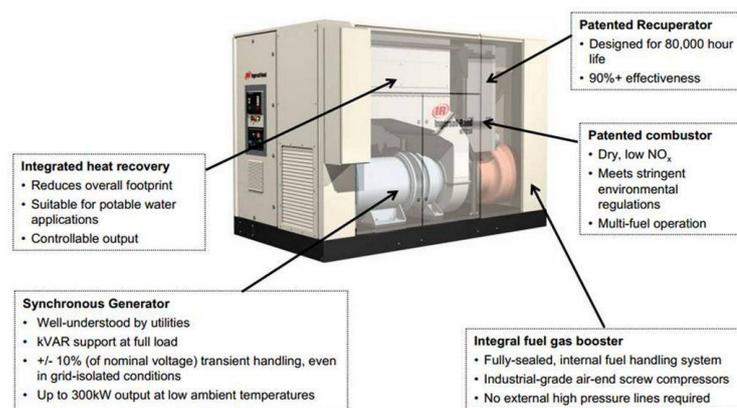
### 2.1.21 Microturbinas de gas

Es un equipo que está diseñado para la generación distribuida, es decir, la producción de energía a baja escala en lugares cercanos al consumo. Las microturbinas están compuestas por la turbina, el compresor, el generador y un intercambiador de calor el cual es un recuperador de energía (Hernández & Gomez, 2015).

El funcionamiento de este dispositivo es muy similar al de una turbina habitual, en donde el de gas proveniente de la combustión se difunde a lo largo de la turbina generando energía mecánica rotacional a través de un eje (Hernández & Gomez, 2015), a su vez el compresor ingresa aire del proceso al interior de la cámara de combustión, en el mismo se adiciona combustible y tiene lugar una combustión continua. El flujo de gas caliente se difunde en la turbina de tal manera que gran parte de la energía térmica es transformada en energía mecánica, la cual activa el compresor y la carga. Por lo general la carga es un alternador bipolar o cuadripolar que es activado a través de una caja de engranajes. La velocidad del alternador se mantiene constante debido a que está sincronizada a la misma. El alternador de elevada velocidad se ajusta al eje de la turbina y un convertidor estático de frecuencia ajusta electrónicamente la velocidad (Malmquist et al., 2014).

La energía térmica remanente es tomada por el recuperador, el cual toma el calor de escape para ser usado inmediatamente en el precalentamiento del aire comprimido antes de que este ingrese a la cámara de combustión, logrando reducir el consumo de combustible para alcanzar la temperatura de funcionamiento requerida (Malmquist et al., 2014).

**Figura 12.2** Microturbina de gas

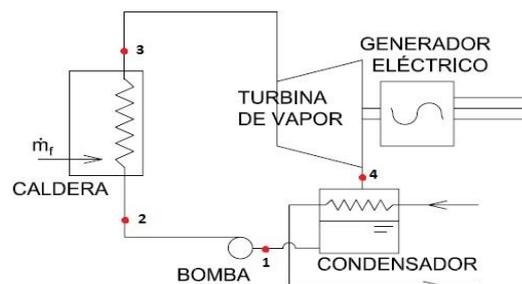


Fuente: <https://www.pinterest.com.mx/pin/313070611570254072/>

### 2.1.22 Ciclo de Rankine Orgánico

En un ciclo que está destinado a la producción de energía eléctrica a partir de fuentes de bajas temperaturas, su funcionamiento es similar al ciclo de Rankine convencional, la diferencia radica en el fluido de trabajo empleado el cual es un compuesto orgánico de elevado peso molecular mientras que el fluido de trabajo del ciclo de Rankine convencional es agua (Sánchez-Junco Fiter, 2012).

**Figura 13.2** Ciclo orgánico de Rankine



**Fuente:**

<https://grebus.wordpress.com/2015/09/17/el-ciclo-de-rankine-organico-y-sus-aplicaciones-en-la-recuperacion-de-calor/>

$$W_{bomba} = m_{ciclo} * (h_2 - h_1)$$

$$W_{turbina} = m_{ciclo} * (h_4 - h_5)$$

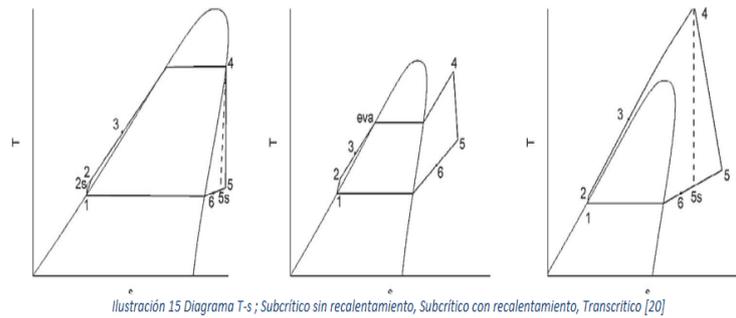
$$W_{neto} = W_{turbina} - W_{bomba}$$

$$n_{ciclo} = \frac{W_{neto}}{Q_{ingresa}} * 100$$

El ORC (Ciclo Orgánico de Rankine) puede ser activado mediante el aprovechamiento de energía solar, energía residual y energía geotérmica obtenida a partir de biomásas. Además, su mantenimiento es bajo, no produce emisiones, poseen un sistema compacto y son poco ruidosos. Hay dos maneras de trabajar con los fluidos de trabajo orgánicos que son subcrítico y transcrito (Martínez, 2020). El fluido de trabajo se expande a lo que se genera su respectivo cambio de fase en el evaporador de tal manera que se trabaja con fase de vapor solo en la turbina, esto ocurre en el subcrítico sin recalentamiento. El fluido de trabajo se recalienta en el recalentador después que ocurre el cambio de fase en el evaporador, esto antes de ingresar a la turbina. Esto se da en subcrítico sobrecalentado. El fluido de trabajo del ciclo se mantiene como un fluido supercrítico homogéneo a lo largo del ciclo en donde la presión de trabajo es mayor a la presión crítica (Martínez, 2020). Ya que a medida que la presión disminuye durante la expansión en la turbina

el fluido de trabajo sale de la turbina a la presión subcrítica y se da un cambio de fase en el condensador. Esto se da en el transcrito (Martinez, 2020).

**Figura 14.2** Diagrama T-s

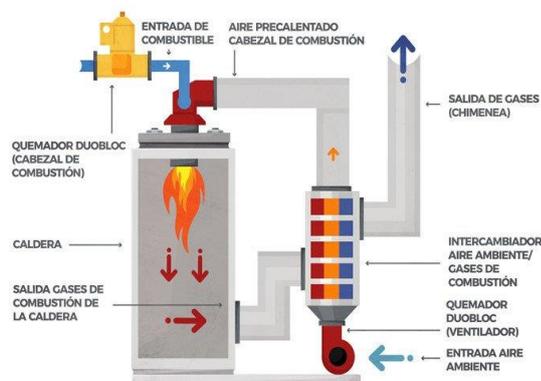


Fuente: Martinez, 2020

### 2.1.23 Calderas de recuperación de calor

Son aquellos equipos que se emplean en aquellas instalaciones de cogeneración las cuales tienen como finalidad extraer el calor contenido en los gases de escape de una turbina para producir vapor de agua para un determinado proceso industrial (Feijóo, 2017).

**Figura 15.2** Caldera de recuperación de calor



Fuente: <https://www.pirobloc.com/sistemas-de-fluido-termico-la-guia-completa/>

Los principales componentes de una caldera de recuperación de calor son:

- Desgasificador: Elimina cada uno de los gases que están disueltos en el agua de suministro.
- Tanque de agua de alimentación: Es la estructura en donde se contiene el agua que suministra el sistema.
- Calderín: Es la zona en donde suministra el evaporador de agua y el sobrecalentador.
- Bombas de alimentación: Aquellas que llevan el agua desde el tanque de suministro a su calderín.
- Economizadores: Intercambiadores de calor encargados de precalentar el agua de suministro a través de los gases de escape.
- Evaporadores: Evaporan el agua mediante la energía contenida en los gases de escape.
- Sobrecalentadores y recalentadores: Son aquellos que están el lugar más próximo a la entrada de los gases provenientes de la combustión.

Existen varios tipos de calderas de recuperación de calor las cuales pueden clasificarse en horizontales o verticales y en aquellas que tienen o no una postcombustión (Feijóo, 2017).

## CAPÍTULO III

### 3. METODOLOGÍA DE LA INVESTIGACIÓN

#### 3.1 Tipo y Diseño de Investigación

Esta investigación es descriptiva debido a que se argumenta en describir las situaciones y circunstancias relacionadas a la disminución del consumo de combustibles provenientes de biomasa mediante la recuperación y aprovechamiento de la energía residual generada en la planta de extracción de aceite de palma San Daniel. Por lo tanto, Se partirá del análisis actual evaluando la cantidad de biocombustible que actualmente es empleado para producir el vapor requerido por el proceso, se buscará una utilidad viable a la energía residual producida y por último se optimizará el proceso de extracción de la planta procesadora y posteriormente se validará con varias fuentes bibliográficas y simulación (Habibi et al., 2020).

#### 3.2 Métodos de Investigación

Se empleará un método sistémico, debido a que el mismo está enfocado en simular la optimización del proceso de extracción de aceite de palma africana mediante la determinación de sus componentes, evaluar sus beneficios y su factibilidad para aplicar. También se aplicarán los métodos inductivo y deductivo; inductivo porque se partirá del proceso actual para llegar a definir si la optimización es ventajosa o no y deductivo porque se iniciará de los datos generales de operación del sistema a estudiar, para deducir por medio de los respectivos cálculos de ingeniería y razonamiento lógico, varias suposiciones.

Es decir, se analizará el funcionamiento actual de las principales operaciones del proceso de extracción como son: sistema de generación de vapor, esterilización, secado, etc. Luego se cuantificará la energía residual en forma de calor generada en la misma y en base a eso se optimizará el proceso de extracción de aceite de palma africana mediante el desarrollo de los respectivos cálculos de ingeniería y simulación en el software DWSIM.

### **3.3 Enfoque de la Investigación**

El enfoque de la investigación del presente proyecto es de carácter cuantitativo, debido a su medición de una o varias variables que permitirán optimizar el proceso de extracción descrito.

### **3.4 Alcance de la Investigación**

El proyecto de investigación está enfocado en la optimización del proceso de extracción de aceite de palma africana ya que se analizará el funcionamiento actual del sistema de generación de vapor y las principales etapas del proceso: esterilización, digestión y secado; Luego se cuantificará la energía residual en forma de calor generada en la misma y en base a eso se optimizará el proceso de extracción de aceite de palma africana mediante el desarrollo de los respectivos cálculos de ingeniería y una simulación.

### **3.5 Metodología**

Para llevar a cabo el desarrollo del presente trabajo de investigación se tomaron los datos operacionales de cada una de las bitácoras digitales de la planta San Daniel, se efectuó un estudio estacionario en cada una de las etapas del proceso y las propiedades termodinámicas del fluido de trabajo empleado en el proceso de extracción de aceite de palma fueron tomados de (Cengel & Boles, 2015). Con los datos apuntados se desarrolló el diagnóstico del funcionamiento actual del proceso a mejorar, mediante la ejecución de un balance de masa y energía del proceso de extracción estudiado con la finalidad de identificar cada uno de los focos calientes de la planta. Posteriormente se efectuaron las propuestas posibles con la que se logrará optimizar el proceso de extracción de aceite palma africana y finalmente se realizó la elección y validación con varias fuentes bibliográficas y simulación de la optimización del respectivo proceso estudiado.

#### ***3.5.1 Diagnóstico del funcionamiento del proceso***

Se revisaron los datos correspondientes al último año de producción de la extractora San Daniel, de los cuales para el desarrollo de los cálculos de ingeniería se utilizaron como referencia los promedios semanales de producción de las últimas doce semanas tal como se detalla a continuación.

**Tabla 1.3** Datos de producción de vapor

<b>Semana</b>	<b>Proceso</b>	<b>Flujo másico (tn)</b>	<b>Temperatura (°C)</b>	<b>Presión (bar)</b>	<b>Fruta procesada (tn)</b>
1	Generación vapor	5,487	594,425	7,316	18,29
	Precalentamiento	0,274	54,870	0,926	
	Esterilización	3,841	182,900	4,573	
	Digestión	0,686	100,595	2,744	
	Secado	0,229	137,175	2,744	
2	Generación vapor	5,892	638,300	7,856	19,64
	Precalentamiento	0,295	58,920	0,995	
	Esterilización	4,124	196,400	4,910	
	Digestión	0,737	108,020	2,946	
	Secado	0,246	147,300	2,946	
3	Generación vapor	5,943	643,825	7,924	19,81
	Precalentamiento	0,297	59,430	1,003	
	Esterilización	4,160	198,100	4,953	
	Digestión	0,743	108,955	2,972	
	Secado	0,248	148,575	2,972	
4	Generación vapor	5,985	648,375	7,980	19,95
	Precalentamiento	0,299	59,850	1,010	
	Esterilización	4,190	199,500	4,988	
	Digestión	0,748	109,725	2,993	
	Secado	0,249	149,625	2,993	
5	Generación vapor	5,673	614,575	7,564	18,91
	Precalentamiento	0,284	56,730	0,958	
	Esterilización	3,971	189,100	4,728	
	Digestión	0,709	104,005	2,837	
	Secado	0,236	141,825	2,837	
6	Generación vapor	5,781	626,275	7,708	19,27
	Precalentamiento	0,28905	57,810	0,976	
	Esterilización	4,047	192,700	4,818	
	Digestión	0,723	105,985	2,891	
	Secado	0,241	144,525	2,891	
7	Generación vapor	5,877	636,675	7,836	19,59
	Precalentamiento	0,294	58,770	0,992	
	Esterilización	4,114	195,900	4,898	
	Digestión	0,735	107,745	2,939	
	Secado	0,245	146,925	2,939	
8	Generación vapor	5,913	640,575	7,884	19,71
	Precalentamiento	0,296	59,130	0,998	
	Esterilización	4,139	197,100	4,928	
	Digestión	0,739	108,405	2,957	
	Secado	0,246	147,825	2,957	
9	Generación vapor	5,931	642,525	7,908	19,77

	Precalentamiento	0,297	59,310	1,001	
	Esterilización	4,152	197,700	4,943	
	Digestión	0,741	108,735	2,966	
	Secado	0,247	148,275	2,966	
10	Generación vapor	5,991	649,025	7,988	19,97
	Precalentamiento	0,300	59,910	1,011	
	Esterilización	4,194	199,700	4,993	
	Digestión	0,749	109,835	2,996	
	Secado	0,250	149,775	2,996	
11	Generación vapor	5,976	647,400	7,968	19,92
	Precalentamiento	0,299	59,760	1,009	
	Esterilización	4,183	199,200	4,980	
	Digestión	0,747	109,560	2,988	
	Secado	0,249	149,400	2,988	
12	Generación vapor	5,916	640,900	7,888	19,72
	Precalentamiento	0,296	59,160	0,999	
	Esterilización	4,141	197,200	4,930	
	Digestión	0,740	108,460	2,958	
	Secado	0,247	147,900	2,958	
<b>Promedio</b>	<b>Generación vapor</b>	<b>5,864 ± 0,149</b>	<b>635,24 ± 16,19</b>	<b>7,82 ± 0,199</b>	<b>19,55 ± 0,498</b>
	<b>Precalentamiento</b>	<b>0,293 ± 0,008</b>	<b>58,64 ± 1,49</b>	<b>0,990 ± 0,025</b>	
	<b>Esterilización</b>	<b>4,105 ± 0,105</b>	<b>195,46 ± 4,98</b>	<b>4,886 ± 0,124</b>	
	<b>Digestión</b>	<b>0,733 ± 0,019</b>	<b>107,50 ± 2,74</b>	<b>2,932 ± 0,075</b>	
	<b>Secado</b>	<b>0,244 ± 0,006</b>	<b>146,59 ± 3,74</b>	<b>2,932 ± 0,075</b>	

Fuente: Extractora San Daniel  
Elaborado por: Valdez, S., 2021

Adicional a la revisión de los datos de la bitácora se realizaron lecturas de los paneles digitales en tiempo real, en un periodo de seguimiento de 15 días. Se verificó que de acuerdo a las condiciones presentadas guardan relación y coherencia con los registros.

### 3.5.2 Balance de Masa y Energía de la Extractora San Daniel

Para evaluar el funcionamiento actual del proceso de extracción de aceite de palma africana y poder determinar la cantidad de energía residual producida en la misma se efectuó un balance de masa y energía. La figura 3.1 indica el diagrama de flujo actual de la extractora San Daniel, en el cual se detallan las operaciones unitarias y cada uno de los flujos del proceso de extracción de aceite de palma africana. Se tomaron varias muestras de cada una de las corrientes del proceso para desarrollar análisis de humedad y contenido de aceite en el laboratorio de la planta, con la

finalidad de conocer las fracciones de humedad y de aceite, para posteriormente realizar los respectivos cálculos pertinentes al balance de masa.

**Dónde:**

W = Agua

W1 = Agua precalentada

V = Vapor (proceso)

VP = Vapor de purga

FP = Fibra

V1 = Vapor de alimentación (tanque de precalentamiento)

R = Racimos de fruta de palma

V2 = Vapor de alimentación (Esterilización)

P1 = Purga esterilización

C = Condesados de esterilización

R2 = Racimos de fruta de palma esterilizada

RQ = Raquis

RQ2 = Raquis (remanentes de la prensa)

F = Frutos sueltos

V3 = Vapor de alimentación (Digestión)

P2 = Purga digestión

D = Frutos digeridos

T = torta

N = nueces

P = Aceite bruto

AL1 = Aceite lodoso

AR = Aceite recuperado

TE = Efluentes

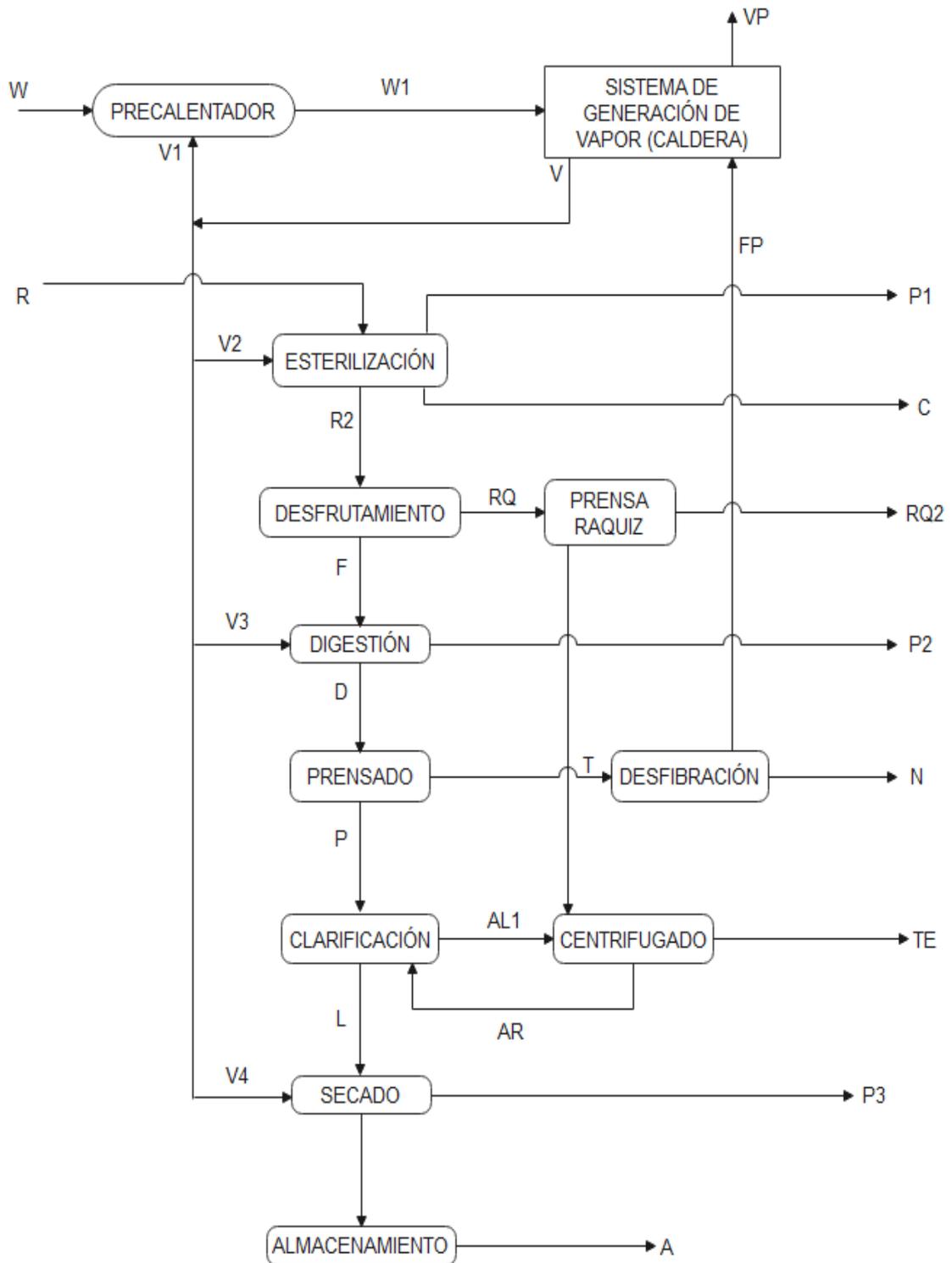
L = Aceite húmedo

V4 = Vapor de alimentación (Secado)

P3 = Purga Secado

A = Aceite terminado

**Figura 1.3** Diagrama de flujo Extractora San Daniel



**Fuente:** Extractora San Daniel  
**Elaborado por:** Valdez, S., 2021

### 3.5.3 Balance de Masa

El balance de masa global y de cada una de las operaciones unitarias del proceso se efectuó con los datos promedios de la tabla 3.1 y los obtenidos de las pruebas de laboratorio, en donde se calculó los flujos y rendimientos de extracción.

#### 3.5.3.1 Pruebas de Laboratorio

Con la finalidad de conocer las composiciones de los flujos de cada operación del proceso de extracción para poder desarrollar el balance de masa y energía se efectuaron pruebas de análisis de humedad y extracto etéreo en el laboratorio de la planta arrojando los siguientes resultados:

##### 1) Esterilización

Se desarrolló un análisis de humedad y extracto etéreo al flujo de entrada del esterilizador, en cual se obtuvieron los siguientes resultados:

**Tabla 2.3** Resultados análisis de humedad y extracto etéreo Esterilizador

<b>Entrada Esterilizador</b>		
<b>Muestras</b>	<b>% Humedad</b>	<b>% Extracto etéreo</b>
1	36,01	22,34
2	36,21	22,12
3	36,11	22,05
<b>Promedio</b>	<b>36,11 ± 0,10</b>	<b>22,17 ± 0.16</b>

Elaborado por: Valdez, S., 2021

##### 2) Digestión

Al flujo de entrada y salida del proceso de digestión se efectuó un análisis de humedad y extracto etéreo, consiguiéndose los siguientes resultados:

**Tabla 3.3** Resultados análisis de humedad y extracto etéreo Digestor

<b>Entrada Digestor</b>		
<b>Muestras</b>	<b>% Humedad</b>	<b>% Extracto etéreo</b>
1	42,25	34,69
2	42,12	34,59
3	42,32	34,45
<b>Promedio</b>	<b>42,23 ± 0,10</b>	<b>34,58 ± 0,002</b>

Elaborado por: Valdez, S., 2021

**Tabla 4.3** Resultados análisis de humedad salida del Digestor

<b>Salida Digestor</b>	
<b>Muestras</b>	<b>% Humedad</b>
1	43,35
2	43,18
3	43,25
<b>Promedio</b>	<b>43,26 ± 0,085</b>

Elaborado por: Valdez, S., 2021

## 3) Prensa

Los resultados del análisis de humedad y extracto etéreo del flujo entrante y saliente de la prensa se detallan a continuación:

**Tabla 5.3** Resultados análisis de humedad salida de la Prensa

<b>Entrada Prensa</b>		
<b>Muestras</b>	<b>%Humedad</b>	<b>% Extracto etéreo</b>
1	46,31	32,08
2	46,17	32,16
3	46,05	32,28
<b>Promedio</b>	<b>46,18 ± 0,13</b>	<b>32,17 ± 0,101</b>

Elaborado por: Valdez, S., 2021

**Tabla 6.3** Resultados análisis de humedad salida de la Prensa

<b>Salida Prensa Aceite</b>	
<b>Muestras</b>	<b>%Humedad</b>
1	50,86
2	50,77
3	50,64
<b>Promedio</b>	<b>50,76 ± 0,11</b>

Elaborado por: Valdez, S., 2021

**Tabla 7.3** Resultados análisis de humedad y extracto etéreo salida de la Prensa Torta

<b>Salida Prensa Torta</b>		
<b>Muestras</b>	<b>%Humedad</b>	<b>% Extracto etéreo</b>
1	33,38	4,25
2	33,12	4,41
3	33,25	4,14
<b>Promedio</b>	<b>33,25 ± 0,13</b>	<b>4,27 ± 0,136</b>

Elaborado por: Valdez, S., 2021

**Tabla 8.3** Resultados análisis de humedad y extracto etéreo Prensa Raquiz

<b>Salida Prensa Raquiz</b>		
<b>Muestras</b>	<b>%Humedad</b>	<b>% Extracto etéreo</b>
1	68,31	2,14
2	68,03	1,97
3	68,14	2,02
<b>Promedio</b>	<b>68,16 ± 0,14</b>	<b>2,04 ± 0,087</b>

Elaborado por: Valdez, S., 2021

**Tabla 9.3** Resultados análisis de humedad Aceite Raquiz

<b>Salida Prensa Aceite</b>	
<b>Muestras</b>	<b>%Humedad</b>
1	30,21
2	30,09
3	30,01
<b>Promedio</b>	<b>30,10 ± 0,10</b>

Elaborado por: Valdez, S., 2021

#### 4) Clarificación

Las corrientes de salida de la etapa de clarificación son aceite húmedo y aceite lodoso, a ambas se le realizó el análisis de humedad y los resultados obtenidos fueron los siguientes:

**Tabla 10.3** Resultados análisis de humedad Aceite Húmedo

<b>Salida Clarificación Aceite Húmedo</b>	
<b>Muestras</b>	<b>%Humedad</b>
1	38,71
2	38,59

3	38,44
<b>Promedio</b>	<b>38,58 ± 0,14</b>

Elaborado por: Valdez, S., 2021

**Tabla 11.3** Resultados análisis de humedad Aceite Lodoso

<b>Salida Clarificación Aceite Lodoso</b>	
<b>Muestras</b>	<b>%Humedad</b>
1	77,71
2	77,48
3	77,59
<b>Promedio</b>	<b>77,59 ± 0,12</b>

Elaborado por: Valdez, S., 2021

5) Secado

Los resultados del análisis de humedad del flujo saliente de la etapa de secado son los siguientes:

**Tabla 12.3** Resultados de análisis de humedad aceite terminado

<b>Salida Secado Aceite</b>	
<b>Muestras</b>	<b>%Humedad</b>
1	26,52
2	26,13
3	26,29
<b>Promedio</b>	<b>26,31 ± 0,20</b>

Elaborado por: Valdez, S., 2021

La fruta fresca de palma africana está compuesta por aceite, agua, racimo, sólidos y nuez. La composición de la corriente de alimentación del proceso se determinó del análisis de humedad y extracto etéreo pertinente al mesocarpio de la fruta de palma. El número de frutas contenidas en cada racimo de palma africana se tomó de (Angulo & Arroyo Caicedo, 2007). Se estimó que la nuez representa el 10% de la palma según (Muñoz, 2016). La diferencia de cada uno de los componentes permitió hallar el porcentaje de sólidos.

La extractora San Daniel está diseñada para procesar 25 tn/h, sin embargo, de acuerdo a los datos recopilados de las últimas doce semanas, procesa un promedio de 19,55 tn/h por tal razón la base de cálculo es de 19,55 toneladas por cada hora. Cada uno estos datos fueron verificados en los paneles digitales de la planta en un periodo de 15 días de seguimiento en tiempo real.

1) Sistema de Generación de Vapor (Caldera)

Los flujos de entrada corresponden al fluido de trabajo que es el agua y el combustible el cual es la fibra remanente del respectivo proceso de extracción. Los flujos de salida son el vapor entregado al proceso, los gases de escape de la chimenea y la purga de vapor.

Para iniciar el proceso de generación de vapor en la planta San Daniel ingresan 6 tn/h de agua.

Ecuación 1

$$W1 + FP = V + VP + G$$

Dónde:

$W1 = Agua$

$FP = Fibra$

$V = vapor\ de\ agua$

$VP = vapor\ purga$

$G = gases\ de\ escape$

2) Esterilización

En el proceso de esterilización se tienen dos flujos de entrada que son los RFF de palma africana y vapor de agua, mientras que en la salida son los flujos de palma cocida, vapor de purga y condensados.

Para llevar a cabo esta operación el vapor de agua que ingresa es de 4.11 tn/h y la purga de vapor es 1.5 tn/h.

Ecuación 2

$$R + V2 = R2 + P1 + C$$

Ecuación 3

$$x_{wr}R + x_{wv2}V2 = x_{wr2}R2 + x_{wp1}P1 + x_{wc}C$$

Ecuación 4

$$x_{ar}R = x_{ar2}R2$$

$$x_{sr}R = x_{sr2}R2$$

Dónde:

$R$  = *Palma africana*

$V2$  = *Vapor de agua*

$R2$  = *Palma africana esterilizada*

$P1$  = *Vapor purga*

$C$  = *Condensados*

$x_w$  = *fracción de agua*

$x_a$  = *fracción de aceite*

$x_r$  = *fracción de racimo*

$x_s$  = *fracción de sólidos*

$x_n$  = *fracción de nuez*

### 3) Desfrutamiento

En esta operación únicamente ingresa la palma africana esterilizada y salen los frutos sueltos de palma y raquis o racimos vacíos.

Ecuación 6

$$R2 = F + RQ$$

Ecuación 7

$$x_{r2}R2 = x_{rq}RQ$$

Dónde:

$F$  = *Frutos sueltos*

$RQ$  = *Raquis*

### 4) Digestión

Los flujos de entrada corresponden a los frutos sueltos provenientes del desfrutamiento y vapor de agua. Los flujos de salida corresponden a los frutos digeridos y la purga de vapor.

El vapor de agua que ingresa a esta operación es de 1.1 tn/h.

Ecuación 8

$$F + V3 = D + P2$$

Ecuación 9

$$x_{wf}F + V3 = x_{wd}D + P2$$

Ecuación 10

$$x_{af}F = x_{ad}D$$

Dónde:

$V3 = Vapor\ de\ agua$

$D = Frutos\ digeridos$

$P2 = Purga\ digestor$

#### 5) Prensado

El flujo que ingresa son los frutos digeridos y como salida se tienen los flujos de aceite bruto y la torta.

Ecuación 11

$$D = P + T$$

Ecuación 12

$$x_{wd}D = x_{wp}P + x_{wt}T$$

Ecuación 13

$$x_{ad}D = x_{ap}P + x_{at}T$$

Ecuación 14

$$x_{sd}D = x_{st}T$$

Dónde:

$P = Aceite\ bruto$

$T = Torta$

#### 6) Desfibración

La torta saliente del proceso anterior ingresa a la desfibración, teniendo como salidas fibra y nueces.

Ecuación 15

$$T = FP + N$$

Ecuación 16

$$x_{st}T = x_{sfp}FP$$

Dónde:

$FP = \text{Fibra}$

$N = \text{Nuez}$

### 7) Clarificación

El flujo de entrada es el aceite bruto y como flujos de salida son el aceite húmedo y aceite lodoso.

Ecuación 17

$$P = L + AL$$

Ecuación 18

$$x_{wp}P = x_{wL}L + x_{waL}AL$$

Ecuación 19

$$x_{ap}P = x_{aL}L + x_{aAL}AL$$

Dónde:

$L = \text{Aceite Húmedo}$

$AL = \text{Aceite Lodoso}$

### 8) Secado

El aceite húmedo obtenido en la operación anterior ingresa junto al vapor de agua a la etapa de secado y como flujos de salida se tienen el aceite terminado y la purga de vapor.

Ecuación 20

$$L + V4 = A + P3$$

Ecuación 21

$$x_{aL}L = x_{aAP}P3 + x_{aA}A$$

Dónde:

$V4 = \text{Vapor de agua}$

$A = \text{Aceite terminado}$

$P3 = \text{Purga Secado}$

9) Centrifugación

El flujo de entrada en esta operación es el aceite lodoso y los flujos de salida son el aceite recuperado y las aguas lodosas.

Ecuación 22

$$AL + ARQ = AR + TE$$

Ecuación 23

$$x_{wAL}AL + x_{wARQ}ARQ = x_{wAR}AR + x_{wTE}TE$$

Ecuación 24

$$x_{aAL}AL + x_{aARQ}ARQ = x_{aAR}AR$$

Dónde:

$AR =$  Aceite recuperado

$TE =$  Aguas Lodosas

10) Prensado Raquiz

En esta operación ingresan los raquis o racimos vacíos y los flujos de salida son el aceite de raquiz y racimos desechados.

Ecuación 25

$$RQ = ARQ + RQ2$$

Ecuación 26

$$x_{wRQ}RQ = x_{wRQ2}RQ2 + x_{wARQ}ARQ$$

Dónde:

$ARQ =$  Aceite de raquis

$RQ2 =$  Racimos desechados

### 3.5.4 Balance de Energía

La cantidad de energía que ingresa a un sistema estacionario o volumen de control en forma de calor, trabajo o masa tiene que ser igual a la cantidad de energía que sale, por lo tanto:

$$\dot{E}_{entrada} = \dot{E}_{salida}$$

La energía puede ser cedida por calor, trabajo o masa, entonces el balance de energía para un sistema estacionario es:

$$\dot{Q}_{entrada} + \dot{W}_{entrada} + \sum_{entrada} \dot{m}\theta = \dot{Q}_{salida} + \dot{W}_{salida} + \sum_{salida} \dot{m}\theta$$

Dónde:

$$\theta = h + \frac{V^2}{2} + gz$$

$$\dot{Q}_{entrada} + \dot{W}_{entrada} + \sum_{entrada} \dot{m}h = \dot{Q}_{salida} + \dot{W}_{salida} + \sum_{salida} \dot{m}h$$

El balance de energía es efectuado con la finalidad de conocer la energía requerida y desechada en cada operación del proceso, las etapas analizadas en el presente proyecto son: sistema de generación de vapor, esterilización, digestión y secado, las cuales son sistemas abiertos por que existe un intercambio de masa y energía entre el sistema y sus alrededores. Además, se considera que cada etapa trabaja en un régimen estacionario, en donde las temperaturas y presiones del proceso permanecen constantes, el combustible empleado en la caldera es la fibra de palma la cual está compuesta en su mayoría por celulosa y tiene un poder calorífico de 12150.8 KJ/Kg según (Torres Pérez & Quintero Lopez, 2019).

Los valores pertinentes a las capacidades caloríficas de la fruta de palma africana y aceite de palma africana en cada una de las etapas estudiadas son calculados de acuerdo a (Batty, J. Clair, Folkman, 1990).

La producción de aceite de palma africana en la planta San Daniel es de 24 horas los 7 días de la semana.

A continuación, se presenta el resumen de datos tomados de la tabla 3.1 que son considerados en el balance de energía.

**Tabla 13.3** Datos considerados en el Balance de Energía

<b>Sistema de Generación de Vapor</b>	
<b>Agua</b>	<b>Entrada</b>
Flujo másico (tn/h)	5,86
Temperatura (C)	58,64
Presión (bar)	0,99
Entalpía (KJ/kg)	230,23
<b>Esterilización</b>	
<b>Vapor de Agua</b>	<b>Entrada</b>
Flujo másico (tn/h)	4,11
Temperatura (C)	195,46
Presión (bar)	4,89
Entalpía (KJ/kg)	2855
<b>Digestión</b>	
<b>Vapor de Agua</b>	<b>Entrada</b>
Flujo másico (tn/h)	0,733
Temperatura (C)	107,50
Presión (bar)	2,93
Entalpía (KJ/kg)	461,5
<b>Secado</b>	
<b>Vapor de Agua</b>	<b>Entrada</b>
Flujo másico (tn/h)	0,244
Temperatura (C)	146,59
Presión (bar)	2,93
Entalpía (KJ/kg)	2761

Fuente: Extractora San Daniel  
Elaborado por: Valdez, S., 2021

Cabe indicar que las entalpías y capacidades caloríficas son tomadas de las tablas termodinámicas de (Cengel & Boles, 2015), de acuerdo a sus respectivas temperaturas y presiones.

1) Sistema de Generación de Vapor

La cantidad de calor que absorbe el agua para cambiar de fase y alcanzar las condiciones de salida es calculada por:

Ecuación 29

$$Q_w = \dot{m}_w(H_2 - H_1)$$

Dónde:

$Q_w =$  Calor del agua

$\dot{m}_w = \text{Flujo másico del agua}$

$H_1 = \text{Entalpía (condiciones de entrada)}$

$H_2 = \text{Entalpía (condiciones de salida)}$

La fibra del mesocarpio de la fruta de palma africana es un subproducto del proceso de extracción de aceite, la misma es usada como combustible del sistema de generación de vapor (caldera) de la planta San Daniel. La cantidad de calor que aporta la fibra al proceso de combustión en el sistema es calculada por:

Ecuación 30

$$Q_c = \dot{m}_f C_f$$

Dónde:

$Q_c = \text{Calor de combustión}$

$\dot{m}_f = \text{Flujo másico de la fibra}$

$C_f = \text{Poder calorífico de la fibra}$

La cantidad de calor perdido en el sistema de generación de vapor es calculada de la diferencia entre el calor aportado por el combustible y el calor absorbido por el agua:

Ecuación 31

$$Q_p = Q_c - Q_w$$

## 2) Esterilización

La cantidad de calor perteneciente al vapor de purga de la etapa de esterilización de la palma africana es hallada de la siguiente manera:

Ecuación 32

$$Q_{\text{Esterilizador}} = Q_{SR} + Q_{SW} + Q_{LW} + Q_{VE}$$

Ecuación 33

$$Q_R + Q_{V2} = Q_{R2} + Q_{P1} + Q_C$$
$$Q_{P1} = \dot{m}_R C_{pR} dT + \dot{m}_{V2} \Delta H_{V2} - \dot{m}_{R2} C_{pR2} dT - \dot{m}_{V2} \Delta H_{V2}$$

Dónde:

$Q_{SR}$  = Calor sensible palma cruda

$Q_{SW}$  = Calor sensible de agua (esterilización)

$Q_{LW}$  = Calor latente de agua (esterilización)

$Q_{VE}$  = Calor vaporización (esterilización)

$Q_R$  = Calor palma cruda

$Q_{V2}$  = Calor de vapor de agua que ingresa a la operación

$Q_{R2}$  = Calor palma esterilizada

$Q_{P1}$  = Calor de purga de vapor de la operación

$Q_C$  = Calor de condensados

$\dot{m}$  = Flujo másico

$C_p$  = Capacidad calorífica

$H$  = Entalpía

### 3) Digestión

El calor contenido en el vapor de purga de la operación de digestión es calculado de la siguiente manera:

Ecuación 34

$$Q_{digestor} = Q_{SF} + Q_{SWD} + Q_{LWD} + Q_{VWD}$$

Ecuación 35

$$Q_F + Q_{V3} = Q_D + Q_{PD}$$

$$Q_{PD} = \dot{m}_F C_{pF} dT + \dot{m}_{V3} \Delta H_{V3} - \dot{m}_D C_{pD} dT$$

Dónde:

$Q_{SF}$  = Calor sensible frutos sueltos

$Q_{SWD}$  = Calor sensible agua del digestor

$Q_{LWD}$  = Calor latente agua del digestor

$Q_{VWD}$  = Calor de vaporización agua del digestor

$Q_F$  = Calor de frutos sueltos

$Q_{V3}$  = Calor de vapor de agua que ingresa a la operación

$Q_D = \text{Calor de frutos digeridos}$

$Q_{PD} = \text{Calor de la purga de vapor de la operación}$

#### 4) Secado

Para hallar el calor incluido en el vapor de purga de la etapa de secado se tiene la siguiente ecuación simplificada:

Ecuación 36

$$Q_L + Q = Q_A + Q_{AS}$$

Ecuación 37

$$Q = Q_{s(T_L-T_A)\text{aceite}} + Q_{s(T_L-T_A)\text{agua}} + Q_{l(\text{agua})}$$

Dónde:

$Q_L = \text{Calor del aceite húmedo}$

$Q_A = \text{Calor del aceite seco}$

$Q_{AS} = \text{Calor del agua}$

$Q_s = \text{Calor sensible}$

$Q_l = \text{Calor latente}$

$T_L = \text{Temperatura aceite húmedo}$

$T_A = \text{Temperatura aceite seco}$

### 3.5.5 Optimización del proceso de extracción

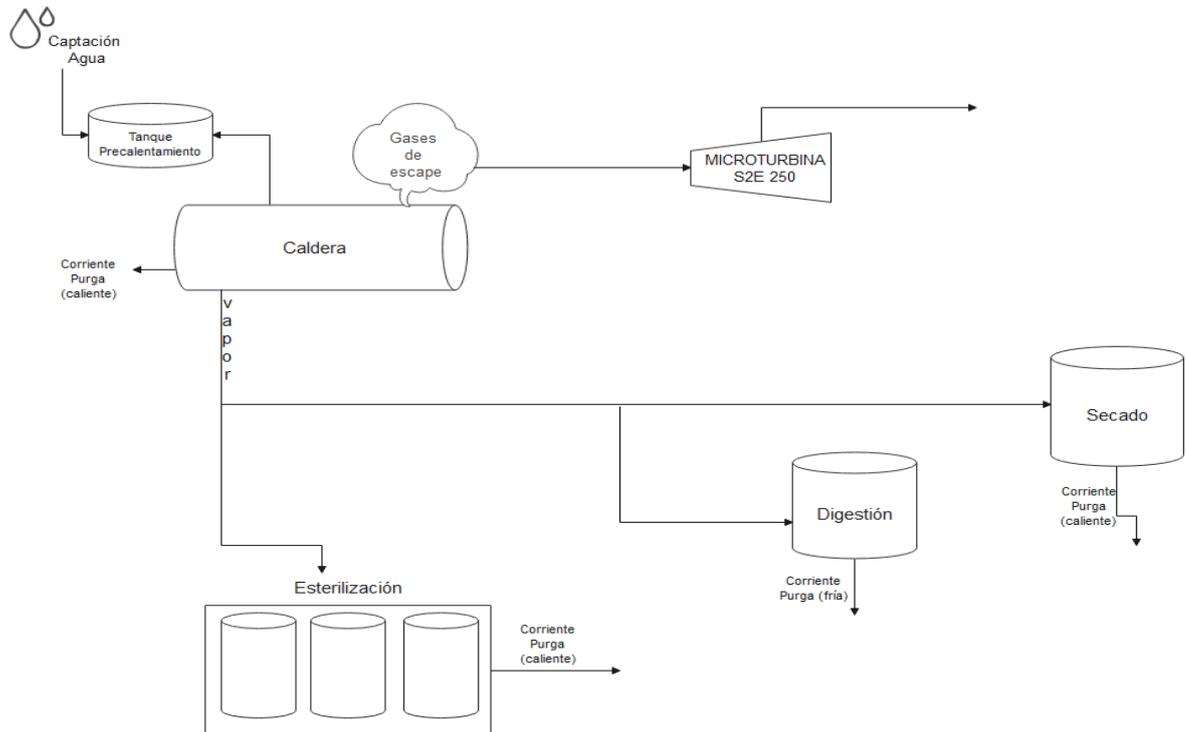
Para efectuar la optimización del proceso se evaluarán tres propuestas individuales y dos propuestas combinadas con la finalidad de conocer cuál es el la más beneficiosa tanto energéticamente como económicamente e implementarla en el proceso actual de la extractora San Daniel.

#### 3.5.5.1 Microturbina de vapor

Consiste en implementar una microturbina de vapor con la finalidad generar energía eléctrica a partir de la energía residual producida en la extractora. Uno de los focos calientes encontrados a través del balance de energía, que cumple con los parámetros técnicos requeridos por este

dispositivo, se encuentra en los gases de escape provenientes de la chimenea del sistema de generación de vapor.

**Figura 2.3** Propuesta microturbina de vapor



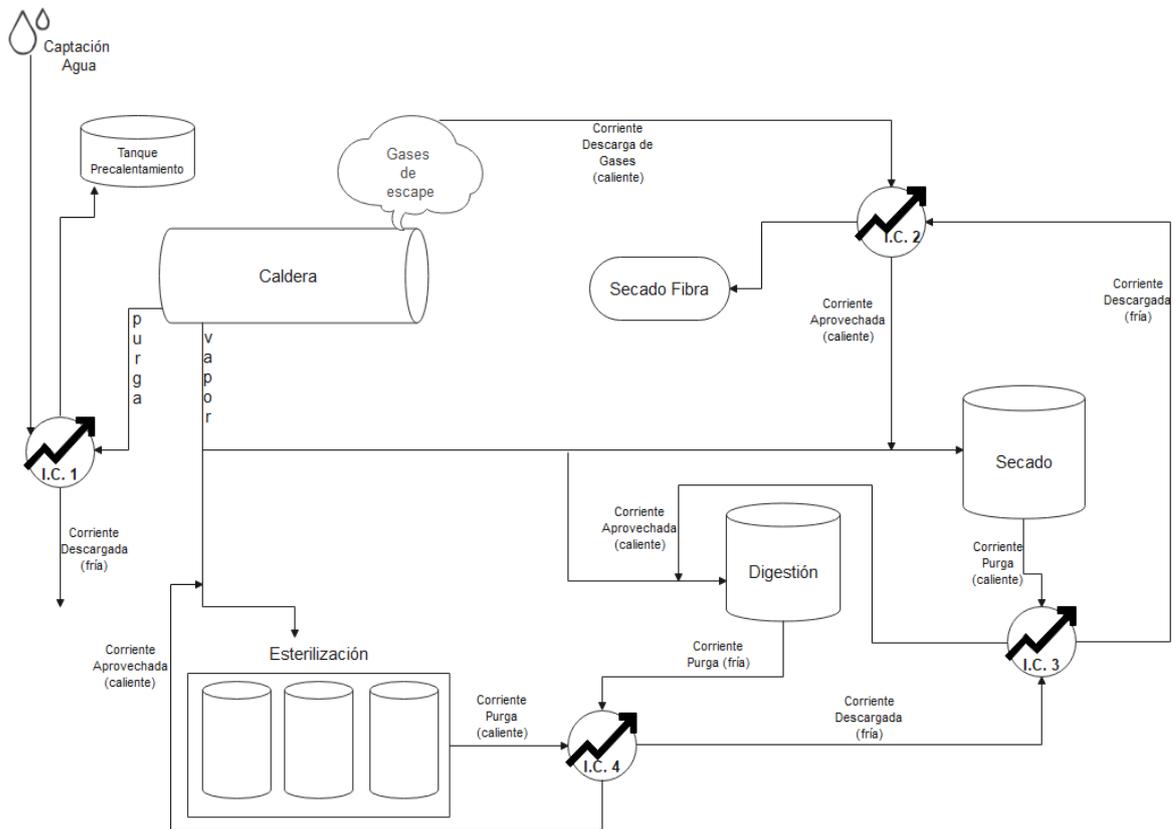
Elaborado por: Valdez, S., 2021

### 3.5.5.2 Recuperadores de Calor

Agregar intercambiadores de calor es otra de las alternativas que se plantea en el presente proyecto de investigación, los intercambiadores de calores son dispositivos que permiten recuperar la energía residual obtenida en un procedimiento industrial, disminuyendo los costos de operación e incrementando la eficiencia térmica del proceso.

Existen diferentes tipos de recuperadores de calor sin embargo los que se propone implementar en el proceso de la planta San Daniel son intercambiadores de calor de tubo y carcasa porque tienen una gran superficie de intercambio de energía térmica, pueden operar con fluidos que se encuentren en cualquier fase, además pueden trabajar a elevadas presiones y temperaturas, son fáciles de desmantelar para su respectivo mantenimiento y tienen buena disponibilidad en el mercado industrial.

**Figura 3.3** Propuesta recuperadores de calor



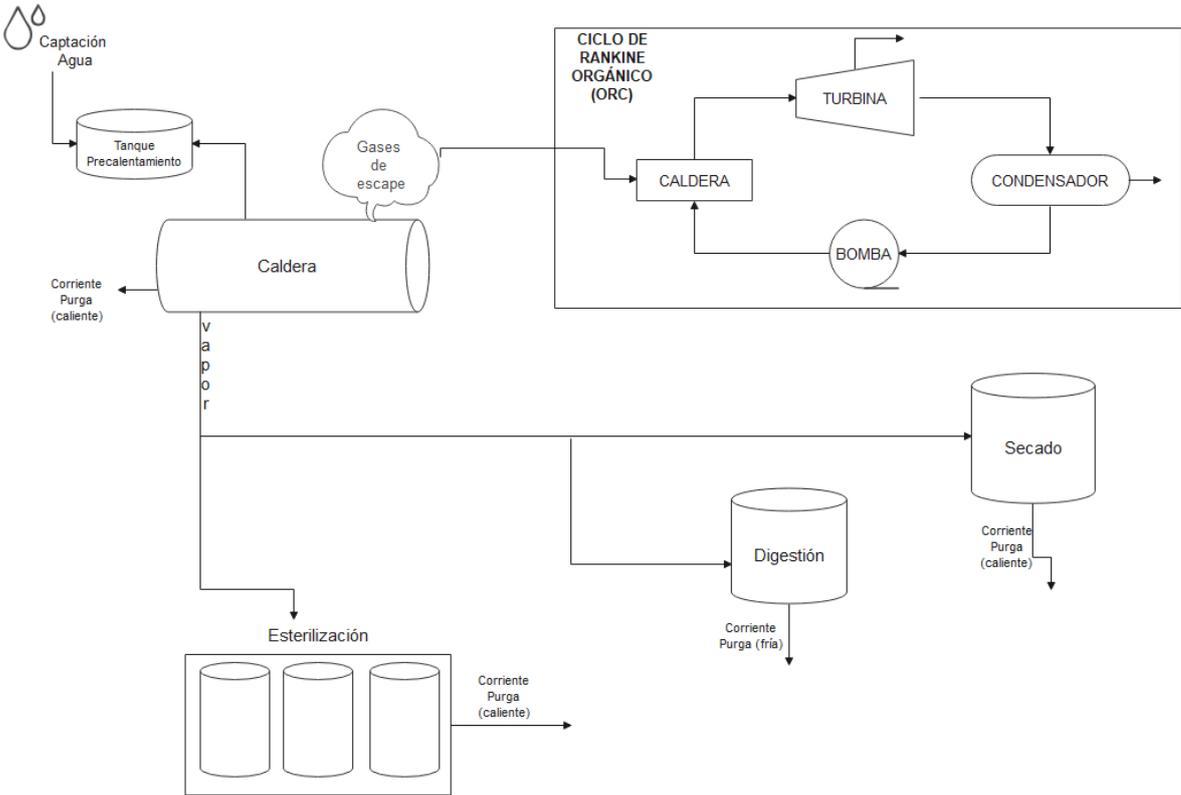
Elaborado por: Valdez, S., 2021

### 3.5.5.3 Ciclo de Rankine Orgánico

La última alternativa que se propone para aprovechar la energía residual en la extractora es la implementación de un Ciclo de Rankine Orgánico (ORC) el cual es un sistema cuyo fluido de trabajo es un compuesto orgánico y utiliza flujos de baja y media temperatura para generar energía eléctrica. Cabe indicar que su funcionamiento no produce ningún tipo de contaminantes hacia al medio ya que cuenta con un sistema compacto.

De acuerdo al balance de energía desarrollado en la planta San Daniel, el vapor de purga proveniente de los gases de escape derivados de la chimenea de la caldera tienen flujos másicos elevados y temperaturas convenientes para activar un ORC.

**Figura 4.3** Propuesta Ciclo de Rankine Orgánico (ORC)



Elaborado por: Valdez, S., 2021

## CAPÍTULO IV

### 4. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

#### 4.1 Balance de Masa

El desarrollo del balance de masa de la extractora San Daniel permitió determinar los flujos másicos de cada una de las operaciones del proceso de extracción de aceite como se detalla en la siguiente tabla:

**Tabla 1.4** Resultados del Balance de Masa Extractora San Daniel

<b>Sistema de Generación de Vapor (Caldera)</b>			
Agua	W1	5,86	tn/h
Vapor Proceso	V	5,86	tn/h
Gases de Escape	G	10,18	tn/h
Vapor Purga	VP	0,592	tn/h
Fibra	FP	2,188	tn/h
<b>Esterilización</b>			
Vapor Esterilizador	V2	4,11	tn/h
Palma Africana Cruda	R	19,55	tn/h
Palma Africana Cocida	R2	17,87	tn/h
Purga Esterilizador	P1	1,47	tn/h
Condensados	C	4,32	tn/h
<b>Desfrutamiento</b>			
Frutos Suelos	F	14,299	tn/h
Raquiz	RQ	3,575	tn/h
<b>Digestión</b>			
Vapor Digestor	V3	0,733	tn/h
Frutos Digeridos	D	14,584	tn/h
Purga Digestor	P2	0,448	tn/h
<b>Prensa</b>			
Aceite Bruto	P	10,755	tn/h
Torta	T	3,829	tn/h
<b>Prensa Raquiz</b>			
Aceite Raquiz	ARQ	0,552	tn/h
Raquiz Desecho	RQ2	3,023	tn/h
<b>Desfibración</b>			

Fibra	FP	2,188	tn/h
Nueces	N	1,642	tn/h
<b>Clarificación</b>			
Aceite Húmedo	L	7,396	tn/h
Aceite Lodoso	AL	3,359	tn/h
<b>Secado</b>			
Vapor Secador	V4	0,244	tn/h
Aceite Terminado	A	5,700	tn/h
Purga Secador	P3	0,244	tn/h
<b>Centrifugado</b>			
Aceite Recuperado	AR	1,246	tn/h
Aguas Lodosas	TE	2,113	tn/h

Fuente: Extractora San Daniel  
Elaborado por: Valdez, S., 2021

#### 4.2 Balance de Energía

Mediante el balance de energía se calculó la energía necesaria y residual en cada operación del proceso de extracción de aceite de palma africana como se describe en la siguiente tabla:

**Tabla 2.4** Resultados del Balance de Energía Extractora San Daniel

<b>Sistema de Generación de Vapor (Caldera)</b>			
Calor del Agua	Qagua	5842	KW
Calor del Combustible	Qcomb	7385	KW
Calor Gases de Escape	Qperdido	1543	KW
Calor de la purga caldera	Qpurgacal	424,3	KW
<b>Esterilizador</b>			
Calor del Esterilizador	Qester	4614	KW
Calor de la purga	Qpester	1723	KW
<b>Digestor</b>			
Calor del Digestor	Qdig	569,9	KW
Calor de la purga	Qpdig	35,82	KW
<b>Secador</b>			
Calor del Secador	Qsec	281,2	KW
Calor de la purga	Qpsec	211,1	KW

Fuente: Extractora San Daniel  
Elaborado por: Valdez, S., 2021

### 4.3 Análisis técnico de la optimización del proceso

Para optimizar el proceso de extracción de aceite de palma africana de la planta San Daniel se plantean tres propuestas de las cuales, de acuerdo a su factibilidad técnica y económica se elegirá una o varias de ellas

#### 4.3.1 Microturbinas de vapor

Los gases de escape de la chimenea de la caldera tienen un flujo continuo y una gran cantidad de energía residual que se puede aprovechar para optimizar el proceso de extracción a través de la implementación de una microturbina de vapor.

De acuerdo al balance de masa y energía efectuado se encontraron cuatro puntos potenciales de energía residual aprovechable. El punto dos proviene de los gases de escape de la chimenea de la caldera con una temperatura de 250 °C y un flujo másico de 10,18 tn/h. De acuerdo a la ficha técnica de la microturbina de vapor (ver en Anexo A) del Grupo Nova Energía se cumple con los parámetros técnicos necesarios para transformar este vapor en energía mediante una microturbina de vapor S2E 250, la cual tiene la posibilidad de operar con vapor húmedo y además presentan un sistema plug&play.

**Tabla 3.4** Resultados Microturbinas de Vapor

Sistema de generación de vapor (Chimenea)		
Microturbina S2E 250	Entrada	Potencia Eléctrica (KW)
Temperatura (°C)	250	150
Flujo másico (tn/h)	10,18	
Presión (bar)	8	

Fuente: Ficha Técnica Microturbinas Grupo Nova Energía  
Elaborado por: Valdez, S., 2021

### 4.3.2 Recuperadores de Calor

Por cada punto potencial encontrado de energía residual aprovechable se plantea agregar un recuperador de calor.

#### 1) Recuperador de Calor I

El flujo de vapor de la purga de la caldera es emitido al ambiente sin ningún tipo de aprovechamiento, por lo tanto, se puede implementar un intercambiador de calor para recuperar esta energía residual e introducirla en el tanque de precalentamiento de agua de alimentación de la caldera que actualmente es calentado directamente por energía proveniente del sistema de generación de vapor. A continuación, se detallan los resultados en las siguientes tablas:

**Tabla 4.4** Resultados de corrientes de recuperador de calor 1

I. C. 1	Flujo Frío		Flujo Caliente	
	Entrada (captación río)	Salida precalentamiento	Entrada purga caldera	Salida aprovechada
Temperatura (°C)	30	60,71	300	127,45
Presión (bar)	0,990	0,990	2,5	2,5
Flujo Másico (Kg/h)	5864	5864	592	592
Flujo Molar (mol/s)	90,4171	90,4171	9,1281	9,1281
Flujo Volumétrico (m3/s)	1,63E-03	1,65E-03	0,1729	0,0648

Fuente: Software DWSIM  
Elaborado por: Valdez, S., 2021

**Tabla 5.4** Resultados Recuperador de Calor 1

Intercambiador de Calor 1		
Propiedad	Valor	Unidad
Eficiencia Térmica	63,46	%
Intercambio de Calor	225,578	KW
Área	2,5103	m2
Coefficiente de transferencia de calor	0,56913	KW/m2K

Fuente: Software DWSIM  
Elaborado por: Valdez, S., 2021

2) Recuperador de Calor 2

El recuperador de calor dos puede enfriar los gases de escape salientes de la chimenea previo a su descarga y aprovechar esa energía para reingresarla al proceso de extracción, de tal forma que se logre reducir el daño al ecosistema que provocan por su elevada temperatura.

**Tabla 6.4** Resultados Corrientes Recuperador de Calor 2

I. C. 2	Flujo Frío		Flujo Caliente	
	Entrada (Descarga I.C. 3)	Salida (Aprovechar secado)	Entrada (Gases de escape)	Salida (Descarga ambiente)
Temperatura (°C)	86,72	168,98	250	204,39
Presión (bar)	1,01325	1,01325	1,01325	1,01325
Flujo Másico (Kg/h)	244	244	10180	10180
Flujo Molar (mol/s)	3,7622	3,7622	156,966	156,966
Flujo Volumétrico (m3/s)	7,007E-05	1,36E-01	6,7152	6,7152

Fuente: Software DWSIM  
Elaborado por: Valdez, S., 2021

**Tabla 7.4** Resultados Recuperador de Calor 2

Intercambiador de Calor 2		
Propiedad	Valor	Unidad
Eficiencia Térmica	94,12	%
Intercambio de Calor	245,705	KW
Área	4,4472	m2
Coefficiente de transferencia de calor	1,475	KW/m2K

Fuente: Software DWSIM  
Elaborado por: Valdez, S., 2021

3) Recuperador de Calor 3

Con la energía residual de la etapa de secado de aceite de palma africana se puede implementar un intercambiador de calor, con el cual se consiguen los siguientes resultados:

**Tabla 8.4** Resultados Corrientes de Recuperador de Calor 3

I. C. 3	Flujo Frío		Flujo Caliente	
	Entrada (Descarga I.C. 4)	Salida (Aprovechar en digestión)	Entrada (Purga secado)	Salida (Descarga para I.C.2)
Temperatura (°C)	85,31	118,46	125	120,241
Presión (bar)	1,89	1,89	2	2
Flujo Másico (Kg/h)	240	240	244	244
Flujo Molar (mol/s)	3,7006	3,7006	3,7622	3,7622
Flujo Volumétrico (m3/s)	6,88E-05	4,30E-02	6,13E-02	1,60E-02

Fuente: Software DWSIM  
Elaborado por: Valdez, S., 2021

**Tabla 9.4** Resultados Recuperador de Calor 3

Intercambiador de Calor 3		
Propiedad	Valor	Unidad
Eficiencia Térmica	70,013	%
Intercambio de Calor	114,162	KW
Área	1,645	m2
Coefficiente de transferencia de calor	4,095	KW/m2K

Fuente: Software DWSIM  
Elaborado por: Valdez, S., 2021

4) Recuperador de Calor 4

Las operaciones de esterilización y digestión del proceso de extracción de aceite de palma africana generan grandes pérdidas de energía las cuales no son utilizadas en la planta San Daniel y son expulsadas al medio, aportando a la contaminación térmica del planeta. De tal manera que un intercambiador de calor en esta sección del proceso puede efectuar una recuperación e integración de energía residual reduciendo el consumo de vapor requerido por estas etapas y atenuando la

contaminación térmica ya que se disminuyen notablemente las temperaturas de los flujos previo a su descarga al medio.

El mismo logra una eficiencia térmica del 81,04% como se puede ver a continuación en los resultados.

**Tabla 10.4** Resultados Corrientes de Recuperador de Calor 4

I. C. 4	Flujo Frío		Flujo Caliente	
	Entrada (Purga Digestión)	Salida (Aprovechar en esterilizado)	Entrada (Purga esterilizado)	Salida (Descarga ambiente)
Temperatura (°C)	80	135,06	155	85,31
Presión (bar)	1,01325	1,89	2	2
Flujo Másico (Kg/h)	478	478	476	476
Flujo Molar (mol/s)	7,3703	7,3703	7,3395	7,3395
Flujo Volumétrico (m3/s)	1,37E-04	2,78E-01	0,1291	1,37E-04

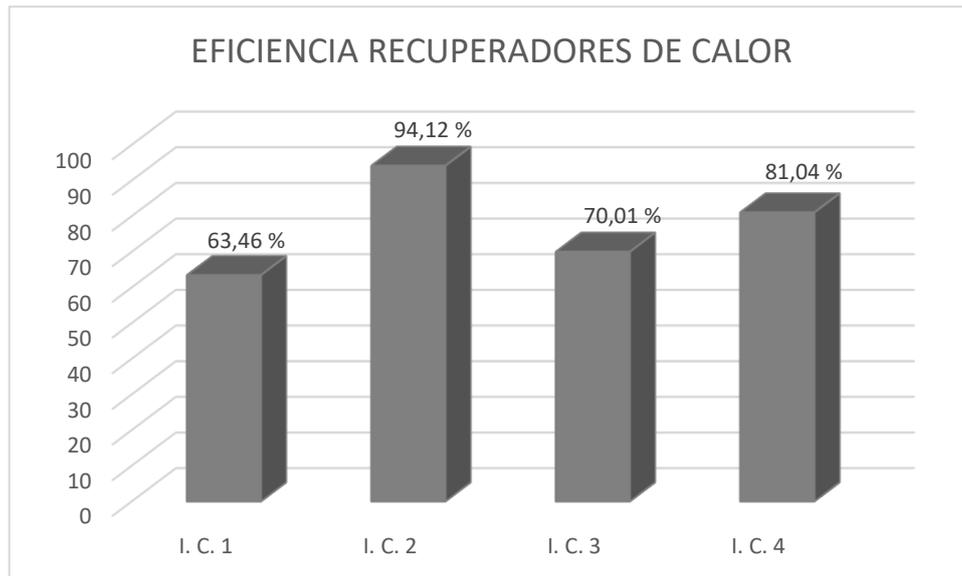
Fuente: Software DWSIM  
Elaborado por: Valdez, S., 2021

**Tabla 11.4** Resultados Recuperador de Calor 4

Intercambiador de Calor 4		
Propiedad	Valor	Unidad
Eficiencia Térmica	81,04	%
Intercambio de Calor	331,01	KW
Área	4,136	m2
Coficiente de transferencia de calor	7,237	KW/m2K

Fuente: Software DWSIM  
Elaborado por: Valdez, S., 2021

**Gráfico 1.4** Eficiencia recuperadores de calor



Fuente: Software DWSIM  
Elaborado por: Valdez, S., 2021

#### 4.3.3 Ciclo de Rankine Orgánico (ORC)

De acuerdo a los resultados obtenidos en el balance de masa y energía del proceso, los valores de temperaturas y flujos de energía residual de los gases de escape del sistema de generación de vapor son apropiados para accionar un Ciclo de Rankine Orgánico, en la simulación del mismo efectuada en el software DWSIM (Ver Anexo C) dio los siguientes resultados:

**Tabla 12.4** Resultados Ciclo de Rankine Orgánico (ORC)

Sistema de generación de vapor			
Parámetro	Valor	Unidades	Nomenclatura
Eficiencia del ciclo	13,95	%	n ciclo
Trabajo neto	215,17	KW	W neto
Calor de entrada	1543	KW	Q adicionado
Trabajo turbina	218,13	KW	W turbina
Trabajo bomba	2,9584	KW	W bomba
Calor de salida	352,81	KW	Q salida

Fuente: Software DWSIM  
Elaborado por: Valdez, S., 2021

De la misma forma se llevó a cabo una simulación de un Ciclo de Rankine Orgánico Regenerativo en el cual el fluido de trabajo antes de ingresar a la turbina es precalentado con la energía residual del flujo de salida de la turbina mediante un recuperador de calor, con la finalidad de reducir el

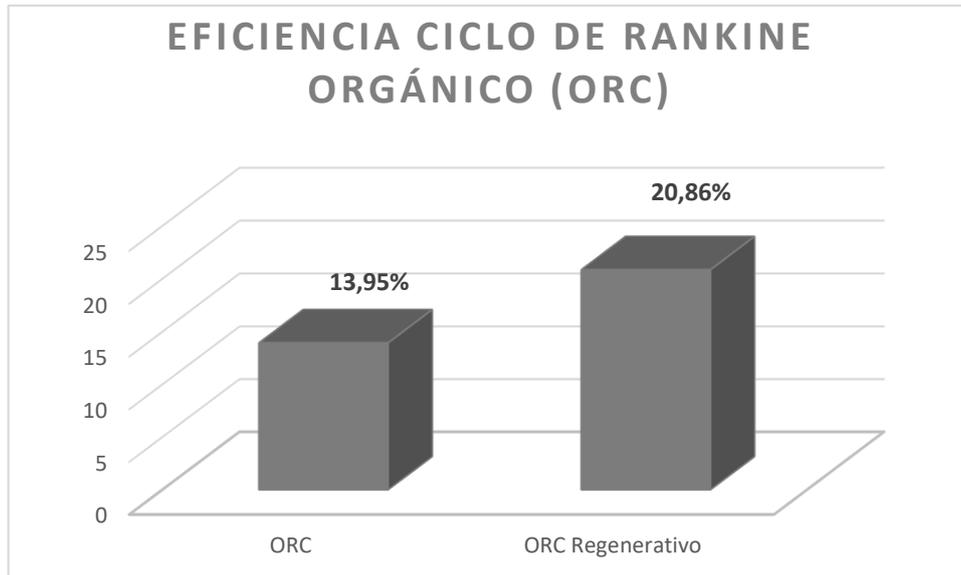
calor de entrada del sistema e incrementar la eficiencia del ciclo, en donde se obtuvieron los siguientes resultados:

**Tabla 13.4** Resultados Ciclo de Rankine Orgánico (ORC) Regenerativo

<b>Sistema de generación de vapor</b>			
<b>Parámetro</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidades</b>	<b>Nomenclatura</b>
Eficiencia del ciclo	20,86	%	n ciclo
Calor de entrada	1074,21	KW	Q adicionado
Trabajo neto	224,17	KW	W neto
Trabajo turbina	227,68	KW	W turbina
Trabajo bomba	3,5125	KW	W bomba
Calor de salida	298,47	KW	Q salida

Fuente: Software DWSIM  
Elaborado por: Valdez, S., 2021

**Gráfico 2.4** Eficiencia de Ciclo de Rankine Orgánico



Elaborado por: Valdez, S., 2021

Como podemos apreciar los resultados el Ciclo de Rankine Orgánico Regenerativo presenta una mayor eficiencia.

#### 4.3.4 Recuperadores de calor - ORC regenerativo

Se combinarán las propuestas para evaluar si es posible obtener mejores rendimientos que con las propuestas individuales. Debido a que se cuentan con cuatro recuperadores de calor que corresponden a los únicos puntos en donde existe generación de energía residual aprovechable, se debe analizar el punto más favorable para poder activar un ORC regenerativo que para el efecto corresponde a los gases de escape provenientes de la chimenea del sistema de generación de vapor, por tanto, se reemplazará el recuperador de calor 2 por el ORC regenerativo.

**Tabla 14.4** Resultados propuesta I.C. – ORC regenerativo

Propuesta	Eficiencia	Producto generado
I. C. 1	63,46%	0,592 tn/h
ORC Regenerativo	20,86%	227,68 KW/h
I.C. 3	70,013%	0,240 tn/h
I.C.4	81,044%	0,478 tn/h

Elaborado por: Valdez, S., 2021

#### 4.3.5 Recuperadores de calor – Microturbinas

Como en el caso anterior el punto del que provienen los gases de escape de la chimenea del sistema de generación de vapor es el más adecuado para convertir esta energía residual en energía eléctrica a través de una microturbina S2E 250.

**Tabla 15.4** Resultados propuesta I.C. - Microturbina

Propuesta	Eficiencia	Producto generado
I. C. 1	63,46%	0,592 tn/h
Microturbina	96%	150 KW/h
I.C. 3	70,013%	0,240 tn/h
I.C.4	81,044%	0,478 tn/h

Elaborado por: Valdez, S., 2021

#### 4.4 Análisis económico

##### 4.4.1 Microturbina de vapor

La presente propuesta consiste en aprovechar la energía residual proveniente de los gases de escape de la chimenea de la caldera de la planta como flujo de alimentación para accionar una microturbina. De acuerdo al balance de masa y energía realizado a todo el proceso de extracción de aceite, se determinó que la energía residual contenida en los gases de escape puede abastecer una microturbina capaz de generar una potencia eléctrica de 150 KW.

**Tabla 16.4** Costo energía eléctrica

Energía Eléctrica	
Cantidad	Precio (sector industrial)
1 KW	\$ 0,0902

Fuente: CNEL

Elaborado por: Valdez, S., 2021

$$\text{Gastos por consumo de energía eléctrica} = \frac{172546 \text{ KW}}{1 \text{ mes}} * \frac{\$ 0,0902}{1 \text{ KW}} = \$ 15563,65$$

El consumo de energía eléctrica en la extractora San Daniel actualmente es de 172546 KW mensuales los cuales representan alrededor de \$15563,65 dólares.

$$\frac{150 \text{ KW}}{1 \text{ hora}} * \frac{24 \text{ horas}}{1 \text{ día}} * \frac{30 \text{ días}}{1 \text{ mes}} = 108 \text{ 000 KW/mes}$$

$$\text{Ahorro económico} = \frac{108000 \text{ KW}}{1 \text{ mes}} * \frac{\$ 0,0902}{1 \text{ KW}} = \$ 9741,6$$

La microturbina S2E 250 podrá generar 108000 KW al mes lo que representa un valor a favor de la empresa de \$ 9741,6 mensuales, es decir su ahorro económico, puesto que ahora sólo tendrá que cancelar por concepto de energía eléctrica un valor de \$5822,05/mes.

*Gastos por consumo de energía eléctrica proceso optimizado*

*= Gasto proceso actual – Gasto proceso optimizado*

*Gastos por consumo de energía eléctrica = \$ 15563,65/mes – \$ 9741,6/mes*

*Gastos por consumo de energía eléctrica = \$ 5822,05/mes*

La energía eléctrica producida por la microturbina permitirá reducir el costo promedio mensual a cancelar de \$15563,65 a \$5822,05 lo cual representa un ahorro económico del 37,41% del valor actual saldado mensualmente. El costo de inversión de la microturbina es de \$18551,6 que se podrá recuperar en un período aproximado de dos meses.

#### **4.4.2 Recuperadores de Calor**

El combustible utilizado en la extractora San Daniel es la fibra la cual es un subproducto del proceso de extracción de aceite de palma africana y tiene un poder calórico de 12150.8 KJ/Kg. Actualmente se requieren 2,188 tn/h de fibra para generar 7385 KW, energía necesaria para la producción de 5,86 tn/h de vapor.

De acuerdo a los datos proporcionados en la simulación se puede hacer una estimación de costos.

**Tabla 17.4** Costo del combustible

Costo del Combustible		
Producto	Cantidad	Valor
Fibra	1 tn	\$ 6

Elaborado por: Valdez, S., 2021

La caldera de la extractora San Daniel actualmente genera 5,86 tn/h de vapor para procesar 19,55 tn/h de racimos de fruta fresca de palma africana, para lo cual utiliza 2,188 tn/h de fibra como combustible, el mismo representa un gasto para la empresa de \$13,13/h. Cabe indicar que de las 5,86 tn/h de vapor producidas existe un 8,33 % de pérdidas lo cual es equivalente a 0.50 tn/h.

Cálculo:

$$\text{Costo} = 0,29 \text{ tn vapor} * \frac{2,188 \text{ tn fibra}}{5,86 \text{ tn vapor}} * \frac{\$ 6}{1 \text{ tn fibra}} = \$ 0,65$$

**Tabla 18.4** Costos actuales de operación

Etapa	Vapor usado proveniente de la Caldera (tn/h)	Combustible Usado (tn/h)	Costo (\$/h)
Pre calentamiento	0,29	0,108	0,65
Secado	0,24	0,089	0,54
Digestión	0,73	0,273	1,64
Esterilización	4,11	1,535	9,21
Pérdidas del proceso	0,49	0,183	1,09
<b>PROCESO</b>	<b>5,86</b>	<b>2,188</b>	<b>13,13</b>

Elaborado por: Valdez, S., 2021

**Tabla 19.4** Costos proceso optimizado

Etapa	Vapor usado proveniente de la Caldera (tn/h)	Combustible Usado (tn/h)	Costo (\$/h)
Pre calentamiento	0	0	0
Secado	0	0	0
Digestión	0,49	0,183	1,098
Esterilización	3,63	1,355	8,132
Perdidas del proceso	0,49	0,183	1,098
<b>PROCESO</b>	<b>4,61</b>	<b>1,721</b>	<b>10,33</b>

Elaborado por: Valdez, S., 2021

Como podemos apreciar en la tabla 4.19 la cantidad de vapor usado proveniente de la caldera en cada una de las etapas del proceso disminuye debido a la recuperación y reingreso de energía residual a cada una de las operaciones a través de los recuperadores de calor, de esta manera se logra generar un ahorro de energía térmica y por ende económico ya que solo se necesitarán 4,61 tn/h de vapor para procesar 19,55 tn/h de racimos de fruta fresca de palma africana, para lo cual el uso de combustible disminuirá a 1,721 tn/h lo que representará ahora para la empresa un gasto de \$10,33/h.

Cálculo:

$$\text{Ahorro económico} = \text{Gasto proceso actual} - \text{Gasto proceso optimizado}$$

$$\text{Ahorro económico} = \$ 13,13 - \$ 10,33$$

$$\text{Ahorro económico} = \$ \frac{2,8}{h}$$

La propuesta de recuperadores de calor al proceso de extracción de la planta San Daniel permitirá conseguir un ahorro económico de \$ 24528 anuales.

**Tabla 20.4** Costo recuperadores de calor

Intercambiadores de Calor				
Número	Tipo	Área (m2)	Intercambio de calor (KW)	Costo (\$)
I. C. 1	Tubo y carcasa	2,51	230,81	2621,22
I. C. 2	Tubo y carcasa	4,45	245,71	3782,65
I. C. 3	Tubo y carcasa	6,32	237,13	5425,14
I. C. 4	Tubo y carcasa	5,12	556,32	4879,87
Total				16708,88

Elaborado por: Valdez, S., 2021

La inversión inicial para llevar a cabo esta propuesta es de 16708,88 \$ misma que de acuerdo al ahorro generado se recuperará en un periodo aproximado de nueve meses.

#### 4.4.3 Ciclo de Rankine Orgánico Regenerativo

La presente propuesta consiste en aprovechar la energía residual proveniente de diferentes etapas, empleándola como flujo de alimentación en un ORC Regenerativo. De acuerdo al balance de masa y energía realizado a todo el proceso de extracción de aceite se determinó que la energía residual contenida en los gases de escape de la chimenea tiene la capacidad para activar un ORC, en la simulación efectuada en el software DWSIM se determinó que podrá generar 227,68 KW de energía eléctrica.

La energía eléctrica producida por el ORC representará un ahorro económico de \$177437,4 anuales debido a que el valor a cancelar por consumo eléctrico mensual se reducirá de \$15563,65

a \$777,2 el cual representa un ahorro económico del 95,01% del valor actual saldado mensualmente.

**Tabla 21.4** Costo componentes ORC

Número	Dispositivos	Costos (\$)
1	Bomba	2190
1	Caldera	38900
1	Turbina	65600
1	Condensador	8450
1	Intercambiador de Calor	2844
1	Accesorios	2150
	Total	120134

Elaborado por: Valdez, S., 2021

El costo de inversión del ORC es de \$120134 el mismo se calcula que se podrá recuperar en un período de nueve meses aproximadamente.

#### 4.4.4 Recuperadores de calor - ORC regenerativo

**Tabla 22.4** Propuesta combinada I.C. – ORC regenerativo

Propuesta	Ahorro económico
I. C. 1	\$ 5694/año
I. C. 3	\$ 4747,9/año
I. C. 4	\$ 9443,3/año
ORC Regenerativo	\$ 177437,4/año
Total	\$ 197322,6/año

Elaborado por: Valdez, S., 2021

El ahorro económico total que representaría emplear esta propuesta es de aproximadamente \$197322,6/año.

#### 4.4.5 Recuperadores de calor – Microturbina

**Tabla 23.4** Propuesta combinada I.C. – Microturbina

Propuesta	Ahorro económico
I. C. 1	\$ 5694/año
I. C. 3	\$ 4747,9/año
I. C. 4	\$ 9443,3/año
Microturbina	\$ 69864,6/año
Total	\$ 89749,8/año

Elaborado por: Valdez, S., 2021

El emplear la presente propuesta combinada conllevaría un ahorro económico de \$89749,8/año.

#### 4.5 Validación de la Optimización

La validación de la optimización del proceso de extracción de aceite de palma africana se la llevó a cabo a través de la comparación de los resultados obtenidos con los de varias fuentes bibliográficas. Las eficiencias de los recuperadores de calor expuestas por (Barreto, 2015) coinciden con los del presente proyecto de investigación al igual que las manifestadas por (Imbert, 2016).

**Tabla 24.4** Validación de resultados recuperadores de calor

Eficiencias Intercambiadores de calor		Autor
Otras investigaciones	Investigación actual	
Rango: 50 - 70 %	63,46%	(Barreto, 2015)
	70,01%	
	81,04%	
Otras investigaciones	Investigación actual	Autor
Rango: 60 - 80 %	63,46%	(Imbert, 2016)
	70,01%	
	81,04%	

Elaborado por: Valdez, S., 2021

Para validar el Ciclo de Rankine Orgánico se tomó como referencia los modelos realizados por (Andrade, 2019) y (Tzivanidis et al., 2016) en el software EES, en donde la eficiencia del ORC desarrollado en el software DWSIM del presente trabajo de investigación se ajusta a la de los modelos elaborados por los autores citados anteriormente.

**Tabla 25.4** Validación de resultados ORC

Investigación actual			
Software utilizado	Eficiencia	Autor	
DWSIM	20,86%	(Valdez, 2021)	
Otras investigaciones			
Software utilizado	Eficiencia	Autor	Desviación
EES	19,63%	(Andrade, 2019)	6,27%
EES	22,36%	(Tzivanidis et al., 2016)	6,71%

Elaborado por: Valdez, S., 2021

## CAPÍTULO V

### 5. PROPUESTA

**Tabla 1.5** Matriz de selección de propuesta análisis técnico

PROPUESTA \ CRITERIO	VIABILIDAD TÉCNICA	VIABILIDAD ECONÓMICA	REDUCCIÓN DE CONTAMINACIÓN TÉRMICA	REDUCCIÓN DE EMISIÓN DE GASES DE INVERNADERO	TOTAL
<b>Microturbinas</b>	1	1	1	0	3
<b>Recuperadores de calor</b>	2	1	2	2	7
<b>ORC</b>	1	2	1	0	4
<b>R.C - Microturbina</b>	1	2	1	1	5
<b>R.C. – ORC</b>	2	2	2	2	8

Elaborado por: Valdez, S., 2021

PROPUESTA	AHORRO ECONÓMICO	INVERSIÓN INICIAL	PERIODO DE RECUPERACIÓN INVERSIÓN
Microturbinas	116899,2	18551,6	2 - 3 meses
Recuperadores de calor	24528	16708,88	8 - 9 meses
Ciclo de Rankine Orgánico	177437,4	120134	8 - 9 meses
RC - Microturbina	89749,8	31477,83	4 - 5 meses
RC - ORC Regenerativo	197322,6	133060,23	9 - 10 meses

**Tabla 2.5** Selección de propuesta análisis económico

Elaborado por: Valdez, S., 2021

Las microturbinas de vapor permiten aprovechar una cierta cantidad de energía residual producida en la planta para convertirla en energía eléctrica generando así un importante ahorro económico para la empresa como se detalla anteriormente, sin embargo, esta propuesta no logra reducir el consumo de combustible el cual es la principal fuente de emisiones de gases de invernadero y permite generar vapor para llevar a cabo el respectivo proceso de extracción.

Los recuperadores de calor resultan una opción muy favorable para incrementar la eficiencia térmica de un proceso industrial ya que permiten reutilizar la energía residual generada, de esta forma se obtiene un ahorro energético considerable y gracias a ello se puede evidenciar que existe ahorro económico, sin embargo, este no resulta tan significativo en comparación con otras propuestas.

Por su parte el Ciclo de Rankine Orgánico Regenerativo (ORC) es un ciclo de potencia de vapor el cual permite generar energía eléctrica a partir de energías residuales usando un fluido de trabajo orgánico, el ahorro económico generado es realmente significativo sin embargo éste por sí solo no logra cumplir con la hipótesis planteada puesto que no se lograría reducir contaminación térmica provocada por los gases que actualmente son expulsados al medio a elevadas temperaturas contribuyendo al calentamiento del planeta.

La propuesta combinada entre una Microturbina y Recuperadores de calor se puede aprovechar la mayor cantidad de energía residual producida en cada una de las etapas del proceso, maximizando su ahorro energético, no obstante, el ahorro económico generado aún es debatible por lo que se analiza la siguiente propuesta.

La propuesta combinada entre un ORC Regenerativo y Recuperadores de calor permite obtener el mayor beneficio tanto económico como energético, por lo que fue seleccionada como la más factible, para esta propuesta combinada se eligió el ORC Regenerativo en lugar del convencional debido a que en la simulación efectuada se obtuvo un mayor porcentaje de eficiencia. La propuesta consiste en implementar estos dos sistemas para optimizar el proceso de extracción de aceite de palma africana de la planta San Daniel mediante el aprovechamiento de la energía residual emitida en la misma.

La combinación de estas dos propuestas permitirá disminuir el consumo de combustible (fibra) de 2,23 tn/h a 1,809 tn/h y el consumo de energía eléctrica de 172546 KW/mes a 8616,41 KW/mes. De acuerdo al análisis económico efectuado anteriormente esto representará un ahorro económico de:

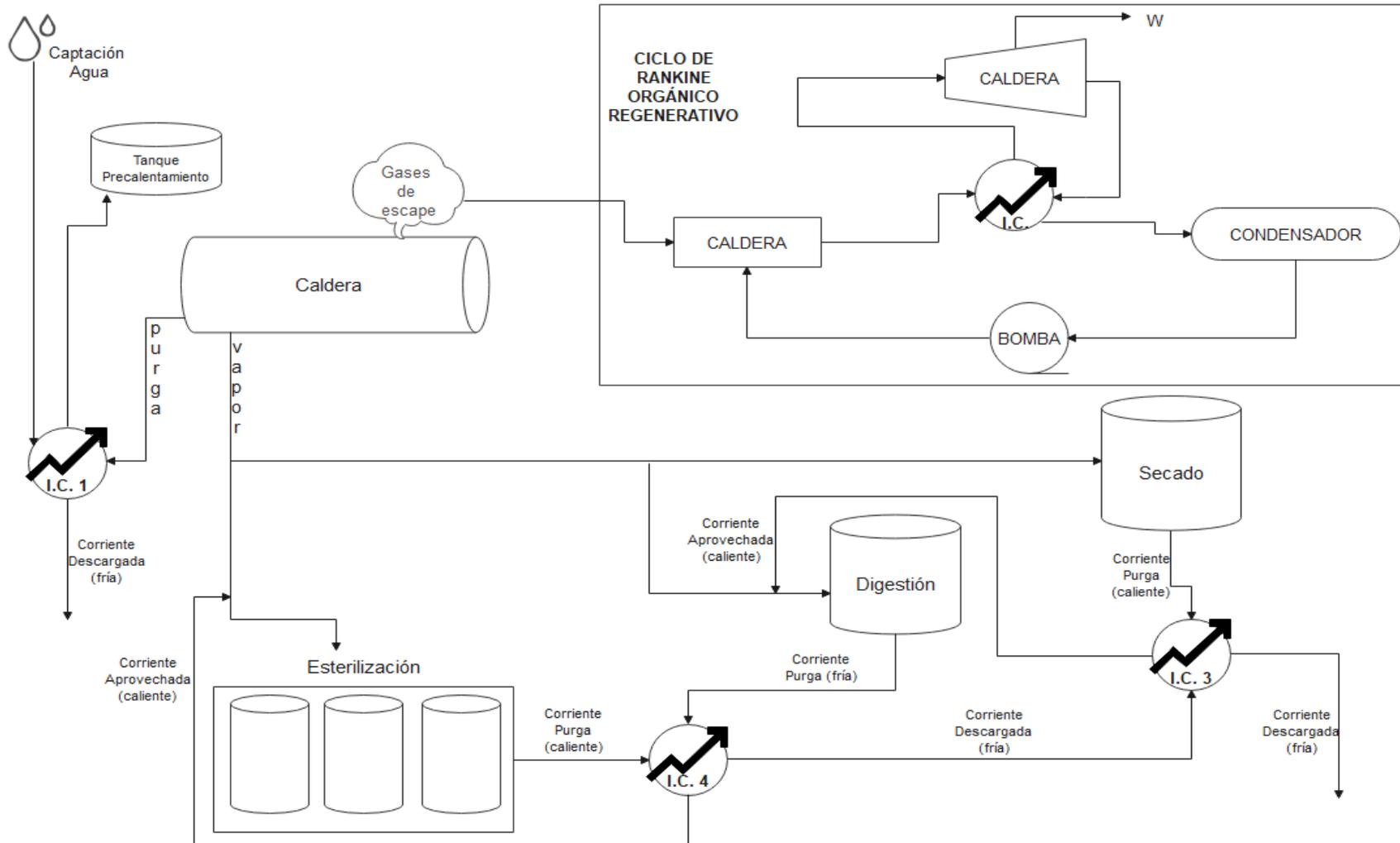
$$\text{Ahorro económico} = \text{ahorro recuperadores de calor} + \text{ahorro ORC}$$

$$\text{Ahorro económico} = \$ 19885,2/\text{año} + \$ 177437,4/\text{año}$$

$$\text{Ahorro económico} = \$ 197322,6/\text{año}$$

El capital a invertir para llevar a cabo la implementación de la propuesta seleccionada es de \$ 136842,88 valor que se podrá recuperar en un periodo de nueve meses de acuerdo al ahorro económico calculado.

**Figura 1.5** Propuesta optimización proceso de extracción San Daniel



Elaborado por: Valdez, S., 2021

## CONCLUSIONES

- La cantidad de energía residual producida en cada una de las etapas del proceso en la planta San Daniel es la siguiente, la purga de la caldera tiene un flujo 0,592 tn/h y un calor residual de 424,3 KW, los gases de escape de la chimenea de la caldera un flujo de 10,18 tn/h y un calor residual de 1543 KW, la operación de secado de aceite un flujo de 0,244 tn/h y un calor residual de 211,1 KW, la digestión del fruto de palma 0,448 tn/h y un calor residual de 35,82 KW y la esterilización de los racimos de palma africana un flujo de 1,47 tn/h y un calor residual de 1723 KW; los mismos se determinaron mediante el balance de masa y energía efectuado al proceso de extracción de aceite de palma africana.
- La optimización del proceso de extracción de aceite de palma africana a través de la implementación de la propuesta seleccionada permitirá tener un ahorro energético en la generación de vapor de aproximadamente 1,25 tn/h de vapor gracias a los recuperadores de calor, por su parte el Ciclo de Rankine Orgánico regenerativo generará 163929,6 KW/mes, finalmente la propuesta combinada representará un ahorro económico total de \$197322,6 anuales.
- Los resultados obtenidos de la optimización del proceso de extracción de aceite de palma africana de la planta San Daniel fueron validados con varias fuentes bibliográficas, las eficiencias obtenidas de los recuperadores de calor se ajustan a las expuestas por (Barreto, 2015) e (Imbert, 2016). De igual manera la eficiencia del Ciclo de Rankine Orgánico Regenerativo desarrollado en el software DWSIM con un porcentaje bajo de desviación coincide con la manifestada por (Andrade, 2019) y (Tzivanidis et al., 2016), ambas obtenidas en el software EES.

## **RECOMENDACIONES**

- Se debe tomar en consideración la disposición o distribución real de la planta para establecer las propuestas que permitan optimizar el proceso de extracción de aceite de palma africana.
- Para llevar a cabo la optimización de un proceso se recomienda tener en cuenta las pérdidas de calor adicionales propias del sistema.

## BIBLIOGRAFÍA

- Andrade, M. (2019). *Modelación matemática de un Ciclo de Rankine Orgánico híbrido con energía solar para el aprovechamiento de energía residual del horno B&T de la empresa Ecuacerámica*. Escuela Superior Politécnica de Chimborazo.
- Angulo, W. P., & Arroyo Caicedo, J. F. (2007). *APROVECHAMIENTO DE SUBPRODUCTOS DE LA INDUSTRIA EXTRACTORA DE ACEITE DE PALMA AFRICANA PARA LA OBTENCIÓN DE UN ALIMENTO BALANCEADO PARA ANIMALES*.
- Aranguren Garacochea, P. (2015). *Estudio y optimización de los sistemas de intercambio de calor en generación termoeléctrica aplicada al aprovechamiento del calor residual*. 277.
- Balboa, N. (2015). *DETERMINACIÓN DE PÉRDIDAS DE ACEITE DEL PROCESO DE PRENSADO EN LA EXTRACCIÓN DE ACEITE EN ALCOPALMA.S.A.*
- Banda, P., & Gutiérrez, C. (2016). Simulación de un Sistema Recuperador de Calor para Gases de Escape de Motogeneradores a Crudo. *Revista Técnica "Energía,"* 12(1), 230–238. <https://doi.org/10.37116/revistaenergia.v12.n1.2016.48>
- Barreto, W. (2015). *DISEÑO, CONSTRUCCION Y PRUEBAS DE UN INTERCAMBIADOR DE SERPENTIN Y CORAZA PARA UN BANCO DE TRAMPAS DE VAPOR*.
- Batty, J. Clair, Folkman, S. (1990). *Fundamentos de la Ingeniería de los Alimentos*.
- Borja, M. (2018). *Aprovechamiento de la Biomasa para uso energético*.
- Campos-Montiel. (2018). *Bioconversión de desperdicios vegetales a biogás a partir de microorganismos ruminales*.
- Cengel, Y. A., & Boles, M. A. (2015). *TERMODINÁMICA* (Octava).
- Cerdá, E. (2012). *La Biomasa en España: Una fuente de energía renovable con gran futuro*.
- Cordoba, J. (2019). *DISEÑO TERMICO Y MECANICO DE UN INTERCAMBIADOR DE CALOR DE PLACAS*.
- Elsido, C., Mian, A., & Martelli, E. (2017). A systematic methodology for the techno-economic optimization of Organic Rankine Cycles. *Energy Procedia,* 129, 26–33. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2017.09.171>
- Ershad, M. (2016). *Review of biogas digester technology in rural Bangladesh*. 12.
- Feijóo, A. P. (2017). *DISEÑO DE RECUPERADOR EN PLANTA DE COGENERACIÓN*.
- Funke. (2012). Intercambiadores de calor de carcasa y tubos Modelos en serie y soluciones específicas para el cliente. *Intercambiadores de Calor de Carcasa y Tubos*, 1–24. [http://www.funke.de/files/funke\\_rohrbuendel\\_wt\\_es.pdf](http://www.funke.de/files/funke_rohrbuendel_wt_es.pdf)
- García Camús, J. M., & García Laborda, J. Á. (2012). Biocarburantes líquidos: Biodiesel y bioetanol. *Universidad Rey Juan Carlos Del Círculo de Innovación En Tecnologías Medioambientales y Energía (CITME),* 18(1), 155–172.
- Garrido, S. G. (2011). *Especial Turbinas de Vapor*. 9.
- Guo, J., & Jiang, F. (2019). The performance of finite-time refrigerators with Rankine cycles. *Physica A: Statistical Mechanics and Its Applications,* 536, 122529. <https://doi.org/10.1016/j.physa.2019.122529>
- Habibi, H., Chitsaz, A., Javaherdeh, K., Zoghi, M., & Ayazpour, M. (2018). Thermo-economic

- analysis and optimization of a solar-driven ammonia-water regenerative Rankine cycle and LNG cold energy. *Energy*, 149, 147–160. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2018.01.157>
- Habibi, H., Zoghi, M., Chitsaz, A., & Shamsaiee, M. (2020). Thermo-economic performance evaluation and multi-objective optimization of a screw expander-based cascade Rankine cycle integrated with parabolic trough solar collector. *Applied Thermal Engineering*, 180(March), 115827. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2020.115827>
- Herguedas, A. I. de L., Taranco, C. del P., Herguedas, A. I. de L., García, E. R., & 2, P. P. P. (2013). Biomasa, Biocombustibles Y Sostenibilidad. *Transbioma*, 13(2), 105–109.
- Hernández, L., & Gomez, J. (2015). *MICROTURBINAS. Una Tecnología para la generación distribuida*.
- Huang, X., Lu, P., Luo, X., Chen, J., Yang, Z., Liang, Y., Wang, C., & Chen, Y. (2020). Synthesis and simultaneous MINLP optimization of heat exchanger network, steam Rankine cycle, and organic Rankine cycle. *Energy*, 195, 116922. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2020.116922>
- Imbert, J. (2016). *EVALUACION DE UN INTERCAMBIADOR DE CALOR. ESTUDIO DE SU EMPLEO COMO RECUPERADOR DE CALOR*. 302–312.
- Jaramillo, O. (2015). Intercambiadores De Calor. *Turbulence in Porous Media, 2007*, 7–11.
- Jusoh, N., Rosly, M. B., Othman, N., Raja Sulaiman, R. N., Mohamed Noah, N. F., & Kamarudin, K. S. N. (2020). Valorization of palm oil mill sterilization condensate via synergistic green reactive extraction of bioactive compounds. *Food and Bioprocess Processing*, 122, 205–213. <https://doi.org/10.1016/j.fbp.2020.05.006>
- Malmquist, A., Malmquist, A., Aglén, O., Keller, E., Suter, M., & Wickström, J. (2014). *Microturbinas : hacia la generación distribuida de. January 2000*.
- Martinez, D. A. (2020). *Estudio y caracterización del ciclo orgánico Rankine en plantas termosolares con receptor de torre Máster Universitario en Ingeniería Industrial*.
- Muñoz, G. (2016). *Optimización del proceso de extracción de aceite rojo de palma africana en la empresa "Hermanos Muñoz."*
- Quintero, R., & Quintero, E. (2015). *Energía mareomotriz: potencial energético y medio ambiente Tidal energy: potential energy and environmen*. 8(2), 121–134.
- Romero Salvador, A. (2012). Aprovechamiento De La Biomasa Como Fuente De Energía Alternativa a Los Combustibles Fósiles. *Cienc.Exact.Fís.Nat. (Esp)*, 104(2), 331–345.
- Rosero, P. (2018). *Planeación energética en la implementación de un sistema normalizado de gestión de energía en la planta industrial palmeras de los andes*.
- Sánchez-Junco Fiter, L. (2012). *Aplicación Del Ciclo Orgánico De Rankine Para El Aprovechamiento De Calor Residual En Una Refinería*. 106. [http://oa.upm.es/15019/%0Ahttp://oa.upm.es/15019/1/PFC\\_Laia\\_Sanchez\\_Junco\\_Fiter.pdf](http://oa.upm.es/15019/%0Ahttp://oa.upm.es/15019/1/PFC_Laia_Sanchez_Junco_Fiter.pdf)
- Torres Pérez, C. I., & Quintero Lopez, L. A. (2019). Análisis de residuos sólidos de palma africana, como alternativa de aprovechamiento de energías renovables en el departamento del Cesar. *Ingenierías USBMed*, 10(1), 8–18. <https://doi.org/10.21500/20275846.3662>
- Tzivanidis, C., Bellos, E., & Antonopoulos, K. A. (2016). Energetic and financial investigation of a stand-alone solar-thermal Organic Rankine Cycle power plant. *Energy Conversion and Management*, 126, 421–433. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2016.08.033>

# ANEXOS

## Anexo A. Ficha técnica microturbina

### MICROTURBINAS DE VAPOR

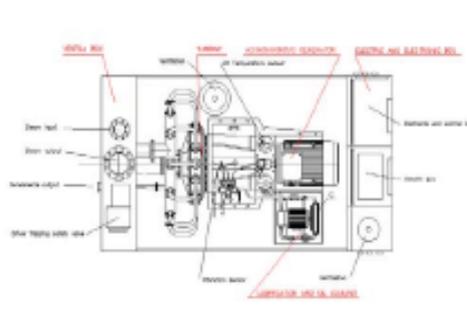
#### S2E 50-250 – Transformador de vapor en energía

- Módulo de microturbina de vapor y generador
- Posibilidad de operación con vapor húmedo
- Sistema *plug&play*



#### Características clave:

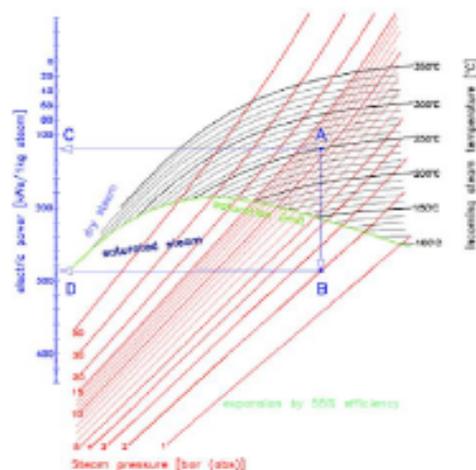
- Generador energético de alta eficiencia accionado con vapor
- Funcionamiento eficiente en condiciones de vapor húmedo
- Excelente relación potencia/ peso
- Construcción modular con instalación sencilla
- Tecnología respetuosa con el medio ambiente
- Posibilidad de aprovechamiento total del vapor saliente
- Vida útil mín. 100.000 horas
- Tiempo de subida a plena potencia: 10 min.



Parámetros técnicos		Parámetros eléctricos	
Potencia eléctrica 50 kWe, 100 kWe, 150 kWe, 200 kWe, 250 kWe	50 – 250 kWe	Tensión	230 V 480 VAC/ 400 VAC
T° vapor entrante	mín. 130 °C, max. 350 °C	Frecuencia	50 Hz/ 60 Hz
Presión vapor entrante	mín. 4,0 bar, max. 20,0 bar	Regulación aislado de red (estado permanente)	+/- 0,50% voltaje nominal máx. +/- 0,50% frecuencia nominal
T° vapor saliente	mín. 105 °C, max. 315 °C	Eficiencia basado en Eff1	96%
Presión vapor saliente	mín. 1,0 bar, max. 5,0 bar	Tipo de aislamiento	IP 55
Caudal vapor	mín. 1,5 tn/hora, max. 8 tn/hora		

Turbina patentada	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Rueda de turbina sin láminas</li> <li>- Turbina funcionando a bajas revoluciones (3000 rpm)</li> <li>- Transformación eficiente de la presión dinámica de la fuerza motriz mín. 95%</li> <li>- No es un depósito bajo presión</li> </ul>
Aplicaciones	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Turbina de reducción/ producción energía eléctrica</li> <li>- Producción de energía eléctrica con vapor primario o secundario</li> </ul>
Alta calidad de componentes	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Válvulas LANDIS&amp;GYR</li> <li>- Armaduras TYCO</li> </ul>
Enfocado hacia la seguridad y la fiabilidad	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Sensores de BALUFF</li> <li>- Válvulas de seguridad TYCO</li> </ul>
Control y manejo sencillo	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Sistema de control automático por ordenador</li> <li>- Pantalla táctil</li> <li>- Conexión internet (opcional)</li> </ul>
Generador	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Generadores SIEMENS asincrónicos/ síncronos</li> </ul>
Certificaciones	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Conexiones de vapor y condensados según DIN 2576</li> <li>- Certificación CE del módulo S2E</li> </ul>

### Diagrama de entalpía- entropía para agua y vapor



### Cálculo de la potencia de la turbina

1. Punto "A" = Intersección de las curvas:  
- presión de vapor entrante +1 bar  
- temperatura vapor entrante
2. Punto "B" = Intersección de la línea vertical desde punto A con la curva del vapor saliente con presión +1 bar
3. Punto "C" = Intersección de la línea horizontal desde punto A con el eje Y = Potencia específica P1 (kWe)
4. Punto "D" = Intersección de la línea horizontal con el punto B y el eje Y = Potencia específica P2 (kWe)
5. POTENCIA DE TURBINA = (P2-P1) x Caudal de vapor (kg/seg.) (kWe)

S2E 50 - 250			
Modelo	Potencia	Entrada vapor	Salida vapor
S2E 50	55 kW	DN 40	DN 150
S2E 100	100 kW	DN 65	DN 150
S2E 150	150 kW	DN 100	DN 250
S2E 200	200 kW	DN 150	DN 250
S2E 250	250 kW	DN 150	DN 250



Nivel sonoro	
Estándar	80dB

Peso neto de la máquina con la carcasa	
Máx.	3500 kg
Min.	2900 kg

Dimensiones	
Longitud	4400 mm
Anchura	2400 mm
Altura	3100 mm (El módulo 2400 mm)

Requerimientos mínimos de espacio para el mantenimiento		Intervalo de mantenimiento para cambio de rodamientos	
Vertical	2000 mm	Turbina	25.000 horas
Horizontal delante y atrás	3000 mm	Generador	25.000 horas
Horizontal izquierda o derecha	3000 mm		

La inversión en un módulo S2E permite al cliente el aprovechamiento más eficiente del vapor residual de un sistema existente.  
**CORTO PLAZO DE AMORTIZACIÓN DE LA INVERSIÓN**  
 Grupo Nova Energía le ofrece su asesoramiento técnico para hallar la mejor solución técnico-económica de su proyecto, junto con la puesta en marcha y el servicio técnico.



Vall, 57 - 08360 Canet de Mar - T. 937 943 391 - F. 937 940 867  
 info@gruponovaenergia.com - www.gruponovaenergia.com

# Anexo B. Recuperadores de calor

## Recuperador de Calor 1

The screenshot displays the DWSIM software interface for a heat exchanger simulation. The main window shows a process flow diagram with four streams: 'Purga Caldera' (300 kg/h), 'Captación Río' (5864 kg/h), 'Alimentación Precalentador' (5864 kg/h), and 'Corriente Descarga' (592 kg/h). The heat exchanger is labeled 'I.C. 1'. The software interface includes a 'Property Package Settings' panel set to 'Peng-Robinson (PR) (1)', a 'Stream Conditions' panel with 'Pressure and Enthalpy (PH)' selected, and a 'Watch Panel' showing a log of messages. Two data tables are visible: 'RESULTADOS I.C. 1' and 'RESULTADOS I.C. 1 CORRIENTES'.

Object	I.C. 1
Global Heat Transfer Coefficient (U)	569,13 W/[m <sup>2</sup> .K]
Heat Exchange Area (A)	25103 m <sup>2</sup>
Heat Load	225,578 kW
Cold fluid outlet temperature	60,711 C
Hot fluid outlet temperature	127,45 C
Thermal Efficiency	63,4601 %

Object	Purga Caldera	Corriente Descarga	Captación Río	Alimentación Precalentador
Temperature	300	127,45	30	60,711 C
Pressure	2,5	2,5	0,99	0,989999 bar
Mass Flow	592	592	5864	5864 kg/h
Molar Flow	9,12805	9,12805	90,4171	90,4171 mol/s
Volumetric Flow	0,172885	0,064809	0,00163725	0,00165817 m <sup>3</sup> /s

Object	I.C. 1
Global Heat Transfer Coefficient (U)	569,13 W/[m <sup>2</sup> .K]
Heat Exchange Area (A)	25103 m <sup>2</sup>
Heat Load	225,578 kW
Cold fluid outlet temperature	60,711 C
Hot fluid outlet temperature	127,45 C
Thermal Efficiency	63,4601 %

Object	Purga Caldera	Corriente Descarga	Captación Río	Alimentación Precalentador
Temperature	300	127,45	30	60,711 C
Pressure	2,5	2,5	0,99	0,989999 bar
Mass Flow	592	592	5864	5864 kg/h
Molar Flow	9,12805	9,12805	90,4171	90,4171 mol/s
Volumetric Flow	0,172885	0,064809	0,00163725	0,00165817 m <sup>3</sup> /s

# Recuperador de Calor 2

DWSIM - [extractora San Daniel prueba 2 (C:\Users\User\Documents\RESPALDOS ESCRITORIO 05-01-2020\MAESTRIA SAUL CLASES\DESARROLLO DE TESIS\Defensa de Tema\TESI)

File Edit Insert Tools Dynamics Utilities Optimization Results Plugins Spreadsheet Windows View Help Download Additional Components

Settings Solve Flowsheet (F5) Abort Solver (Pause/Break) Dynamics Flowsheet States

Material Streams Spreadsheet Charts Flowsheet Dynamics Manager Script Manager

Control Panel Mode Search

Information Connections

General Info  
Object: Corriente 1  
Status: Calculated (10/07/2021 23:52:52)  
Linked to:

Property Package Settings  
Property Package: Peng-Robinson (PR) (1)

Input Data Results Annotations Dynamics Floating Tables

Stream Conditions Compound Amounts

Flash Spec: Pressure and Enthalpy (PH)  
Temperature: 86.7169 C  
Pressure: 2 bar  
Mass Flow: 250 kg/h  
Molar Flow: 3.85475 mol/s  
Volumetric Flow: 7.17926E-05 m3/s  
Specific Enthalpy: -2258.01 kJ/kg  
Specific Entropy: -5.9839 kJ/(kg.K)  
Vapor Phase Mole Fraction: 0

Material Streams: Gases de Escape, APROVECHAR en SECADO, Corriente 1, Gases de Escape Descargaaprovechar en secado FIBRA

RESULTS I. C. 2

Object	I. C. 2
Global Heat Transfer Coefficient (U)	368.198 W/(m2.K)
Heat Exchange Area (A)	4.4472 m2
Heat Load	171.292 kW
Cold fluid outlet temperature	168.982 C
Hot fluid outlet temperature	219.107 C
Thermal Efficiency	94.1194 %

RESULTS I. C. 2 CORRIENTES

Object	Gases de Escape Descargaaprovechar en secado FIBRA	Gases de Escape	Corriente 1	APROVECHAR en SECADO
Temperature	219.107	250	86.72	168.982 C
Pressure	1.01325	1.01325	1.01325	1.01325 bar
Mass Flow	10180	10180	244	244 kg/h
Molar Flow	156.966	156.966	3.76224	3.76224 mol/s
Volumetric Flow	6.31448	6.71518	7.00711E-05	0.135741 m3/s

Streams: Pressure Changers, Separators/Tanks, Mixers/Splitters, Exchangers, Reactors, Columns, Solids, CAPE-OPEN, User Models, Logical Ops, Indicators, Controllers, Other

Material Stream Energy Stream

Information

Date	Type	Message
20/08/2021 15:46:43	Message	Script Data updated successfully.
20/08/2021 15:46:33	Message	The flowsheet was copied as an image to the clipboard.
20/08/2021 15:41:48	Tip	If some windows are missing, click on 'View' > 'Restore Layout'.

Watch Panel

Object	Property	Value
--------	----------	-------



Object	I. C. 2
Global Heat Transfer Coefficient (U)	368.198 W/(m2.K)
Heat Exchange Area (A)	4.4472 m2
Heat Load	171.292 kW
Cold fluid outlet temperature	168.982 C
Hot fluid outlet temperature	219.107 C
Thermal Efficiency	94.1194 %

Object	Gases de Escape Descargaaprovechar en secado FIBRA	Gases de Escape	Corriente 1	APROVECHAR en SECADO
Temperature	219.107	250	86.72	168.982 C
Pressure	1.01325	1.01325	1.01325	1.01325 bar
Mass Flow	10180	10180	244	244 kg/h
Molar Flow	156.966	156.966	3.76224	3.76224 mol/s
Volumetric Flow	6.31448	6.71518	7.00711E-05	0.135741 m3/s

# Recuperador de Calor 3

**General Info**

Object: I.C. 3  
 Status: Calculated (30/07/2021 23:50:40)

**Connections**

Inlet Stream 1: Corriente Purga Secador  
 Outlet Stream 1: Corriente 1  
 Inlet Stream 2: Corriente de Descarga I.C. 4  
 Outlet Stream 2: Aprovechar Digestión

**Calculation Parameters**

Calculation Type: Specify Heat Transfer Efficiency  
 Flow Direction: Counter Current  
 Cold Fluid Pressure Drop: 0.102428 Pa  
 Hot Fluid Pressure Drop: 0.2031 Pa  
 Cold Fluid Outlet Temperature: 118.46 C  
 Hot Fluid Outlet Temperature: 120.241 C  
 Global Heat Transfer Coefficient: 4095.67 W/(m<sup>2</sup>.K)  
 Heat Exchange Area: 1,64489 m<sup>2</sup>  
 Heat Exchanged: 114,162 kW  
 Min Temperature Difference: 0 K  
 Heat Loss: 0 kW  
 Heat Transfer Efficiency: 70.013 %  
 Outlet Vap. Mol. Frac. (Stream 1): 0

**RESULTADOS I.C. 3**

Object	I.C. 3	Units
Global Heat Transfer Coefficient (U)	4095.67	W/(m <sup>2</sup> .K)
Heat Exchange Area (A)	1,64489	m <sup>2</sup>
Heat Load	114,162	kW
Cold fluid outlet temperature	118,46	C
Hot fluid outlet temperature	120,241	C
Thermal Efficiency	70,013	%

**RESULTADOS CORRIENTES I.C. 3**

Object	Corriente de Descarga I.C. 4	Corriente Purga Secador	Corriente 1	Aprovechar Digestión	Units
Temperature	85,31	125	120,241	118,46	C
Pressure	1,89	2	2	1,89	bar
Mass Flow	240	244	244	240	kg/h
Molar Flow	3,70056	3,76224	3,76224	3,70056	mol/s
Volumetric Flow	6,88564E-05	0,061367	0,0160486	0,0430016	m <sup>3</sup> /s

RESULTADOS I.C. 3		
Object	I.C. 3	
Global Heat Transfer Coefficient (U)	4095,67	W/[m <sup>2</sup> .K]
Heat Exchange Area (A)	1,64489	m <sup>2</sup>
Heat Load	114,162	kW
Cold fluid outlet temperature	118,46	C
Hot fluid outlet temperature	120,241	C
Thermal Efficiency	70,013	%

RESULTADOS CORRIENTES I.C. 3				
Object	Corriente de Descarga I.C. 4	Corriente Purga Secador	Corriente 1	Aprovechar Digestión
Temperature	85,31	125	120,241	118,46 C
Pressure	1,89	2	2	1,89 bar
Mass Flow	240	244	244	240 kg/h
Molar Flow	3,70056	3,76224	3,76224	3,70056 mol/s
Volumetric Flow	6,88564E-05	0,061367	0,0160486	0,0430016 m <sup>3</sup> /s

# Recuperador de Calor 4

**Property Package Settings**

Property Package: Peng-Robinson (PR) (1)

**Stream Conditions**

Flash Spec: Pressure and Enthalpy (PH)

Temperature: 135,057 C

Pressure: 0,894 bar

Mass Flow: 478 kg/h

Molar Flow: 7,37029 mol/s

Volumetric Flow: 0,278112 m<sup>3</sup>/s

Specific Enthalpy: 204,313 kJ/kg

Specific Entropy: 0,644691 kJ/[kg.K]

Vapor Phase Mole Fraction: 1

Force Stream Phase: Global Definition

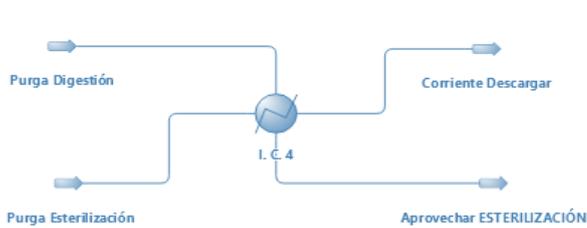
Do not change this setting unless you know what you're doing.

**RESULTADOS I. C. 4**

Object	I. C. 4	
Global Heat Transfer Coefficient (U)	7237,43	W/[m <sup>2</sup> .K]
Heat Exchange Area (A)	4,136	m <sup>2</sup>
Heat Load	331,01	kW
Cold fluid outlet temperature	135,057	C
Hot fluid outlet temperature	85,31	C
Thermal Efficiency	81,0446	%

**RESULTADOS CORRIENTES I.C. 4**

Object	Purga Digestión	Corriente Descargar	Aprovechar ESTERILIZACIÓN	Purga Esterilización
Temperature	80	85,31	135,057	155
Pressure	1	1,89303	0,894	2
Mass Flow	478	476	478	476
Molar Flow	7,37029	7,33945	7,37029	7,33945
Volumetric Flow	0,000136671	0,000136655	0,278112	0,129081



**RESULTADOS I. C. 4**

Object	I. C. 4	
Global Heat Transfer Coefficient (U)	7237,43	W/[m <sup>2</sup> .K]
Heat Exchange Area (A)	4,136	m <sup>2</sup>
Heat Load	331,01	kW
Cold fluid outlet temperature	135,057	C
Hot fluid outlet temperature	85,31	C
Thermal Efficiency	81,0446	%

**RESULTADOS CORRIENTES I.C. 4**

Object	Purga Digestión	Corriente Descargar	Aprovechar ESTERILIZACIÓN	Purga Esterilización
Temperature	80	85,31	135,057	155
Pressure	1	1,89303	0,894	2
Mass Flow	478	476	478	476
Molar Flow	7,37029	7,33945	7,37029	7,33945
Volumetric Flow	0,000136671	0,000136655	0,278112	0,129081

## Anexo C. Simulación Ciclos de Rankine Orgánicos

DWSIM - [MySimulation\_52]

File Edit Insert Tools Spreadsheet Dynamics Utilities Optimization Results Plugins Windows View Help

Download Additional Components

Cañadido (Energía Residual) (Energy Stream)

General Info

Object: Cañadido (Energía Residual)

Status: Not Calculated

Connections

Inlet Connection: [Empty]

Outlet Connection: CALDERA

Calculation Parameters

Energy Flow / Power: 0 kW

Notes

Information

Date	Type	Message	Info
20/07/2021 9:09:08	Message	Last run execution time (s): 0	+ Info
20/07/2021 9:09:08	Message	The flowsheet was calculated successfully.	+ Info
20/07/2021 9:09:08	Message	The flowsheet is being calculated, please wait	+ Info

DWSIM - [MySimulation\_52]

File Edit Insert Tools Spreadsheet Dynamics Utilities Optimization Results Plugins Windows View Help

Download Additional Components

3.1 (Material Stream)

General Info

Object: 3.1

Status: Calculated (20/07/2021 9:11:47)

Property Package Settings

Property Package: Peng-Robinson (PR) (1)

Input Data

Stream Conditions

Compound Amounts

Flash Spec: Temperature and Pressure (TP)

Temperature: 25 C

Pressure: 1.01325 bar

Mass Flow: 3600 kg/h

Molar Flow: 11.8822 mol/s

Volumetric Flow: 0.00129315 m³/s

Specific Enthalpy: -380.117 kJ/kg

Specific Entropy: -1.07733 kJ/(kg.K)

Vapor Phase Mole Fraction: 0

Force Stream Phase: Global Definition

Information

Date	Type	Message	Info
20/07/2021 9:25:32	Message	Script Data updated successfully.	+ Info

DWSIM - [MySimulation\_52]

File Edit Insert Tools Spreadsheet Dynamics Utilities Optimization Results Plugins Windows View Help

Solve Flowsheet (F5) Abort Solver (Pause/Break)

Flowsheet Dynamics Manager Material Streams Spreadsheet Charts Script Manager

Control Panel Mode Search

General Info  
 Object: TURBINA  
 Status: Calculated (20/07/2021 9:38:29)

Connections  
 Inlet Stream: 2  
 Outlet Stream: 3  
 Energy Stream: Wturbina

Calculation Parameters  
 Calculation Type: Power Generated  
 Thermodynamic Process: Adiabatic  
 Performance Curves: Edit Performance Curves  
 Rotation Speed: 1500 rpm  
 Pressure Decrease: 0,949879 bar  
 Outlet Pressure: 0,0633706 bar  
 Adiabatic Efficiency (0-100): 75 %  
 Polytropic Efficiency (0-100): 76,5979 %  
 Power Generated: 234,13 kW  
 Outlet Temperature: 115,417 C  
 Temperature Change: -46,0103 C  
 Adiabatic Coefficient: 1,05204  
 Polytropic Coefficient: 1,03514  
 Adiabatic Head: 11366,1 m

3 Material Stream

Temperature	115,417 C
Pressure	0,0633706 bar
Mass Flow	10250 kg/h
Molar Flow	33,8313 mol/s
Volumetric Flow	17,2189 m3/s
Molar Enthalpy (Mixture)	11342,4 kJ/kmol
Molar Entropy (Mixture)	56,0642 kJ/(kmol.K)
Molar Fraction (Vapor)	1
Phases	Vapor Only
Energy Flow	383,729 kW

Streams Pressure Changers Separators/Tanks Mixers/Splitters Exchangers Reactors Columns Solids CAPE-OPEN User Models Logical Ops Indicators Controllers Other

Material Stream Energy Stream

Integrator Controls

Information

Date	Type	Message
20/07/2021 9:38:30	Message	Last run execution time (s): 0,05134

Watch Panel

Object	Property	Value
--------	----------	-------

2 (Material Str... | TURBINA (Exp... | Wturbina (Ene... | 3 (Material Str...

DWSIM - [MySimulation\_52]

File Edit Insert Tools Spreadsheet Dynamics Utilities Optimization Results Plugins Windows View Help

Solve Flowsheet (F5) Abort Solver (Pause/Break)

Flowsheet Dynamics Manager Material Streams Spreadsheet Charts Script Manager

Control Panel Mode Search

Information Connections

General Info  
 Object: 3  
 Status: Calculated (20/07/2021 9:38:29)

Property Package Settings  
 Property Package: Peng-Robinson (PR) (1)

Input Data Results Annotations Dynamics Floating Tables

Stream Conditions Compound Amounts

Flash Spec	Pressure and Enthalpy (PH)
Temperature	115,417 C
Pressure	0,0633706 bar
Mass Flow	10250 kg/h
Molar Flow	33,8313 mol/s
Volumetric Flow	17,2189 m3/s
Specific Enthalpy	134,773 kJ/kg
Specific Entropy	0,666167 kJ/(kg.K)
Vapor Phase Mole Fraction	1

Force Stream Phase: Global Definition

Do not change this setting unless you know what you're doing.

3 (Material Stream) | CONDENSADOR (Conde... | Qcal (Energi Stream)

DWSIM - [SIMULACIÓN ORC SENCILLO OPTIMIZACIÓN EXTRACTORA SAN DANIEL (C:\Users\User\Documents\RESALDOS ESCRITORIO 05-01-2020\MAESTRIA SAUL CLASES\DESARROLLO D)]

File Edit Insert Tools Dynamics Utilities Optimization Results Plugins Spreadsheet Windows View Help Download Additional Components

Solve Flowsheet (F5) Abort Solver (Pause/Break) Dynamics Flowsheet States

TURBINA (Expander (Turbine))

General Info  
Object: TURBINA  
Status: Calculated (22/07/2021 12:10:19) ✓

Connections  
Inlet Stream: 2  
Outlet Stream: 3  
Energy Stream: Wturbina

Calculation Parameters  
Calculation Type: Power Generated  
Thermodynamic Process: Adiabatic

Performance Curves  
Rotation Speed: 1500 rpm  
Pressure Decrease: 0.93561 bar  
Outlet Pressure: 0.07764 bar  
Adiabatic Efficiency (0-100): 75 %  
Polytropic Efficiency (0-100): 76.458 %  
Power Generated: 218.13 kW  
Outlet Temperature: 118.687 C  
Temperature Change: -42.7404 C  
Adiabatic Coefficient: 1.05126  
Polytropic Coefficient: 1.03466  
Adiabatic Head: 10575.2 m

Material Streams Spreadsheet Charts Flowsheet Dynamics Manager Script Manager

Control Panel Mode Search

RESULTADOS ORC

Object	Wturbina	Wbomba	Qsal	Qañadido (Energía Residual)
Energy Flow	218.13	2.9584	352.813	1543

RESULTADOS CORRIENTES ORC

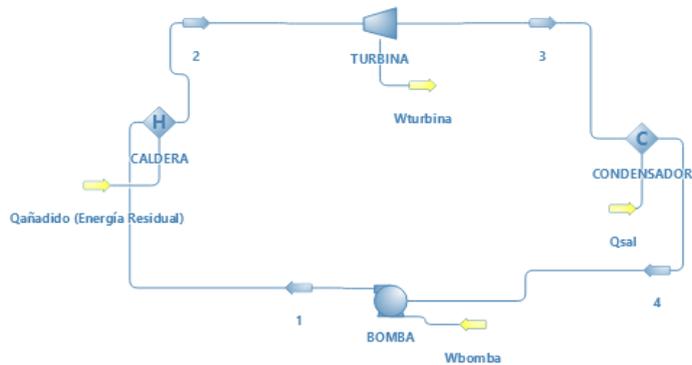
Object	4	3	2	1
Temperature	40	118.686	161.427	40.1653
Pressure	1.01325	0.07764	1.01325	6.93265
Mass Flow	10250	10250	10250	10250
Molar Flow	33.8313	33.8313	33.8313	33.8313
Volumetric Flow	0.00374835	14.168	1.18314	0.00374582

Streams Pressure Changers Separators/Tanks Mixers/Splitters Exchangers Reactors Columns Solids CAPE-OPEN User Models Logical Ops Indicators Controllers Other

Material Stream Energy Stream

Information Watch Panel

Date Type Message Info



RESULTADOS ORC					
Object	Wturbina	Wbomba	Qsal	Qañadido (Energía Residual)	
Energy Flow	218.13	2.9584	352.813	1543	kW

RESULTADOS CORRIENTES ORC					
Object	4	3	2	1	
Temperature	40	118.686	161.427	40.1653	C
Pressure	1.01325	0.07764	1.01325	6.93265	bar
Mass Flow	10250	10250	10250	10250	kg/h
Molar Flow	33.8313	33.8313	33.8313	33.8313	mol/s
Volumetric Flow	0.00374835	14.168	1.18314	0.00374582	m <sup>3</sup> /s

# Ciclo de Rankine Orgánico Regenerativo

DWSIM - [ORC REGENERATIVO CON CYCLOHEXANO NUEVA SIMULACIÓN (C:\Users\User\Documents\RESPALDOS ESCRITORIO 05-01-2020\MAESTRIA SAUL CLASES\DESARROLLO DE TESIS\D)]

File Edit Insert Tools Dynamics Utilities Optimization Results Plugins Spreadsheet Windows View Help Download Additional Components

Solve Flowsheet (F5) Abort Solver (Pause/Break) Dynamics Flowsheet States

TURBINA (Expander (Turbine))

General Info  
Object: TURBINA  
Status: Calculated (19/07/2021 13:02:11)

Connections  
Inlet Stream: 3.1  
Outlet Stream: 3  
Energy Stream: Wturbina

Calculation Parameters  
Calculation Type: Power Generated  
Thermodynamic Process: Adiabatic  
Performance Curves: Edit Performance Curves  
Rotation Speed: 1500 rpm  
Pressure Decrease: 1.86921 bar  
Outlet Pressure: 0.130788 bar  
Adiabatic Efficiency (0-100): 75 %  
Polytropic Efficiency (0-100): 76.5808 %  
Power Generated: 227.68 kW  
Outlet Temperature: 113.871 C  
Temperature Change: -46.1291 C  
Adiabatic Coefficient: 1.04551  
Polytropic Coefficient: 1.02878  
Adiabatic Head: 11019.6 m

Material Streams Spreadsheet Charts Flowsheet Dynamics Manager Script Manager

Control Panel Mode Search

RESULTADOS ORC MEJORADO

Object	Wturbina	Wbomba	Qsal	Qdicionado
Energy Flow	227.68	3.51247	298.47	107.4,21

RESULTADOS RECUPERADOR

Object	I. C.
Global Heat Transfer Coefficient (U)	24095,4 W/[m2.K]
Heat Exchange Area (A)	2,6 m2
Thermal Efficiency	81,466 %
Maximum Theoretical Heat Exchange	240,008 kW

Streams Pressure Changers Separators/Tanks Mixers/Spitters Exchangers Reactors Columns Solids CAPE-OPEN User Models Logical Ops Indicators Controllers Other

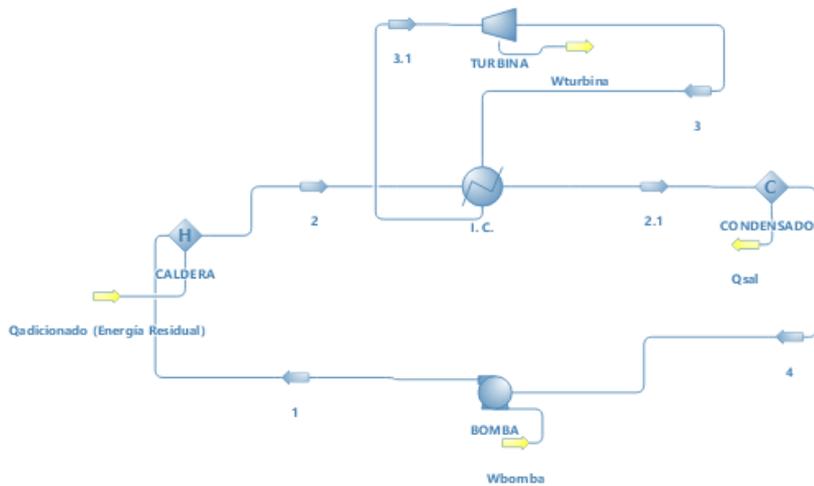
Material Stream Energy Stream

Information

Date	Type	Message	Info
0 22/07/2021 13:34:24	Message	Script Data updated successfully.	+ Info

Watch Panel

Object	Property	Value
--------	----------	-------



RESULTADOS ORC MEJORADO				
Object	Wturbina	Wbomba	Qsal	Qdicionado (Energía Residual)
Energy Flow	227,68	3,51247	298,47	107,4,21

RESULTADOS RECUPERADOR	
Object	I. C.
Global Heat Transfer Coefficient (U)	24095,4 W/[m2.K]
Heat Exchange Area (A)	2,6 m2
Thermal Efficiency	81,466 %
Maximum Theoretical Heat Exchange	240,008 kW

RESULTADOS CORRIENTES ORC MEJORADO						
Object	4	3.1	3	2.1	2	1
Temperature	55	190	113,871	105,332	160	55,0538 C
Pressure	1,01325	0,130788	0,130788	2	2	2 bar
Mass Flow	10250	10250	10250	10250	10250	10250 kg/h
Molar Flow	33,8313	33,8313	33,8313	33,8313	33,8313	33,8313 mol/s
Volumetric Flow	0,00381913	9,94003	8,29521	0,435875	0,585476	0,00381878 m3/s