

**UNIVERSIDAD NACIONAL DEL SANTA**  
**FACULTAD DE INGENIERÍA**

**ESCUELA ACADÉMICO PROFESIONAL DE INGENIERÍA EN ENERGÍA**



**Evaluación Técnico-económica de un Ciclo Rankine Orgánico utilizando calor residual para generación eléctrica en Agroindustrias San Jacinto S.A.A.**

**Tesis para obtener el título profesional de Ingeniería en Energía**

**AUTORES:**

❖ *Bachiller: Mariñes Delgado, Leandro Manuel*

❖ *Bachiller: Mendocilla Ulloa, Jhony Joffer*

**ASESOR:**

Mg. Chumpitaz Ayala, German Raúl

**CO-ASESOR:**

Velásquez Piña, Jean Agustin

**Nuevo Chimbote, Setiembre, 2023**



**UNS**  
UNIVERSIDAD  
NACIONAL DEL SANTA

**UNIVERSIDAD NACIONAL DEL SANTA  
FACULTAD DE INGENIERÍA  
ESCUELA ACADÉMICO PROFESIONAL  
DE INGENIERÍA EN ENERGÍA**

**CARTA DE CONFORMIDAD DEL ASESOR**

La presente Tesis ha sido revisada y desarrollada en cumplimiento del objetivo propuesto y reúne las condiciones formales y metodológicas, estando encuadrado dentro de las áreas y líneas de investigación conforme al reglamento general para obtener el título profesional en la universidad nacional del santa (R: D: N° 580-2002- CU-R-UNS) de acuerdo a la denominación siguiente:

**TESIS PARA OBTENER EL TÍTULO PROFESIONAL DE INGENIERO EN ENERGÍA**

**Título: “EVALUACIÓN TÉCNICO-ECONÓMICA DE UN CICLO RANKINE  
ORGÁNICO UTILIZANDO CALOR RESIDUAL PARA GENERACIÓN ELÉCTRICA  
EN AGROINDUSTRIAS SAN JACINTO S.A.A.”**

**TESISTAS:**

BACHILLER: MARÍÑES DELGADO, Leandro Manuel

BACHILLER: MENDOCILLA ULLOA, Jhony Joffer

Mg. German Raul Chumpitaz Ayala  
ASESOR

**UNIVERSIDAD NACIONAL DEL SANTA**  
**FACULTAD DE INGENIERÍA**  
**ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA EN ENERGÍA**



**HOJA DE CONFORMIDAD DEL JURADO EVALUADOR**

El presente Jurado Evaluador da la conformidad del presente informe, desarrollado en cumplimiento del objetivo propuesto y presentado con forme al Reglamento General para obtener el Título Profesional en la Universidad Nacional del Santa, titulado:

**“EVALUACIÓN TÉCNICO -ECONÓMICA DE UN CICLO RANKINE  
ORGÁNICO UTILIZANDO CALOR RESIDUAL PARA GENERACIÓN  
ELÉCTRICA EN AGROINDUSTRIAS SAN JACINTO S.A.A”**

**AUTORES:**

- ❖ Bach. Leandro Manuel Mariñes Delgado.
- ❖ Bach. Jhony Joffer Mendocilla Ulloa

Revisado y evaluado por el siguiente Jurado Evaluador:

Dr. Joel Herradda Villanueva  
**PRESIDENTE**  
DNI: 17870920  
CÓD. ORCID: 0000-0002-8791-8994

M.Sc. Julio Hipólito Néstor Escate Ravello  
**SECRETARIO**  
DNI:32850228  
CÓD. ORCID: 0000-0001-9950-2999

Mg. German Raul Chumpitaz Ayala  
**INTEGRANTE**  
DNI: 43152644  
CÓD. ORCID: 0000-0003-1448-1602



**UNS**  
UNIVERSIDAD  
NACIONAL DEL SANTA

**FACULTAD DE INGENIERIA**  
Dirección E.P. de Ingeniería en Energía

## ACTA DE SUSTENTACION DE TESIS

A los 20 días del mes de setiembre del año dos mil veintitrés, siendo las 11:00 de la mañana, se reunieron en el aula E3 de la EPIE, el Jurado Evaluador designado mediante T/Resolución N° 526-2023-UNS-CFI de fecha 23.08.23, integrado por los siguientes docentes:

- Dr. Joel Herrada Villanueva                      Presidente
- M.Sc. Julio Hipólito Néstor Escate Ravello                      Secretario
- Mg. German Raúl Chumpitaz Ayala                      Integrante

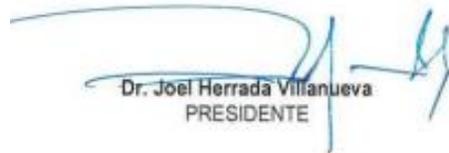
Y según la T/Resolución Decanal N°670-2023-UNS-FI de fecha.15.09.23, se declara expedito a los bachiller para dar inicio a la sustentación y evaluación de la Tesis titulada: "**EVALUACIÓN TÉCNICO-ECONÓMICA DE UN CICLO RANKINE ORGÁNICO (ORC) UTILIZANDO CALOR RESIDUAL PARA GENERACIÓN ELÉCTRICA EN AGROINDUSTRIAS SAN JACINTO S.A.A**", perteneciente a los bachilleres: **LEANDRO MANUEL MARIÑES DELGADO** con código de matrícula N° 0201511051 y **JHONY JOFFER MENDOCILLA ULLOA** con código de matrícula N°0201511019, teniendo como asesor al docente **Mg. German Raúl Chumpitaz Ayala**, según Resolución Decanal N° 541-2022-UNS-FI de fecha 15.09.2022.

Terminada la sustentación del Bachiller, respondió las preguntas formuladas por los miembros del jurado y el público presente.

El Jurado después de deliberar sobre aspectos relacionados con el trabajo, contenido y sustentación del mismo y con las sugerencias pertinentes, en concordancia con el artículo 71° del Reglamento General de Grados y Títulos de la Universidad Nacional del Santa, declara:

BACHILLER	PROMEDIO	PONDERACIÓN
LEANDRO MANUEL MARIÑES DELGADO	17	BUENO

Siendo las 12:00 del mismo día, se da por terminado el acto de sustentación, firmando los integrantes del jurado en señal de conformidad.

  
Dr. Joel Herrada Villanueva  
PRESIDENTE

  
Mg. German Raúl Chumpitaz Ayala  
INTEGRANTE

  
M.Sc. Julio Hipólito Néstor Escate Ravello  
SECRETARIO



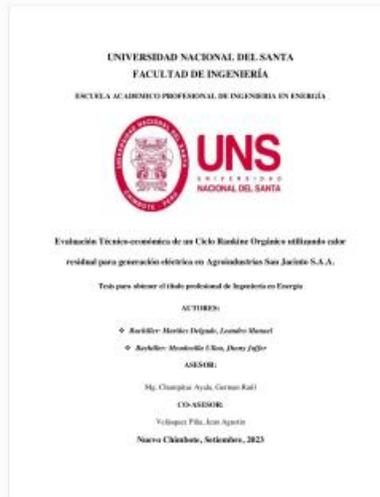


## Recibo digital

Este recibo confirma que su trabajo ha sido recibido por Turnitin. A continuación podrá ver la información del recibo con respecto a su entrega.

La primera página de tus entregas se muestra abajo.

Autor de la entrega: Leandro Manuel Mariñes Delgado  
Título del ejercicio: Revisión de Tesis  
Título de la entrega: Evaluación Técnico-económica de un Ciclo Rankine Orgánico...  
Nombre del archivo: EVALUACI\_N\_T\_CNICO-ECON\_MICA\_DEL\_ORC\_EN\_ASJ.pdf  
Tamaño del archivo: 11.22M  
Total páginas: 235  
Total de palabras: 40,983  
Total de caracteres: 213,989  
Fecha de entrega: 19-oct.-2023 11:17a. m. (UTC-0500)  
Identificador de la entre... 2135643468

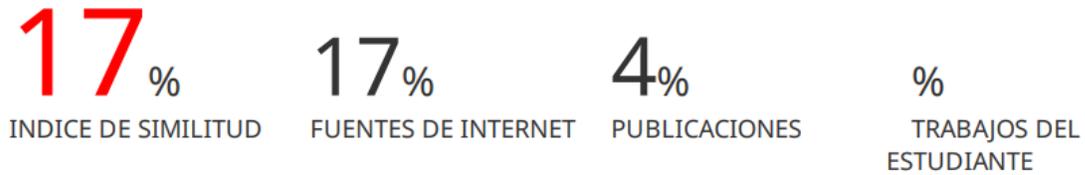


# Evaluación Técnico-económica de un Ciclo Rankine Orgánico utilizando calor residual para generación eléctrica en Agroindustrias San Jacinto S.A.A.

---

## INFORME DE ORIGINALIDAD

---



---

### ENCONTRAR COINCIDENCIAS CON TODAS LAS FUENTES (SOLO SE IMPRIMIRÁ LA FUENTE SELECCIONADA)

---

9%

★ [hdl.handle.net](https://hdl.handle.net)

Fuente de Internet

---

Excluir citas

Apagado

Excluir coincidencias

Apagado

Excluir bibliografía

Activo

## *DEDICATORIA*

*A mi madre Blanca Delgado López por  
siempre apoyarme en mis objetivos y  
aconsejarme como mejorar constantemente;  
y a mi padre Leandro Mariñes Girón.*

*A mis abuelos Fredesvinda López Talledo y  
Javier Delgado Cabel por darme mucho  
amor desde que tengo uso de razón.*

*A mi querida mascota Duke.*

*Leandro Manuel Mariñes Delgado*

## AGRADECIMIENTOS

*A los profesores Robert Guevara y Carlos Chucuya por incentivar el gusto por la carrera de Ingeniería en Energía.*

*A mi asesor Raúl Chumpitaz y al co-asesor Jean Velásquez por orientarme en el desarrollo de todo el proceso de la tesis.*

*Al ingeniero Eder Sánchez por brindarme la oportunidad de practicar en Agroindustrias San Jacinto S.A.A., lo cual ha hecho posible realizar esta tesis, y por ser un buen mentor.*

*A mis compañeros de trabajo Renzo Leiva, Pedro Campomanes Giraldo, Dino García, Hernán Mayo y Brayan López por haberme ayudado en el presente trabajo con sus sugerencias y por motivarme en todo momento.*

*A los ingenieros Juan Altamirano y Franz Falcón por complementar la información para la presente investigación.*

*Leandro Manuel Mariñes Delgado*

*DEDICATORIA*

*A mi madre Carmela Ulloa Cerna y a  
Damacio Mendocilla Contreras por darme  
mucho amor.*

*Jhony Joffer Mendocilla Ulloa*

## *AGRADECIMIENTOS*

*A mi asesor Raúl Chumpitaz y al co-asesor Jean Velásquez por orientarme en el desarrollo de todo el proceso de la tesis.*

*Jhony Joffer Mendocilla Ulloa*

## ÍNDICE GENERAL

<b>I. PROBLEMA DE INVESTIGACIÓN .....</b>	<b>1</b>
<b>1.1. INTRODUCCIÓN .....</b>	<b>1</b>
<b>1.2. ANTECEDENTES DE LA INVESTIGACIÓN .....</b>	<b>2</b>
<b>1.3. FORMULACIÓN DEL PROBLEMA .....</b>	<b>4</b>
<b>1.4. IMPORTANCIA Y JUSTIFICACIÓN DEL ESTUDIO .....</b>	<b>4</b>
<b>1.5. OBJETIVOS DE LA INVESTIGACIÓN.....</b>	<b>5</b>
1.5.1. Objetivo general.....	5
1.5.2. Objetivos específicos .....	5
<b>1.6. HIPÓTESIS DE LA INVESTIGACIÓN .....</b>	<b>5</b>
<b>1.7. IDENTIFICACIÓN DE VARIABLES .....</b>	<b>6</b>
<b>1.8. DIMENSIONES E INDICADORES .....</b>	<b>6</b>
<b>2. II. MARCO TEÓRICO.....</b>	<b>7</b>
<b>2.1. DESCRIPCIÓN DE LA COGENERACIÓN EN AGROINDUSTRIAS SAN JACINTO S.A.A.....</b>	<b>7</b>
2.1.1. Trapiche.....	7
2.1.2. Generación de vapor .....	8
2.1.2.1. Sistema de Alimentación de Bagazo en Calderas.....	10
2.1.3. Turbogenerador.....	11

<b>2.2. APROVECHAMIENTO DE LOS GASES DE COMBUSTIÓN DE PROCESOS INDUSTRIALES.....</b>	<b>12</b>
<b>2.3. SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE CALOR.....</b>	<b>13</b>
2.3.1. Factores que afectan del sistema de recuperación de calor.....	13
2.3.1.1. Cantidad de calor residual.....	13
2.3.1.1. Temperatura del flujo residual.....	13
<b>2.4. CICLO RANKINE ORGÁNICO (ORC).....</b>	<b>14</b>
2.4.1. Ciclo Termodinámico del ORC.....	15
2.4.2. Ciclo orgánico Rankine con recuperador (RC). .....	17
2.4.3. Ciclo Rankine ORC con recalentamiento .....	18
<b>2.5. ORC CON RECUPERACIÓN DE CALOR DE PROCESOS INDUSTRIALES.</b>	<b>18</b>
<b>2.6. CONFIGURACIONES DE UN ORC .....</b>	<b>21</b>
<b>2.7. FLUIDOS REFRIGERANTES MÁS UTILIZADOS .....</b>	<b>23</b>
<b>3. III. METODOLOGÍA PARA EL ANÁLISIS TÉCNICO Y ECONÓMICO.....</b>	<b>25</b>
<b>3.1. METODOLOGÍA.....</b>	<b>25</b>
<b>3.2. BALANCE DE ENERGÍA EN EL CICLO RANKINE ORGÁNICO (SISTEMA DE GASES DE ESCAPE).....</b>	<b>26</b>
3.2.1. En cada evaporador.....	27
3.2.2. En el recuperador de calor.....	28
3.2.3. En el condensador.....	28

3.2.4.	Puntos de pellizco .....	29
3.2.5.	Eficiencia isoentrópica de la bomba y de la turbina: .....	29
3.2.6.	Potencia térmica del ciclo ORC.....	29
3.2.7.	Eficiencia del ciclo ORC.....	29
3.2.8.	Eficiencia del motor de la bomba .....	30
3.2.9.	Potencia eléctrica del ORC.....	30
3.2.10	Diagrama de flujo para el balance de energía .....	30
<b>3.3.</b>	<b>ANÁLISIS DE ELECTRIFICACIÓN DE LOS EQUIPOS A VAPOR DE TRAPICHE .....</b>	<b>33</b>
<b>3.4.</b>	<b>INFLUENCIA DEL ORC (SISTEMA GASES DE ESCAPE) .....</b>	<b>37</b>
3.4.1.	Influencia eléctrica por suministro del ORC en trapiche .....	37
3.4.2.	Influencia térmica del ORC en la recuperación de calor del escape .....	39
<b>3.5.</b>	<b>DIMENSIONAMIENTO DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR DEL ORC (SISTEMA GASES DE ESCAPE) .....</b>	<b>42</b>
3.5.1.	Diseño del evaporador .....	45
3.5.2.	Diseño del recuperador de calor .....	55
3.5.3.	Diseño del condensador .....	57
<b>3.6.</b>	<b>ANÁLISIS EXERGÉTICO DEL ORC (SISTEMA DE GASES DE ESCAPE) ...</b>	<b>64</b>
3.6.1.	Exergía de ambos evaporadores .....	64
3.6.2.	Exergía en el condensador.....	64

3.6.3.	Exergía en el recuperador de calor .....	64
3.6.4.	Exergía en la turbina .....	64
3.6.5.	Exergía en la bomba.....	64
3.6.6.	Rendimiento exergético .....	65
<b>3.7.</b>	<b>EVALUACIÓN ECONÓMICA DEL ORC (SISTEMA GASES DE ESCAPE) ...</b>	<b>65</b>
3.7.1.	Beneficio anual .....	65
3.7.2.	Inversión del proyecto.....	67
3.7.3.	Flujo de Caja anual .....	70
3.7.4.	Tasa de descuento .....	71
3.7.5.	Periodo de Retorno de la Inversión (PRI) .....	71
3.7.6.	Valor Actual Neto (VAN) .....	71
3.7.7.	Relación beneficio/costo (B/C) .....	73
3.7.8.	Tasa Interna de Retorno (TIR).....	73
<b>3.8.</b>	<b>BALANCE DE ENERGÍA EN EL CICLO RANKINE ORGÁNICO (SISTEMA UNIFICADO) .....</b>	<b>74</b>
3.8.1.	En el evaporador .....	76
3.8.2.	En el sobrecalentador .....	76
3.8.3.	Puntos de pellizco .....	76
3.8.4.	Eficiencia del ciclo ORC.....	77
3.8.5.	Diagrama de flujo para el balance de energía .....	77

<b>3.9. INFLUENCIA DEL ORC (SISTEMA UNIFICADO) .....</b>	<b>80</b>
3.9.1. Influencia del suministro del ORC en el área de trapiche.....	81
3.9.2. Influencia del ORC en la recuperación de calor disponible del ingenio .....	81
<b>3.10. DISEÑO DEL NUEVO SOBRECALENTADOR EN EL ORC (SISTEMA UNIFICADO) .....</b>	<b>82</b>
3.10.1. Cálculo del coeficiente convectivo de los gases de escape .....	82
3.10.2. Cálculo del coeficiente convectivo de los tubos.....	82
3.10.3. Coeficiente global de transferencia de calor. ....	82
3.10.4. Caída de presión de los tubos del recuperador de calor .....	83
<b>3.11. ANÁLISIS EXERGÉTICO DEL ORC (SISTEMA UNIFICADO).....</b>	<b>83</b>
3.11.1. Exergía en ambos evaporadores .....	83
3.11.2. Exergía en el nuevo sobrecalentador .....	83
3.11.3. Rendimiento exergético .....	83
<b>3.12. EVALUACIÓN ECONÓMICA CON EL NUEVO SOBRECALENTADOR .....</b>	<b>83</b>
<b>3.13. ESCENARIOS EVALUADOS CON LA INCORPORACIÓN DE UN ORC .....</b>	<b>84</b>
<b>4. IV. EVALUACIÓN Y RESULTADOS DEL ORC Y SUS ESCENARIOS .....</b>	<b>86</b>
<b>4.1. ANÁLISIS DEL ORC (GASES DE ESCAPE) PARA LA ELECTRIFICACIÓN DE LOS EQUIPOS A VAPOR DEL ÁREA DE TRAPICHE.....</b>	<b>86</b>
4.1.1. Evaluación técnica del ORC (gases de escape) para la electrificación de los equipos a vapor en trapiche .....	86

4.1.2. Evaluación económica del ORC (gases de escape) para la electrificación de los equipos a vapor en trapiche .....	105
<b>4.2. ANÁLISIS DEL ORC (GASES DE ESCAPE) PARA VENTA DIRECTA DE POTENCIA A LA RED ELÉCTRICA .....</b>	<b>113</b>
4.2.1. Evaluación técnica del ORC (gases de escape) para la venta directa de potencia a la red eléctrica.....	114
4.2.2. Evaluación económica del ORC (gases de escape) para la venta directa de la potencia a la red eléctrica .....	115
<b>4.3. ANÁLISIS DEL ORC (SISTEMA UNIFICADO) PARA LA ELECTRIFICACIÓN DE LOS EQUIPOS A VAPOR DEL ÁREA DE TRAPICHE.....</b>	<b>118</b>
4.3.1. Evaluación técnica del ORC (sistema unificado) para la electrificación de los molinos N°4 y N°5 de trapiche .....	118
4.3.2. Evaluación económica del ORC (sistema unificado) para la electrificación de los molinos N°4 y N°5 de trapiche .....	134
<b>4.4. ANÁLISIS DEL ORC (SISTEMA UNIFICADO) PARA VENTA DIRECTA DE POTENCIA A LA RED ELÉCTRICA .....</b>	<b>141</b>
4.4.1. Evaluación técnica del ORC (sistema unificado) para la venta directa de potencia a la red eléctrica .....	141
4.4.2. Evaluación económica del ORC (sistema unificado) para la venta directa de potencia a la red eléctrica.....	151
<b>4.5. RESUMEN DE ESCENARIOS.....</b>	<b>156</b>

4.5.1.	Resumen técnico .....	156
4.5.2.	Resumen económico .....	159
<b>4.6.</b>	<b>DISCUSIONES .....</b>	<b>162</b>
<b>5.</b>	<b>V. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .....</b>	<b>164</b>
<b>5.1.</b>	<b>CONCLUSIONES .....</b>	<b>164</b>
<b>5.2.</b>	<b>RECOMENDACIONES.....</b>	<b>165</b>
<b>6.</b>	<b>Bibliografía .....</b>	<b>167</b>
<b>7.</b>	<b>ANEXOS.....</b>	<b>173</b>

## ÍNDICE DE TABLAS

<b>Tabla 1</b> Clasificación por temperatura de los calores residuales .....	14
<b>Tabla 2</b> Fuente de energía a recuperar utilizando el ORC.....	19
<b>Tabla 3</b> Tabla de fluidos recomendados para su aplicación .....	23
<b>Tabla 4</b> Constantes para el cálculo de la transferencia de calor y caída de presión en un PHE con placas Chevron.....	63
<b>Tabla 5</b> Variables económicas de cada componente del ORC .....	69
<b>Tabla 6</b> Condiciones principales de operación del ORC (sistema gases de escape) .....	87
<b>Tabla 7</b> Cálculo de la entalpía de salida de la turbina en el ORC (sistema gases de escape).....	88
<b>Tabla 8</b> Balance de energía en el recuperador de calor en el ORC (sistema gases de escape) .....	88
<b>Tabla 9</b> Balance de energía por evaporador (gases/benceno) en el ORC (sistema gases de escape). .....	89
<b>Tabla 10</b> Balance de energía en el condensador (benceno/agua) en el ORC (sistema gases de escape).....	89
<b>Tabla 11</b> Puntos de pellizco en el ORC (sistema gases de escape) .....	90
<b>Tabla 12</b> Cálculo de potencia térmica y eléctrica en el ORC (sistema gases de escape).....	91
<b>Tabla 13</b> Cálculos finales del balance de energía en el ORC (sistema gases de escape).....	91
<b>Tabla 14</b> Potencia eléctrica y flujo de vapor de los equipos de trapiche que funcionan a vapor. .	92
<b>Tabla 15</b> Análisis de la potencia del ORC como suministro para los equipos a vapor en trapiche. .....	93
<b>Tabla 16</b> Condiciones actualizadas de los equipos a vapor de trapiche tras el análisis de electrificación. ....	94

<b>Tabla 17</b> Influencia directa del suministro del ORC (sistema gases de escape) para electrificación de los molinos N°4 y N°5.....	95
<b>Tabla 18</b> Influencia del ORC (sistema gases de escape) con electrificación de molinos N°4 y N°5 en la venta de potencia a la red eléctrica. ....	96
<b>Tabla 19</b> Balance de energía del vapor de escape total en el ingenio con la implementación del ORC (sistema gases de escape) para electrificación de los molinos N°4 y N°5. ....	97
<b>Tabla 20</b> Cálculo del flujo calorífico disponible con la implementación del ORC (sistema gases de escape) para electrificación de los molinos N°4 y N°5.....	97
<b>Tabla 21</b> Influencia del ORC (sistema gases de escape) para electrificación de los molinos N°4 y N°5 en la recuperación de calor disponible del vapor de escape.....	98
<b>Tabla 22</b> Entropías del benceno en el ORC (gases de escape).....	100
<b>Tabla 23</b> Exergía de los componentes del ORC (sistema gases de escape). ....	100
<b>Tabla 24</b> Exergía en el recuperador de calor del ORC (gases de escape).....	101
<b>Tabla 25</b> Eficiencia exergética del ORC (sistema gases de escape). ....	101
<b>Tabla 26</b> Dimensionamiento del evaporador y recuperador de calor en el ORC (sistema gases de escape). ....	103
<b>Tabla 27</b> Dimensionamiento del condensador en el ORC (sistema gases de escape) .....	104
<b>Tabla 28</b> Ingreso de energía vendida anual a la red eléctrica en el ORC (sistema gases de escape) para electrificación de los molinos N°4 y N°5. ....	105
<b>Tabla 29</b> Bono de carbono en el ORC (sistema gases de escape) para electrificación de los molinos N°4 y N°5. ....	106
<b>Tabla 30</b> Costo de los evaporadores, recuperador de calor y condensador del ORC (sistema gases de escape). ....	107

<b>Tabla 31</b> Costo de la turbina, bomba, motor de la bomba y del generador eléctrico del ORC (sistema gases de escape) .....	108
<b>Tabla 32</b> Costos del fluido de trabajo del ORC (sistema gases de escape) .....	108
<b>Tabla 33</b> Costos de la tubería estimada del ORC (sistema gases de escape) .....	109
<b>Tabla 34</b> Costos del control del sistema del ORC (sistema gases de escape) .....	109
<b>Tabla 35</b> Cálculos de inversión en el ORC (sistema gases de escape) .....	109
<b>Tabla 36</b> Costos de electrificación de los molinos N°4 y N°5 .....	111
<b>Tabla 37</b> Costos finales de la electrificación de los molinos N°4 y N°5 .....	112
<b>Tabla 38</b> Influencia del ORC (sistema gases de escape) para la venta directa a la red eléctrica	114
<b>Tabla 39</b> Ingreso de energía directa vendida anual del ORC (sistema gases de escape) para venta directa a la red eléctrica.....	116
<b>Tabla 40</b> Bono de carbono del ORC (sistema gases de escape) para venta directa a la red eléctrica .....	116
<b>Tabla 41</b> Condiciones principales de operación en el ORC (sistema unificado).....	119
<b>Tabla 42</b> Cálculo de entalpías de la turbina en el ORC (sistema unificado) .....	119
<b>Tabla 43</b> Balance en recuperador del calor de benceno en el ORC (sistema unificado) .....	120
<b>Tabla 44</b> Balance por evaporador gases/benceno en el ORC (sistema unificado) .....	120
<b>Tabla 45</b> Balance del sobrecalentador vapor/benceno en el ORC (sistema unificado) para electrificación de los molinos N°4 y N°5.....	121
<b>Tabla 46</b> Balance en el condensador benceno/agua en el ORC (sistema unificado) .....	121
<b>Tabla 47</b> Puntos de pellizco en el ORC (sistema unificado) para electrificación de los molinos N°4 y N°5 .....	122
<b>Tabla 48</b> Cálculos de potencia térmica y eléctrica en el ORC (sistema unificado).....	123

<b>Tabla 49</b> Cálculos finales del ORC en el ORC (sistema unificado) .....	123
<b>Tabla 50</b> Influencia directa del ORC (sistema unificado) para electrificación de los molinos N°4 y N°5 .....	124
<b>Tabla 51</b> Influencia del ORC (sistema unificado) para electrificación de los molinos N°4 y N°5 en la venta de potencia a la red eléctrica .....	125
<b>Tabla 52</b> Análisis del vapor de escape de trapiche en el sobrecalentador del ORC (sistema unificado) para electrificación de los molinos N°4 y N°5 .....	125
<b>Tabla 53</b> Balance de energía del vapor de escape en el ORC (sistema unificado) para electrificación de los molinos N°4 y N°5 .....	126
<b>Tabla 54</b> Cálculo del flujo calorífico disponible en el ORC (sistema unificado) para electrificación de los molinos N°4 y N°5 .....	126
<b>Tabla 55</b> Influencia del ORC (sistema unificado) para electrificación de los molinos N°4 y N°5 en la recuperación de calor disponible del vapor de escape .....	127
<b>Tabla 56</b> Entropías del benceno en el ORC (sistema unificado) para electrificación de los molinos N°4 y N°5 .....	129
<b>Tabla 57</b> Exergías de los componentes en el ORC (sistema unificado) .....	129
<b>Tabla 58</b> Exergía en el recuperador de calor en el ORC (sistema unificado) .....	130
<b>Tabla 59</b> Rendimiento exergético en el ORC (sistema unificado) para la electrificación de los molinos N°4 y N°5 .....	130
<b>Tabla 60</b> Dimensionamiento del sobrecalentador del ORC para electrificación de los molinos N°4 y N°5 (sistema unificado) .....	132
<b>Tabla 61</b> Dimensionamiento del condensador del ORC (sistema unificado) .....	133

<b>Tabla 62</b> Ingreso de energía vendida anual a la red eléctrica con la incorporación del ORC (sistema unificado) para la electrificación de los molinos N°4 y N°5.....	135
<b>Tabla 63</b> Bono de carbono con el ORC (sistema unificado) para la electrificación de los molinos N°4 y N°5 .....	135
<b>Tabla 64</b> Costo de los evaporadores, sobrecalentador, recuperador de calor y condensador en el ORC (sistema unificado) para la electrificación de los molinos N°4 y N°5 .....	136
<b>Tabla 65</b> Costo de la turbina, bomba, motor de la bomba y del generador eléctrico en el ORC (sistema unificado).....	137
<b>Tabla 66</b> Costo del fluido de trabajo (sistema unificado) .....	137
<b>Tabla 67</b> Costo estimado de la tubería (sistema unificado).....	138
<b>Tabla 68</b> Costo de instalación de control de sistema (sistema unificado).....	138
<b>Tabla 69</b> Cálculo de inversión de los equipos del ORC (sistema unificado) para la electrificación de los molinos N°4 y N°5.....	138
<b>Tabla 70</b> Balance del sobrecalentador vapor/benceno en el ORC (sistema unificado) para la venta directa de potencia a la red eléctrica .....	142
<b>Tabla 71</b> Puntos de pellizco en el ORC (sistema unificado) para la venta directa de potencia a la red eléctrica .....	142
<b>Tabla 72</b> Influencia del ORC (sistema unificado) para la venta directa de potencia a la red eléctrica .....	143
<b>Tabla 73</b> Análisis de vapor del escape de trapiche en el sobrecalentador del ORC (sistema unificado) para la venta directa de potencia a la red eléctrica.....	144
<b>Tabla 74</b> Balance de energía del vapor de escape en el ORC (sistema unificado) para la venta directa de potencia a la red eléctrica .....	144

<b>Tabla 75</b> Cálculo del flujo calorífico disponible en el ORC (sistema unificado) para la venta directa de potencia a la red eléctrica.....	145
<b>Tabla 76</b> Influencia del ORC (sistema unificado) para la venta directa de potencia a la red eléctrica en la recuperación de calor disponible del vapor de escape .....	145
<b>Tabla 77</b> Exergía en el sobrecalentador en el ORC (sistema unificado) para la venta directa de potencia a la red eléctrica .....	148
<b>Tabla 78</b> Rendimiento exergético en el ORC (sistema unificado) para la venta directa de potencia a la red eléctrica .....	148
<b>Tabla 79</b> Dimensionamiento del sobrecalentador del ORC (sistema unificado) para la venta directa de potencia a la red eléctrica.....	150
<b>Tabla 80</b> Ingreso de energía vendida anual a la red eléctrica con la incorporación del ORC (sistema gases de escape) para venta directa a la red eléctrica .....	152
<b>Tabla 81</b> Bono por mercado de carbono del ORC (sistema unificado) para la venta directa de potencia a la red eléctrica .....	152
<b>Tabla 82</b> Costo de inversión del sobrecalentador del ORC (sistema unificado) para la venta directa de potencia a la red eléctrica.....	153
<b>Tabla 83</b> Cálculo de inversión de los equipos del ORC (sistema unificado) para la venta directa de potencia a la red eléctrica .....	154
<b>Tabla 84</b> Resumen técnico de los cuatro diferentes escenarios dados del ORC .....	157
<b>Tabla 85</b> Resumen económico de los cuatro diferentes escenarios dados del ORC.....	160

## ÍNDICE DE FIGURAS

<b>Figura 1</b> Diagrama mecánico del área de trapiche.....	8
<b>Figura 2</b> Diagrama de generación de vapor.....	9
<b>Figura 3</b> Sistema de transporte de bagazo .....	10
<b>Figura 4</b> Diagrama de flujo del sistema de cogeneración de Agroindustrias San Jacinto S.A.A.. .....	12
<b>Figura 5</b> Ciclo Rankine orgánico básico .....	15
<b>Figura 6</b> Ciclo Rankine orgánico con recuperador de calor .....	17
<b>Figura 7</b> Ciclo Rankine orgánico regenerativo con recalentamiento.....	18
<b>Figura 8</b> ORC básico acoplado a una central térmica a biomasa .....	21
<b>Figura 9</b> Ejemplo del Ciclo Rankine orgánico con sistema de una sola fuente de calor .....	22
<b>Figura 10</b> Ejemplo del Ciclo Rankine orgánico con sistema unificado .....	22
<b>Figura 11</b> Eficiencias de Carnot del ORC con distintos fluidos.....	24
<b>Figura 12</b> Diagrama de planta y diagrama T-S del ORC con sistema gases de escape .....	27
<b>Figura 13</b> Diagrama de flujo del ORC con sistema de gases de escape para su balance.....	33
<b>Figura 14</b> Diagrama de flujo de viabilidad de la electrificación del trapiche con suministro del ORC.....	36
<b>Figura 15</b> Balance de energía del vapor de escape .....	41
<b>Figura 16</b> Diagrama esquemático del modelo de evaporador y condensador .....	43
<b>Figura 17</b> Flujo cruzado de un solo paso con los dos fluidos de flujo no mezclado .....	44
<b>Figura 18</b> Configuración de los tubos en los bancos alineados o escalonados .....	46
<b>Figura 19</b> Intercambiador de calor de flujo cruzado con aletas.....	46
<b>Figura 20</b> Intercambiador de calor de placas.....	57

<b>Figura 21</b> Diagrama de planta y diagrama T-S del ORC con sistema unificado.....	75
<b>Figura 22</b> Diagrama de flujo del ORC con sistema unificado para su balance técnico .....	80
<b>Figura 23</b> Diagrama de flujo del análisis de los escenarios de instalación de un ORC. ....	85
<b>Figura 24</b> Influencia directa del ORC (sistema gases de escape) de la electrificación de los molinos N°4 y N°5 .....	95
<b>Figura 25</b> Influencia indirecta del ORC (sistema gases de escape) en el turbogenerador debido al ahorro de vapor en trapiche .....	96
<b>Figura 26</b> Balance de energía del vapor de escape total en el ingenio con la implementación del ORC (sistema gases de escape) para electrificación de los molinos N°4 y N°5 .....	98
<b>Figura 27</b> Diagrama de flujo del sistema de cogeneración de Agroindustrias San Jacinto con el ORC con sistema de gases de escape para la electrificación de los molinos N°4 y N°5. ....	99
<b>Figura 28</b> Porcentajes de exergía de los equipos del ORC (sistema gases de escape) .....	102
<b>Figura 29</b> Áreas de los intercambiadores de calor del ORC (sistema gases de escape) .....	104
<b>Figura 30</b> Porcentajes de costos de los componentes del ORC (sistema gases de escape).....	110
<b>Figura 31</b> Diagrama de flujo del sistema de cogeneración de Agroindustrias San Jacinto con el ORC con sistema de gases de escape para venta directa de potencia a la red eléctrica.....	115
<b>Figura 32</b> Influencia directa del ORC (sistema unificado) de la electrificación de los molinos N°4 y N°5 .....	124
<b>Figura 33</b> Balance de energía del vapor de escape total en el ingenio con la implementación del ORC (sistema gases de escape) para electrificación de los molinos N°4 y N°5 .....	127
<b>Figura 34</b> Diagrama de flujo del sistema de cogeneración de Agroindustrias San Jacinto con el ORC con sistema unificado para la electrificación de los molinos N°4 y N°5 .....	128

<b>Figura 35</b> Porcentajes de exergía en los equipos del ORC (sistema unificado) para electrificación de los molinos N°4 y N°5 .....	131
<b>Figura 36</b> Áreas de los intercambiadores de calor del ORC (sistema unificado) para electrificación de los molinos N°4 y N°5 .....	134
<b>Figura 37</b> Porcentajes de costos de los componentes del ORC (sistema unificado) para la electrificación de los molinos N°4 y N°5 .....	139
<b>Figura 38</b> Balance de energía del vapor de escape total en el ingenio con la implementación del ORC (sistema gases de escape) para la venta de potencia a la red eléctrica .....	146
<b>Figura 39</b> Diagrama de flujo del sistema de cogeneración de Agroindustrias San Jacinto con el ORC (sistema unificado) para venta directa de potencia a la red eléctrica .....	147
<b>Figura 40</b> Porcentajes de exergía en los equipos del ORC (sistema unificado) para la venta directa de potencia a la red eléctrica.....	149
<b>Figura 41</b> Áreas de los intercambiadores de calor del ORC (sistema unificado) para venta directa de potencia a la red eléctrica.....	151
<b>Figura 42</b> Porcentajes de costos de los componentes del ORC (sistema unificado) para la venta directa de potencia a la red eléctrica .....	154
<b>Figura 43</b> Comparación técnica de los cuatro escenarios de incorporación del ORC .....	158
<b>Figura 44</b> Comparación de áreas de los cuatro escenarios de incorporación del ORC .....	159
<b>Figura 45</b> Comparación económica de los cuatro escenarios de incorporación del ORC .....	161
<b>Figura 46</b> Comparación de indicadores económicos de los cuatro escenarios de incorporación del ORC.....	162

## ÍNDICE DE ANEXOS

<b>ANEXO 1</b> Diagrama de flujo de la fábrica de azúcar de Agroindustrias San Jacinto S.A.A.....	173
<b>ANEXO 2</b> Plano de la caldera N°1 Foster Wheeler.....	174
<b>ANEXO 3</b> Plano de la caldera N°3 Foster Wheeler.....	175
<b>ANEXO 4</b> Parámetros para el dimensionamiento del evaporador del ORC (sistema gases de escape).....	176
<b>ANEXO 5</b> Dimensionamiento del evaporador (fase de precalentamiento) del ORC (sistema gases de escape) .....	177
<b>ANEXO 6</b> Dimensionamiento del evaporador (fase de evaporación) del ORC (sistema gases de escape).....	178
<b>ANEXO 7</b> Dimensionamiento del evaporador (fase de sobrecalentamiento) del ORC (sistema gases de escape) .....	179
<b>ANEXO 8</b> Resumen del dimensionamiento del evaporador del ORC (sistema gases de escape) .....	179
<b>ANEXO 9</b> Principales parámetros para el dimensionamiento del recuperador de calor del ORC (sistema gases de escape) .....	180
<b>ANEXO 10</b> Dimensionamiento del recuperador de calor del ORC (sistema gases de escape)..	181
<b>ANEXO 11</b> Resumen del dimensionamiento del recuperador de calor del ORC (sistema gases de escape).....	181
<b>ANEXO 12</b> Principales parámetros para el dimensionamiento del condensador del ORC (sistema gases de escape) .....	182
<b>ANEXO 13</b> Dimensionamiento del condensador (fase de atemperación) del ORC (sistema gases de escape) .....	182

<b>ANEXO 14</b> Dimensionamiento del condensador (fase de condensación) del ORC (sistema gases de escape) .....	183
<b>ANEXO 15</b> Resumen del dimensionamiento del condensador del ORC (sistema gases de escape) .....	183
<b>ANEXO 16</b> Principales parámetros para el dimensionamiento del evaporador del ORC (sistema unificado).....	184
<b>ANEXO 17</b> Dimensionamiento del evaporador (fase de precalentamiento) del ORC (sistema unificado).....	184
<b>ANEXO 18</b> Dimensionamiento del evaporador (fase de evaporación) del ORC (sistema unificado) .....	185
<b>ANEXO 19</b> Resumen del dimensionamiento del evaporador del ORC (sistema unificado) .....	185
<b>ANEXO 20</b> Principales parámetros para el dimensionamiento del sobrecalentador del ORC (sistema unificado) para la electrificación de los molinos N°4 y N°5 .....	186
<b>ANEXO 21</b> Dimensionamiento del sobrecalentador del ORC (sistema unificado) para la electrificación de los molinos N°4 y N°5.....	186
<b>ANEXO 22</b> Resumen del dimensionamiento del sobrecalentador del ORC (sistema unificado) para la electrificación de los molinos N°4 y N°5 .....	187
<b>ANEXO 23</b> Principales parámetros para el dimensionamiento del recuperador de calor del ORC (sistema unificado).....	187
<b>ANEXO 24</b> Dimensionamiento del recuperador de calor del ORC (sistema unificado) .....	188
<b>ANEXO 25</b> Resumen del dimensionamiento del recuperador de calor del ORC (sistema unificado) .....	188

<b>ANEXO 26</b> Principales parámetros para el dimensionamiento del condensador del ORC (sistema unificado).....	189
<b>ANEXO 27</b> Dimensionamiento del condensador (fase de atemperación) del ORC (sistema unificado).....	189
<b>ANEXO 28</b> Dimensionamiento del condensador (fase de condensación) del ORC (sistema unificado).....	190
<b>ANEXO 29</b> Resumen del dimensionamiento del condensador del ORC (sistema unificado) ...	190
<b>ANEXO 30</b> Principales parámetros para el dimensionamiento del sobrecalentador del ORC (sistema unificado) para la venta directa de potencia a la red eléctrica .....	191
<b>ANEXO 31</b> Dimensionamiento del sobrecalentador del ORC (sistema unificado) para la venta directa de potencia a la red eléctrica .....	191
<b>ANEXO 32</b> Resumen del dimensionamiento del sobrecalentador del ORC (sistema unificado) para la venta directa de potencia a la red eléctrica .....	192
<b>ANEXO 33</b> Calor disponible actual del vapor de escape del ingenio .....	192
<b>ANEXO 34</b> Tiempo de operación útil para la venta a la red eléctrica del ORC.....	193
<b>ANEXO 35</b> Datos técnicos de los principales equipos del área de trapiche.....	194
<b>ANEXO 36</b> Datos técnicos de la generación de vapor por cada caldera Foster Wheeler .....	195
<b>ANEXO 37</b> Datos técnicos del turbogenerador TGM 21.71 MW .....	196
<b>ANEXO 38</b> Parámetros del balance de energía de la cogeneración en Agroindustrias San Jacinto S.A.A. ....	197
<b>ANEXO 39</b> Coeficientes de ensuciamiento varios para intercambiadores .....	198
<b>ANEXO 40</b> Costos de compra e instalación de la torre de enfriamiento SICREA S.A.C y MARLEY .....	199

<b>ANEXO 41</b> Ductos de gases de escape de ambas calderas (evaporadores del ORC).....	199
<b>ANEXO 42</b> Zona en donde se implementaría el sobrecalentador del ORC con sistema unificado .....	200
<b>ANEXO 43</b> Molinos de extracción del área de trapiche accionados a turbinas de vapor .....	200
<b>ANEXO 44</b> Turbina de vapor que acciona al machetero .....	201
<b>ANEXO 45</b> Turbogenerador TGM 21.71 MW .....	201
<b>ANEXO 46</b> Unión de las tuberías del vapor de escape con destino al área de elaboración .....	202
<b>ANEXO 47</b> Saturador del vapor de escape en el área de elaboración .....	202
<b>ANEXO 48</b> Artículo 38 del Decreto Legislativo N°1221 .....	203

## RESUMEN

La presente investigación tiene como principal motivación solucionar un déficit que hay actualmente en la cogeneración del ingenio de Agroindustrias San Jacinto S.A.A. en el cual el vapor de escape del área de trapiche se encuentra a  $235^{\circ}\text{C}$ , teniendo como consecuencia que, el vapor de escape total se dirige al área de elaboración a una temperatura muy superior a la deseada (la cual es  $120^{\circ}\text{C}$ ), por lo que en el saturador se tiene que disipar calor (calor no aprovechado), para obtener la temperatura deseada en el área de elaboración. Este problema no ocurriría si dichos molinos y el machetero estuvieran electrificados y recibiendo el suministro eléctrico del turbogenerador.

Se propone la instalación de un ORC que utilizará como fuente de calor el flujo calorífico residual de los gases de escape de las dos calderas acuotubulares (ORC con sistema gases de escape) y también se analizará usar como fuente de calor adicional el vapor de escape de trapiche (ORC con sistema unificado), en donde su potencia pretende ser el suministro de estos equipos para su posterior electrificación, caso contrario esta potencia se vende directamente a la red eléctrica.

Con lo anterior mencionado, se buscará optimizar el proceso de cogeneración en Agroindustrias San Jacinto S.A.A., por lo cual se analizará que tan factible es técnica y económicamente.

Con los resultados obtenidos se observa que el escenario más conveniente económicamente es el escenario del ORC con sistema de gases de escape para la electrificación de dos molinos en trapiche; sin embargo, el mejor escenario en términos técnicos es el ORC con sistema unificado para la electrificación de dos molinos en trapiche.

**Palabras clave:** Ciclo Rankine Orgánico, Recuperación de calor residual, Electrificación de equipos, Optimización de la cogeneración.

## ABSTRACT

The main motivation of this research is to solve a deficit that currently exists in the cogeneration of the Agroindustrias San Jacinto S.A.A. in which the exhaust steam from the trapiche area is at 235°C, with the consequence that the total exhaust steam is directed to the processing area at a temperature much higher than the desired one (which is 120°C). Therefore, heat must be dissipated in the saturator (unused heat) to obtain the desired temperature in the processing area.

This problem would not occur if these mills and the machetero were electrified and receiving power from the turbogenerator.

The installation of an ORC is proposed that will use as a heat source the residual heat flux of the exhaust gases from the two water tube boilers (ORC with exhaust gas system) and the use of exhaust steam as an additional heat source will also be analyzed. mill (ORC with unified system), where its power is intended to be the supply of this equipment for its subsequent electrification, otherwise this power is sold directly to the electrical network.

With the aforementioned, it will seek to optimize the cogeneration process in Agroindustrias San Jacinto S.A.A., for which it will be analyzed how technically and economically feasible it is.

With the results obtained, it is observed that the most economically convenient scenario is the ORC scenario with exhaust gas system for the electrification of two sugar mills; however, the best scenario in technical terms is the ORC with a unified system for the electrification of two sugar mills.

**Keywords:** Organic Rankine Cycle, Waste heat recovery, Electrification of equipment, Optimization of cogeneration.

# I. PROBLEMA DE INVESTIGACIÓN

## 1.1. INTRODUCCIÓN

La demanda mundial de energía ha ido en continuo aumento en consecuencia del número de plantas consumidoras de energía. Según investigaciones recientes, alrededor del 81% de la energía primaria consumida en todo el mundo proviene de combustibles fósiles (Dudley, B. 2018), y el principal aspecto negativo del uso de este tipo de combustible es el daño que ocasiona al medio ambiente, como la contaminación del aire, el calentamiento global y la destrucción de la capa de ozono.

Así, con el fin de reducir los impactos ambientales y la dependencia energética de los combustibles fósiles como principal fuente de energía, se pueden mencionar dos alternativas: (1) creación y uso de fuentes de energía renovable (solar, eólica, biomasa, geotérmica e hidroeléctrica); (2) aumentar la eficiencia de los procesos de conversión de energía existentes (IZIDORO, 2016).

La Recuperación de calor residual (*Waste Heat Recovery*, WHR) es una solución a las dos alternativas, ya que pretende utilizar el calor que normalmente se desecha para la atmósfera o a un sistema de refrigeración por un sistema térmico. Es decir, el calor que no se utilizó antes, se transforma en una forma útil de energía, aumentando la eficiencia de los procesos, sin aumentar el consumo de energía combustible y sin emisiones adicionales de CO<sub>2</sub>. Por lo cual, el ciclo orgánico de Rankine (*Organic Rankine Cycle*, ORC) ha demostrado ser una tecnología relevante para las dos alternativas presentadas anteriormente, ya que además de aumentar la eficiencia de los procesos, cuya principal característica es la conversión del calor residual en electricidad, también se puede aplicar hasta sistemas de generación de energía a partir de fuentes renovables, tales como: solar, geotérmica, biomasa, entre otras.

El ORC se encarga de absorber calor de una fuente de calor y transformarlo en energía eléctrica y, en algunos casos, también en energía térmica. Compuesto básicamente por dos intercambiadores de calor (evaporador y condensador), una bomba y una turbina, el ciclo orgánico se diferencia del ciclo Rankine convencional en que el fluido de trabajo es un compuesto orgánico y no agua, se debe utilizar calor residual de baja o media temperatura. (Cerrada, 2016).

La elección del fluido orgánico que se integrará en el sistema ORC es uno de los pasos más importantes, ya que el fluido de trabajo debe evaporarse a bajas presiones y temperaturas, tener un bajo impacto ambiental (bajo potencial de calentamiento global y agotamiento del ozono), cumplir con las normas de seguridad requisitos (no ser altamente tóxico, no inflamable y no corrosivo), no debe reaccionar ni disociarse bajo las presiones y temperaturas a las que se utiliza, lo que significa tener estabilidad química y térmica y aún debe tener alta disponibilidad y bajo costo, por lo que no siempre se elige el fluido que produce más energía.

## **1.2. ANTECEDENTES DE LA INVESTIGACIÓN**

### **2018 – “Recuperación de calor mediante Ciclo Rankine Orgánico en centrales termoeléctricas de vapor” / Autor: Rafael Días Santos**

Santos realizó únicamente el análisis técnico de un ORC en una central termoeléctrica a biomasa hipotética (es decir la planta no existe), según la realidad brasileña, aplicando simulaciones en el software Aspen HYSYS versión 8.8, donde analizó cuatro fluidos orgánicos Benceno, Ciclohexano, Ciclopentano y Tolueno, para determinar el mejor fluido de trabajo para recuperar energía térmica y aumentar la producción de electricidad a la potencia de la caldera con capacidad de 123,22 kg/s a una temperatura de 190°C, el sistema ORC trabajando con el fluido benceno tiene la mayor generación de energía neta y la mayor eficiencia entre todos los fluidos evaluados.

Concluye que el sistema ORC trabajando con el fluido Benceno tiene la mayor generación de energía neta y la mayor eficiencia entre todos los fluidos evaluados. El ciclo orgánico generó una potencia adicional para el sistema de 1,649 MW, lo que supuso un incremento del 3,3% en la potencia neta de la planta y del 1,23% en la eficiencia térmica de la planta.

**2010 – “Repotenciación de la Central de Cogeneración de la Empresa Agroindustrial San Jacinto para su calificación según el D.S. N° 037 - 2006-EM y poder inyectar sus Excedentes de Energía Eléctrica al S.E.I.N” / Autor: Vásquez Cenas Ángel Oswaldo**

El calor útil equivalente dentro del complejo industrial es de 38,32 MW térmicos, los cuales se distribuyen en 12 máquinas accionadas por turbinas de vapor de contrapresión con presiones de ingreso de vapor sobrecalentado de 40,28 bar y 10,2 bar, así mismo tiene 3 áreas de consumo de vapor para procesos (destilería, evaporación y servicios auxiliares) abastecidos con vapor a 2,1 bar y 1,1 bar. Sumando entre ellas un calor útil equivalente a 38,32 MW térmicos.

En función al Reglamento de Cogeneración D.S. N° 037–2006 EM se han elaborado alternativas de solución para repotenciar la central de Cogeneración, siendo la alternativa S3, la cual supera la restricción impuesta por el Rendimiento Eléctrico Efectivo y se caracteriza por la adquisición de un nuevo sistema de generación de vapor y una turbina de vapor de condensación y extracción, con una Inversión de US 11 000 000,00; operando el sistema con 42 bar de presión y 440 °C, con un costo de generación de energía de 1,271 US/MWh.

**2016 – “Modelado de un Ciclo Rankine Orgánico (ORC) para utilizar el calor residual de un motor de combustión interna” / Autores: Lara Faroni Zon & Raúl Marcos Mantovani Morellato.**

Faroni y Mantovani realizaron el análisis técnico de un ORC con motores de combustión interna de la Central Termoeléctrica Viana SA (Tevisa), en Rio de Janeiro, Brasil. El modelado se

aplica mediante el software EES (Engineering Equation Solver), en el que se definen los estados, permitiendo balances de masa y energía posteriores.

Se proponen dos configuraciones del sistema para el ORC: un sistema de una sola fuente de calor, siendo o bien los gases de escape de los motores o el agua de enfriamiento, usando como fluidos de trabajo R-123 y benceno respectivamente, y el sistema unificado, donde ambas fuentes de calor están en a la vez en el ORC, usando como fluido de trabajo el benceno. Concluyen que el sistema más idóneo es el sistema unificado, generando la potencia neta de 792,6 kW, con eficiencia de 26,04 %, siendo mayor que la configuración de gases de escape que tuvo una potencia neta de 722,1 kW, con eficiencia de 23,72 % (con benceno); y que la configuración de agua caliente que tuvo una potencia neta de 75,22 kW, con eficiencia de 5,13 %.

### **1.3. FORMULACIÓN DEL PROBLEMA**

Actualmente el área de trapiche presenta demanda de vapor, y éste es aprovechado generando energía eléctrica para el accionamiento de los molinos 2,3,4,5 y del machetero.

Con la incorporación de un ORC, ¿se pretende cubrir la demanda conjunta de los equipos a vapor del área de trapiche?

### **1.4. IMPORTANCIA Y JUSTIFICACIÓN DEL ESTUDIO**

El proyecto que se plantea está relacionado con el óptimo aprovechamiento de la energía de la empresa azucarera San Jacinto S.A.A esto enmarcado dentro de la gestión y eficiencia energética.

Debido a que no se pueden electrificar los equipos a vapor del área de trapiche con el suministro directo del turbogenerador (el cual produce actualmente entre 7 y 8,5 MW), debido a que a veces la presión del vapor de escape se eleva o también la ocurrencia de fallas en las conexiones

eléctricas, y esto paralizaría el ingenio, por lo cual el ORC puede proporcionar el suministro de energía de los equipos a vapor de trapiche.

## **1.5. OBJETIVOS DE LA INVESTIGACIÓN**

### ***1.5.1. Objetivo general***

Evaluar si la potencia eléctrica de un Ciclo Rankine Orgánico (ORC), con el calor residual de Agroindustrias San Jacinto S.A.A., cubre la demanda conjunta de los equipos a vapor del área de trapiche (molinos a vapor y del machetero), la cual es de 1,639 MW, para poder electrificar dichos equipos.

### ***1.5.2. Objetivos específicos***

- Determinar el fluido de trabajo óptimo y la configuración adecuada para el ORC.
- Analizar los escenarios disponibles para la instalación del ORC en el ingenio.
- Realizar un balance de energía, determinando la potencia eléctrica en el ORC.
- Determinar la influencia eléctrica y térmica del ORC en el ingenio.
- Realizar un análisis exergético del ORC.
- Dimensionar los intercambiadores del calor del ORC, determinando sus áreas.
- Realizar el análisis económico de la instalación del ORC.

## **1.6. HIPÓTESIS DE LA INVESTIGACIÓN**

Con el diseño e implementación de un Ciclo Rankine Orgánico se podría cubrir 1,639 MW, supliendo la demanda del sistema de accionamiento de los molinos que funcionan a vapor y del machetero, de esta forma el vapor de escape que ingresa al área de elaboración tendrá la temperatura más cercana a la que opera.

Debido a que el flujo de vapor en el ingenio debe mantenerse igual, la ventaja obtenida con la electrificación en trapiche con el suministro del ORC sería el buen excedente de vapor (25,45

Ton/hr) que iría al turbogenerador TGM 21,71 MW, y así exportar mayor energía eléctrica a la red, y obtener un mayor beneficio económicos.

### **1.7. IDENTIFICACIÓN DE VARIABLES**

Variable independiente:

- Potencia eléctrica del ciclo Rankine orgánico (ORC).

Variable dependiente:

- Demanda eléctrica de los equipos a vapor requerida de la zona de trapiche.

### **1.8. DIMENSIONES E INDICADORES**

Dimensiones e indicadores de la variable independiente:

- Flujo másico del fluido refrigerante (kg/s).
- Flujo másico de los gases de escape de la combustión (kg/s).
- Fuentes de calor utilizadas (kW).
- Temperaturas entrantes y salientes de los gases de escape.
- Temperatura y presión de evaporación del fluido refrigerante.
- Temperatura y presión de condensación del fluido refrigerante.
- Configuración o tipo del ciclo.

Dimensiones e indicadores de la variable dependiente:

- Flujo másico del vapor (Ton/h).
- Parámetros de operación del bagazo en los equipos a vapor en trapiche.

## II. MARCO TEÓRICO

### 2.1. DESCRIPCIÓN DE LA COGENERACIÓN EN AGROINDUSTRIAS SAN JACINTO S.A.A

La empresa cuenta en su sistema de cogeneración de energía eléctrica, en la cual la mini central térmica consiste en tres áreas: Trapiche, Generación de vapor y el Turbogenerador, a su vez el vapor también es utilizado para los procesos industriales del área de elaboración (Anexo 1). Cabe mencionar que cuando elaboración requiere más vapor o cuando hay parada de molienda, se utilizan las estaciones reductoras de presión para suministrar el vapor a dicha área.

#### 2.1.1. *Trapiche*

Esta es el área de extracción del jugo de la caña de azúcar, siendo su capacidad de 4200 TCMD (tonelada de caña molida diaria), en donde primero se recibe la caña de los camiones y tras ser esta transportada por la grúa Hilo y las mesas alimentadoras de caña conductores de caña, la caña es lavada en el elevador de caña, para que luego empiece el tratamiento de picadura en el machetero y después la desfibración en el desfibrador, también por seguridad la caña tratada pasa por un electroimán antes de ser transportada a los molinos de extracción, siendo estos 6. El proceso de extracción o molienda tiene las siguientes finalidades:

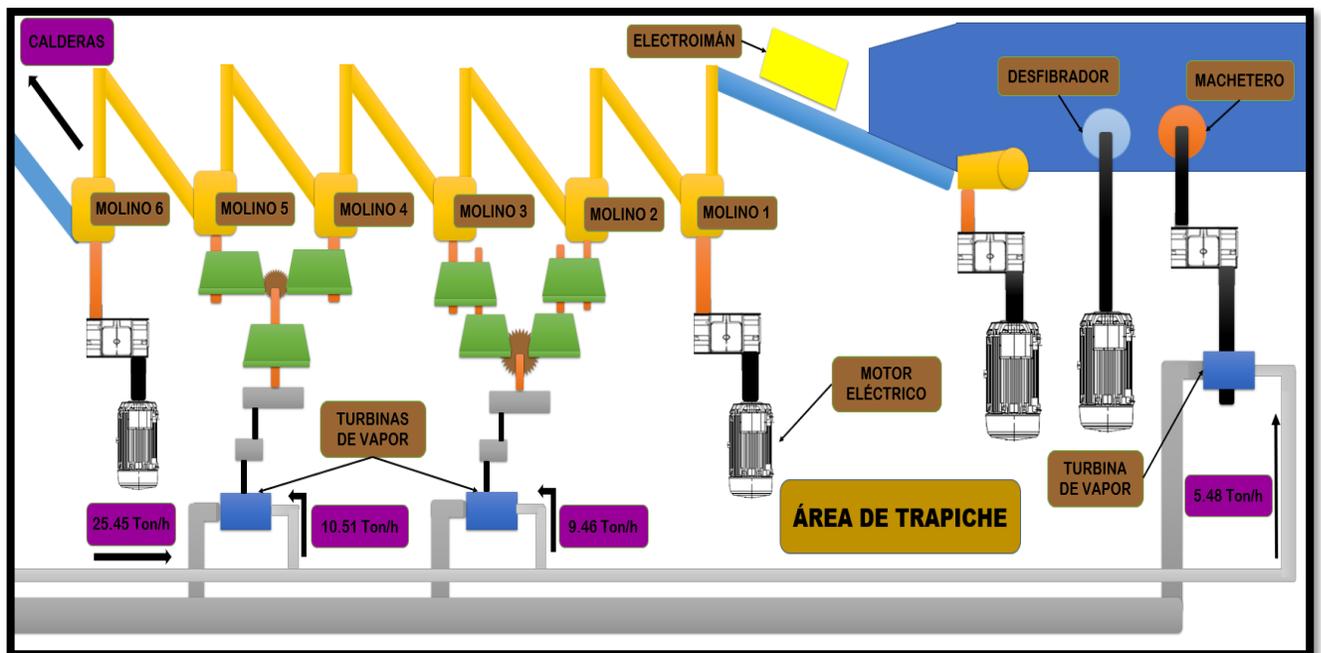
- Extraer el jugo de la caña de azúcar para que luego sea procesado en la fábrica de elaboración para los productos de azúcar blanca, azúcar rubia, alcohol, entre otros.
- Usar la biomasa residual de la molienda, es decir el bagazo (con humedad promedio del 48%), como combustibles para las dos calderas acuotubulares del ingenio.
- Vender una parte del bagazo excedente a la papelera Trupal.

De los 6 molinos de extracción, el primero y el sexto han sido electrificados, es decir funcionan con un accionamiento mecánico con motor eléctrico; por lo cual los 4 molinos restantes funcionan

a vapor, ya que su accionamiento mecánico es con turbinas de vapor, siendo este también el caso del machetero, por lo cual en el proceso de extracción recibe el vapor de admisión a condiciones de 590 PSI y 380°C 25,45 toneladas de vapor por hora. Luego el vapor de escape se va al área de elaboración a condiciones de 18 PSI y 235°C (Anexo 38). Las turbinas a vapor son 3, una acciona al machetero, otra acciona a los molinos 2 y 3, y la última acciona a los molinos 4 y 5, detallado en la Figura 1.

**Figura 1**

*Diagrama mecánico del área de trapiche.*



*Fuente: Elaboración propia.*

La potencia total de los equipos de trapiche que funcionan con estas turbinas de vapor es de 1,639 MW.

### **2.1.2. Generación de vapor**

Este proceso utiliza el bagazo que sirve como combustible para las dos calderas acuotubulares: caldera 1 y caldera 3 (la caldera 2 ya no existe), para la generación de vapor, este es transportado y retirado por un sistema 5 de conductores de bagazo. En el área se usan dos

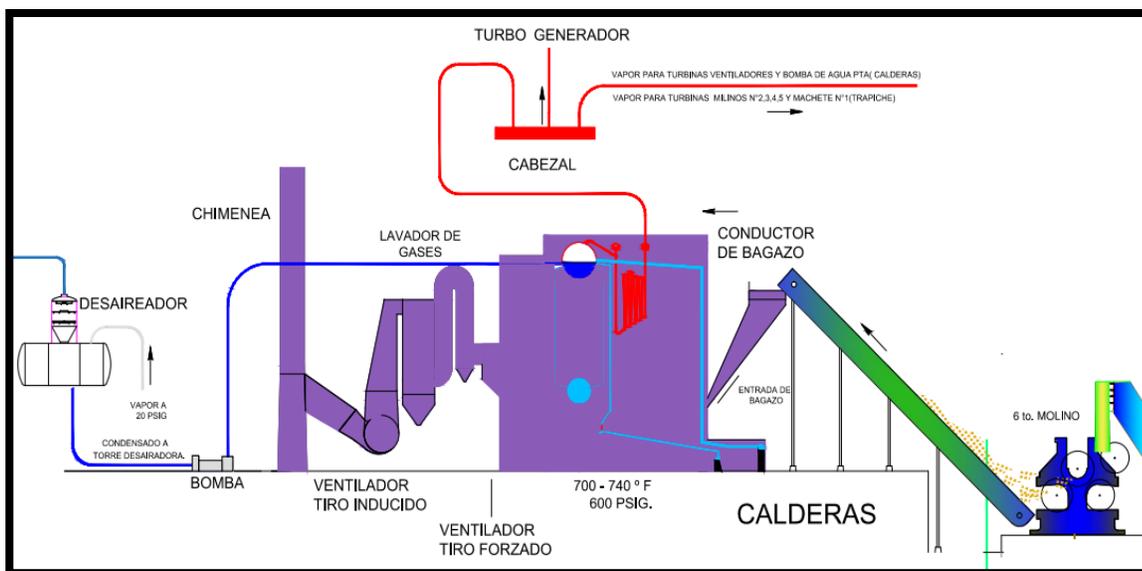
calderas acuotubulares Foster Wheeler, con una capacidad nominal de 50 toneladas de vapor cada una, recibiendo 41,25 Ton bagazo/h produciendo en conjunto 87,41 Ton vapor/hora a condiciones de 600 PSI y 400°C, es decir vapor sobrecalentado. Estas calderas generan el vapor con las siguientes finalidades:

- Para la generación de energía eléctrica en todo el ingenio, mediante el turbogenerador TGM de capacidad de 21.71 MW eléctricos.
- Para el accionamiento mecánico de las turbinas de vapor que se encuentran en trapiche.
- Para el precalentamiento de agua en el desaireador.
- Para servicios auxiliares.
- Procesos industriales de fábrica: calentamiento de jugo clarificado en el pre evaporador y destilería.

Un diagrama de la generación de vapor se muestra en la Figura 2.

**Figura 2**

*Diagrama de generación de vapor.*



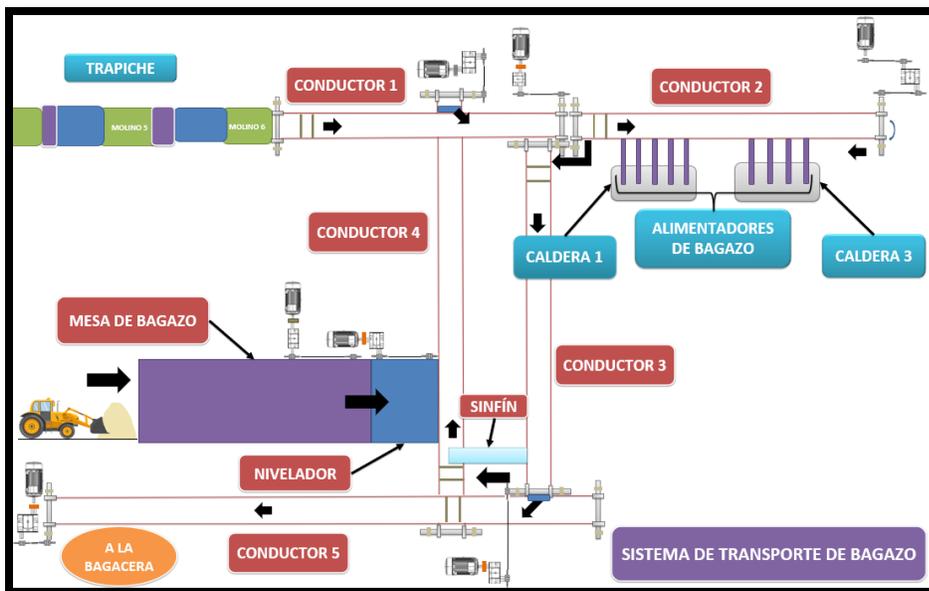
*Fuente: Tomada de oficina de ingeniería de San Jacinto*

### 2.1.2.1. Sistema de Alimentación de Bagazo en Calderas.

Al término del proceso de molienda en el molino 6, el bagazo es llevado directamente a través de transportadores de arrastre con tablillas que suministran de bagazo a las dos calderas, estos transportadores son accionados por motores eléctricos, teniendo estos a su vez reductores, usando un mecanismo de sprocket y cadena.

**Figura 3**

*Sistema de transporte de bagazo.*



*Fuente: Elaboración propia.*

Este sistema de conductores consta de:

- **Conductor 1:** Es el que transporta el bagazo desde la molienda a partir del último molino, con una inclinación de  $55^\circ$  el cual mide cerca de los 20 metros de largo y culmina en el conductor 2, donde está la parte más alta de la planta.
- **Conductor 2:** Con inclinación de  $0^\circ$ , es el que suministra de bagazo a los calderos a través de los alimentadores (cinco en la caldera 1 y cuatro en la caldera 3), por lo cual es el conductor

que más amperaje necesita para operar, tiene una longitud de 65 metros y culmina en el conductor 3.

- **Conductor 3:** Con inclinación de  $0^\circ$ , transporta el bagazo no utilizado al sinfín de bagazo, (cuando tiene demasiada carga recurre al conductor 5; tiene una longitud de 35 metros.
- **Mesa de bagazo:** Es la encargada de acomodar el bagazo que empujan los tractores de la bagacera y del sinfín de bagazo, al pasar el bagazo por el nivelador cae al conductor 4.
- **Conductor 4:** Con inclinación de  $45^\circ$  es el que suministra de bagazo al conductor 1 cuando hay paradas de molienda en área de trapiche, es cargado de bagazo de forma manual; tiene una longitud de 35 metros.
- **Conductor 5:** Con inclinación de  $0^\circ$  es el que suministra bagazo a la bagacera, esta perpendicular al conductor de bagazo 03; tiene una longitud de 65 metros.

### ***2.1.3. Turbogenerador***

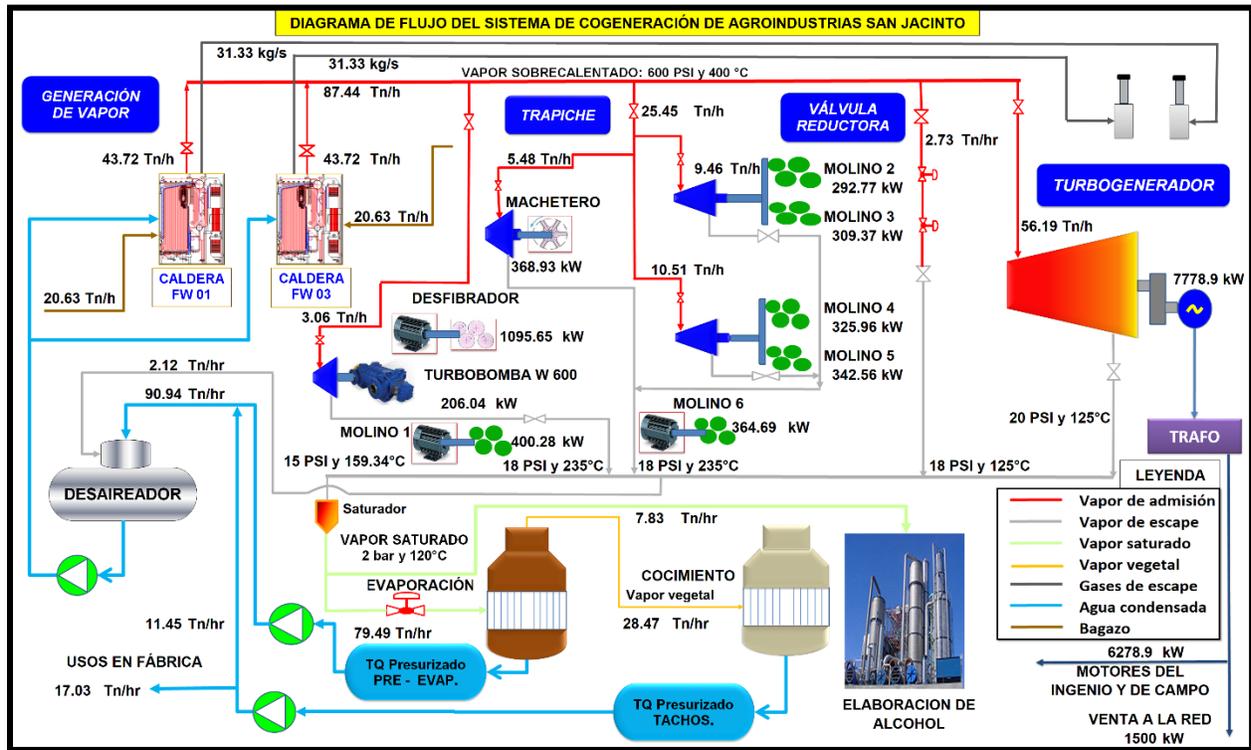
El turbogenerador es una turbina unida a un generador eléctrico, siendo la turbina a contrapresión. En el generador, se aprovecha la energía mecánica que entrega la turbina en formade giro al haber recibido el vapor sobrecalentado de las calderas, para convertirla en energía eléctrica por el principio de generación de electricidad por medio de campos electromagnéticos.

El turbogenerador recibe 56,19 Ton de vapor/hora de ambas calderas para producir 7,779 MW, de los cuales hasta 1,5 MW se venden a la red, y lo demás se lo mandan al ingenio y a la zona de campo, luego su vapor de escape a condiciones de 15 PSI y  $125^\circ\text{C}$  se va al área de elaboración.

Según el balance de energía del vapor de escape (ver Tabla 22) concluye que, debido a la alta temperatura del vapor de escape de trapiche la temperatura del vapor de escape ingresante a elaboración es de  $159,34^\circ\text{C}$ , lo cual demanda un desaprovechamiento de calor y por ende un déficit en la cogeneración.

**Figura 4**

*Diagrama de flujo del sistema de cogeneración de Agroindustrias San Jacinto S.A.A.*



Fuente: Tomada de Oficina de Generación de vapor en Agroindustrias San Jacinto S.A.A.

## 2.2. APROVECHAMIENTO DE LOS GASES DE COMBUSTIÓN DE PROCESOS INDUSTRIALES

Una gran parte de aplicaciones industriales rechazan el calor a una temperatura relativamente baja. Este calor se puede convertir en una fuente de calor para otras aplicaciones, lo que esto permite la producción de electricidad y/o calor, dándose este caso en las centrales de cogeneración con biomasa como combustible, en la cual, a partir de la energía térmica rechazada, en base a un ciclo Rankine orgánico (ORC), puede usarse para la producción de más energía eléctrica o calor para los diferentes tipos de usos que sean convenientes. (Ribeiro da Silva, 2010)

## **2.3. SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE CALOR**

Primeramente, calor residual se define como aquello que se obtiene de diferentes procesos luego de que se ha cumplido su principal función. Entre las principales fuentes de calor residual se encuentran los gases de combustión, vapor de los procesos industriales, energía solar, entre otras. Un sistema de recuperación de calor tiene el objetivo de reducir las emisiones de los gases de efecto invernadero. Al implementar sistemas de recuperación de calor residual se reduce el consumo de combustibles fósiles, lo cual también disminuye los costos operativos y las emisiones de los gases que contribuyen negativamente el ambiente.(PUCP, Vilela Alberto, 2015)

### ***2.3.1. Factores que afectan del sistema de recuperación de calor***

Para la implementación de un sistema de recuperación de calor residual, primeramente, se debe hacer un análisis técnico- económico y, a partir de ese análisis, determinar si es factible o viable su dicha implementación. Los principales criterios que se debe tener en cuenta son:

- Cantidad de calor residual
- Calidad de calor residual (composición, temperatura, etc.)
- Disponibilidad y confiabilidad del calor disponible

#### **2.3.1.1. Cantidad de calor residual**

La cantidad de calor residual es la cantidad de energía que contiene el flujo residual. También cabe decir que no solo se necesita una buena cantidad de calor, sino también que sea de buena calidad (alta temperatura, composición).

#### **2.3.1.1. Temperatura del flujo residual**

La temperatura es el parámetro más importante para determinar la factibilidad del sistema. De manera convencional esto depende de la fuente de calor residual a aprovechar y se clasifican de la forma mostrada en la Tabla 1.

**Tabla 1***Clasificación por temperatura de los calores residuales.*

<b>Clasificación</b>	<b>Ventajas</b>	<b>Desventajas</b>	<b>Usos</b>
Alta temperatura (rango de 590-1650 °C)	<ul style="list-style-type: none"> <li>Alta calidad de energía.</li> <li>Alta eficiencia.</li> <li>Alta transferencia de calor por unidad de área.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Materiales costosos en los intercambiadores de calor.</li> <li>Alta inversión económica.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Precalentar aire para combustión.</li> <li>Generación de vapor.</li> <li>Calentar materia prima</li> </ul>
Media temperatura (rango de 200-590°C)	<ul style="list-style-type: none"> <li>Materiales menos costosos.</li> <li>Menor inversión económica.</li> <li>Adecuado para generación de energía.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Los fluidos de trabajo deben tener propiedades especiales.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Precalentar aire para combustión.</li> <li>Generación de vapor.</li> <li>Generación de energía (ORC).</li> </ul>
Baja temperatura (rango de 200°C a menos)	<ul style="list-style-type: none"> <li>Numerosas fuentes de calor.</li> <li>Menos eficiente</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Baja eficiencia.</li> <li>Pocas aplicaciones.</li> <li>Posible condensación de los fluidos.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Calentar ambientes.</li> <li>Calentar agua para uso doméstico.</li> </ul>

*Nota: Adaptado de PUCP, Vilela Alberto 2015*

#### **2.4. CICLO RANKINE ORGÁNICO (ORC)**

El ORC es una tecnología que se usa comúnmente para la conversión de energía que vienen de diversas fuentes como la solar, calor residual, geotérmica entre otras, en la cual se recupera de los procesos industriales o de la recuperación en motores de combustión interna usados para la generación de la energía eléctrica. A diferencia del ciclo Rankine, en el ORC, se utiliza un fluido orgánico. En efecto, el ORC utiliza un hidrocarburo o refrigerante (fluido orgánico) que, debido a su bajo punto de ebullición y calor latente de vaporización inferior al del agua, permite la

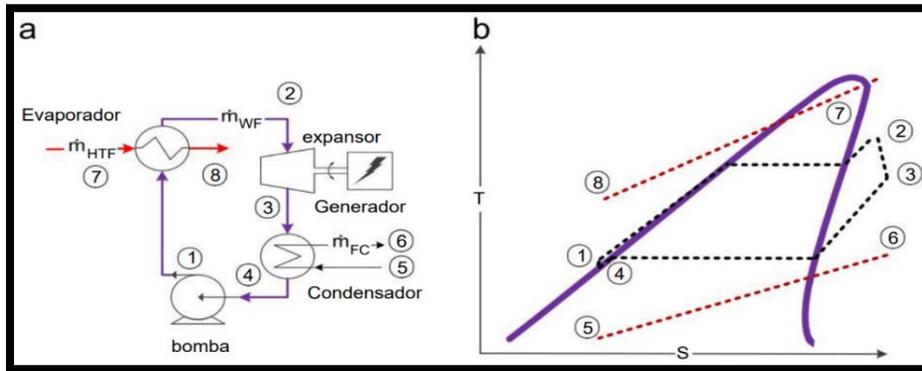
evaporación a menor temperatura y, en consecuencia, un mejor aprovechamiento del calor aportado por la fuente caliente. (Camacho Elmer Javier & Ordóñez Malla, 2018)

#### 2.4.1. Ciclo Termodinámico del ORC

Como ya se había dicho, su ciclo termodinámico es similar al CRC (Ciclo Rankine Convencional), variando solo el fluido de trabajo y las condiciones de temperatura (<350 °C) y el bajo contenido de calor. La tecnología de referencia para convertir el calor residual en electricidad es el ORC subcrítico (SCORC), también llamado como el ORC básico. El ciclo termodinámico y el diagrama de temperatura vs entropía (TS) se muestran en la Figura 5.

**Figura 5**

*Ciclo Rankine orgánico básico.*



*Nota: (a) Diseño de ciclo ORC. (b) Diagrama ORC Ts. Tomada de Lecompte et al., 2015 p.2.*

El ORC básico consta de una bomba que presuriza el fluido de trabajo y lo transporta al evaporador (1). En el evaporador, el fluido de trabajo se calienta hasta el punto de vapor saturado o sobrecalentado (2), posteriormente el fluido de trabajo se expande (3) a través de un expensor y produce trabajo mecánico, éste a su vez está conectado al eje del generador y hace que éste gire, generando así energía eléctrica. El fluido circulante de trabajo sobrecalentado a la salida del expensor se condensa en líquido saturado (4) en el condensador. Éste fluido de trabajo nuevamente es presurizado por la bomba, así cerrando el ciclo. El disipador de calor y la fuente de calor son un

depósito térmico finito y se indican respectivamente como las líneas (7)-(8) y (5)-(6). (Lecompte et al., 2015). Cabe decir, que tanto como la metodología del cálculo de cada estado mostrado, se mostrará a continuación, cabe mencionar que para definir un estado por completo es necesario conocer dos de sus propiedades.

El ciclo Rankine orgánico está compuesto principalmente por una bomba, dos intercambiadores de calor llamados condensador y evaporador, una turbina tal como se muestra en la Figura 5a. El refrigerante también forma parte del ORC, en la cual circula por el ciclo cerrado de cuatro estados termodinámicos de acuerdo a la Figura 5b.

#### **2.4.1.1. Bomba**

En este equipo se realiza el proceso 4-1, en el cual el fluido refrigerante inicia como líquido saturado para luego comprimirse hasta una presión absoluta mayor o igual al del evaporador.

#### **2.4.1.2. Evaporador**

Es un intercambiador de calor en el cual la fuente de calor (gases de combustión), transfiere parte de su energía al refrigerante.

Este es un proceso isobárico 1-2, en el cual el refrigerante es llevado hasta el estado de vapor saturado. Es considerado uno de los componentes más importantes, pues de este equipo depende la eficiencia del ciclo.

#### **2.4.1.3. Turbina**

El refrigerante en estado de vapor saturado pasa a través de los álabes de la turbina, transformando su energía cinética en energía mecánica. Este proceso corresponde del 2-3, y lleva al refrigerante hasta el estado de vapor saturado o sobrecalentado.

El proceso 2-3 es isoentrópico, la entropía del estado 3 es igual a la entropía del estado 2, y también conociendo su presión del estado 3, esto ya permite ya determinar la entalpía específica y temperatura del estado 3.

#### 2.4.1.4. Condensador

El vapor que sale de la turbina pasa a través del condensador, en la cual intercambia de calor el refrigerante y el agua de refrigeración, este proceso es isobárico 3-4.

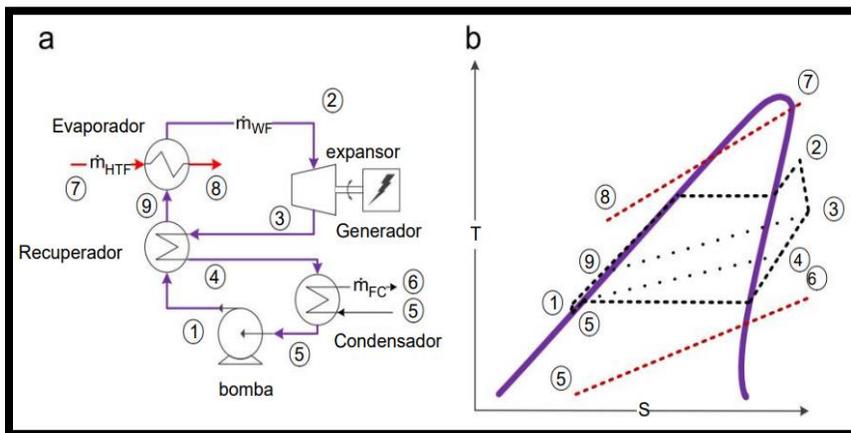
#### 2.4.2. Ciclo orgánico Rankine con recuperador (RC).

El ciclo orgánico Rankine (ORC) con recuperador de calor, es sugerido para reutilizar el calor proveniente de la salida de la turbina, esto se hace con la condición de precalentar el fluido de trabajo, y en consecuencia esto provoco el incremento de eficiencia térmica del ciclo.

Por lo tanto, una salida de alta potencia puede mantenerse para una entrada de calor disminuida al ORC. El diseño del ciclo y del diagrama T-S se dan en la Figura 6. (Lecompte et al., 2015)

**Figura 6**

*Ciclo Rankine orgánico con recuperador de calor.*



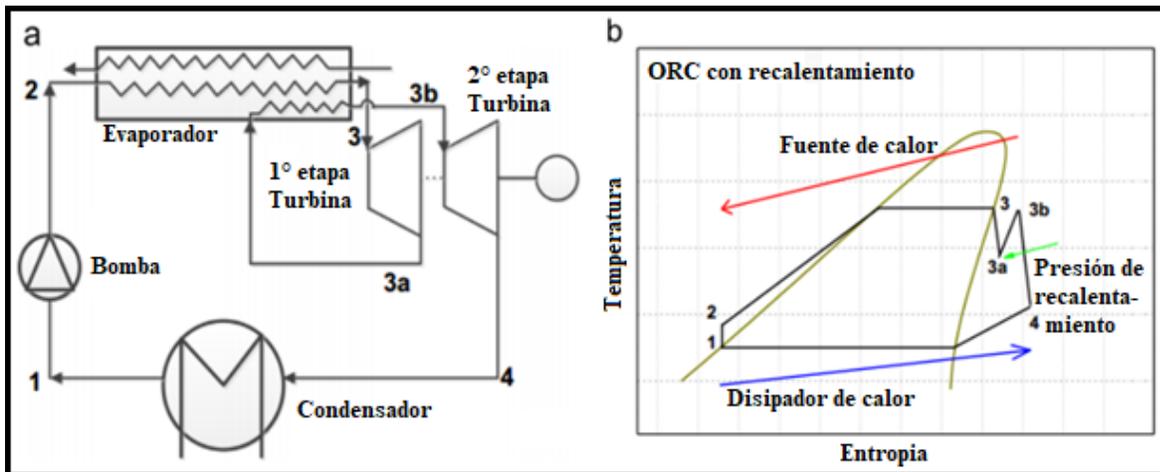
*Nota: (a) Esquema de ORC con recuperador de calor. (b) Diagrama de T-S de ORC con recuperador de calor. Tomada de Lecompte et al., 2015 p.2.*

### 2.4.3. Ciclo Rankine ORC con recalentamiento

En este sistema, el vapor de la sección del evaporador a alta presión ingresa a la primera turbina. Luego, el vapor de salida vuelve a ingresar al evaporador y se recalienta utilizando la fuente de calor antes de ingresar a la segunda turbina de menor presión. El propósito del sistema RORC es eliminar la humedad del vapor en las etapas finales del proceso de expansión. La Figura 7 muestra un sistema RORC.

**Figura 7**

*Ciclo Rankine orgánico regenerativo con recalentamiento.*



*Nota: (a) Esquema de ORC con recalentamiento. (b) Diagrama de T-S de ORC con recalentamiento. Tomada de Mahmoudi et al., 2018.*

### 2.5. ORC CON RECUPERACIÓN DE CALOR DE PROCESOS INDUSTRIALES

Según Tchanche et al., 2011, el calor residual es calor no utilizado durante un proceso de combustión o cualquier otro proceso térmico/químico, siendo rechazados directamente al medio ambiente. Procesos industriales, motores Los equipos térmicos y mecánicos producen grandes cantidades de calor residual.

El calor residual generado en procesos industriales en todo el mundo es difícil de calefacción y cuantificarse, pero varios estudios estiman que para diferentes procesos de para la generación de

plantas industriales, más del 50% del consumo de energía primaria se descarga en forma calor. (HONG et al., 1997).

Tres categorías de fuentes de calor residual se clasifican de acuerdo con el nivel de temperatura de los gases liberados: baja (hasta 230°C), media (de 230°C a 650°C) y alta (superior a 650°C). Muchas tecnologías de recuperación de calor han sido desarrolladas para hacer uso de las grandes cantidades de calor residual desperdiciado. El ORC puede considerarse una de las mejores opciones para el aprovechamiento del calor de baja y media temperatura, debido principalmente a la simplicidad, bajo costo, posibilidad de ser implementado en plantas de menor capacidad y descentralizado. Según Santos, 2018, en una central térmica la mínima temperatura de los gases de escape que sirven como fuente de calor para un ORC es de 145°C.

La temperatura de la fuente de calor es un parámetro esencial y determina la eficiencia del proceso de recuperación de energía, como se aprecia en la Tabla 2.

**Tabla 2**

*Fuente de energía a recuperar utilizando el ORC.*

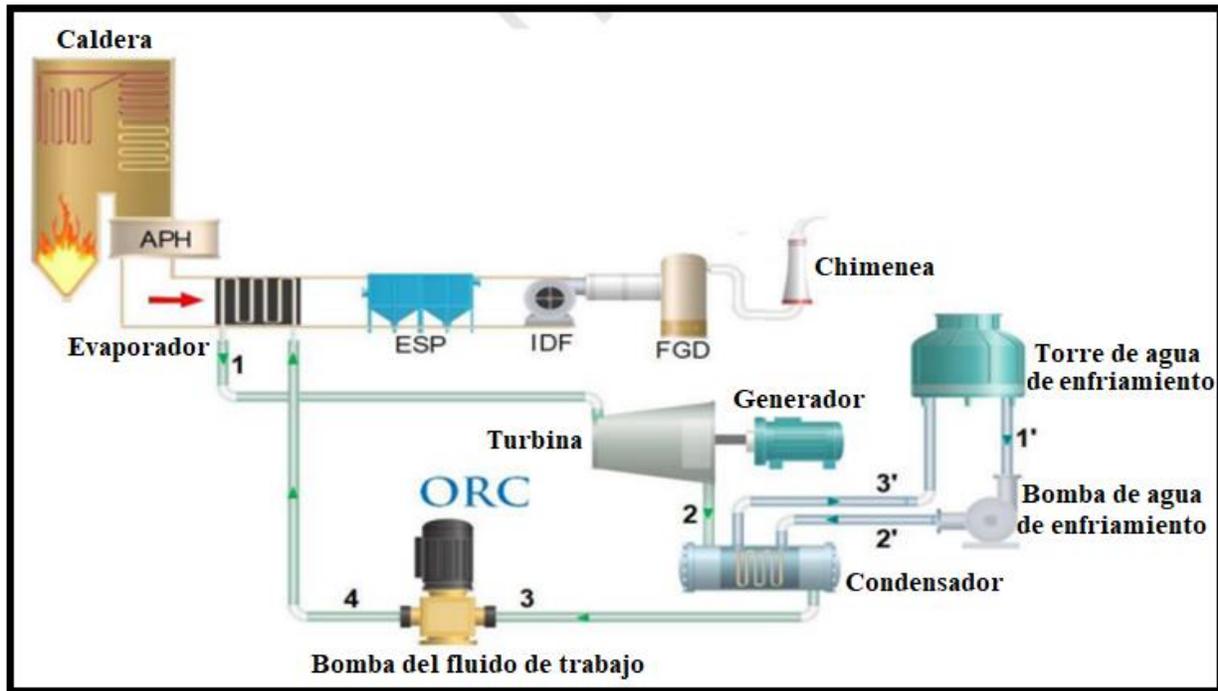
<b>Categoría</b>	<b>Fuentes de calor</b>	<b>Temperatura (°C)</b>
Temperatura media (230°C – 650°C)	Gases de escape de turbinas	370 - 540
	Vapor de escape de calderas	230 - 480
	Gases de escape – (MCI)	315 - 600
Baja temperatura (<230°C)	Proceso de condensación de vapor	50 - 90
	Escape, agua y aceite de refrigeración	66 - 120
	Gases de escape de calderas	140 -190
	Proceso para calentamiento de líquidos y sólidos	32- 232

*Fuente: Tomada de Tchanche,2011*

Según Tchanche 2011, la transferencia de calor entre el fluido de trabajo del ORC y gases calientes se pueden hacer directamente en el mismo equipo, como como se puede realizar, también, indirectamente, con el uso de un aceite para evitar contacto entre el sistema y los gases liberados. El sistema ORC se puede modular para satisfacer diferentes demandas, y se puede utilizar en diferentes áreas para la recuperación de calor, tales como: plantas de generación eléctrica, manufactura, industria automotriz, etc. Como se muestra en la Figura 8, el calor rechazado en ciertos procesos industriales, como en una planta termoeléctrica, a partir de los gases de combustión, se utiliza para evaporar el fluido orgánico del ORC. Que el vapor, al pasar por el dispositivo de expansión, produce energía eléctrica. Es observado aún en este ejemplo que el calor rechazado en el condensador, puede ser utilizado en procesos donde hay demanda de energía térmica. Los ORCs se consideran una solución prometedora para recuperar calor residual a baja y media temperatura, con el fin de proporcionar comodidad térmica o generación de energía, ahorros sustanciales en reducción de combustibles y contaminantes.

**Figura 8**

*ORC básico acoplado a una central térmica a biomasa.*



*Fuente: Tomada de Jin et al., 2020.*

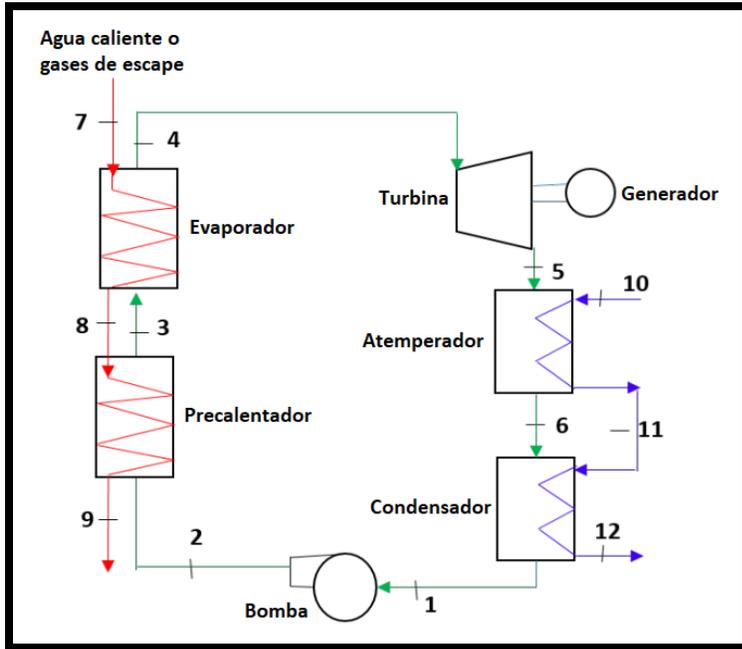
## 2.6. CONFIGURACIONES DE UN ORC

Las configuraciones de un ciclo termodinámico son esenciales para el funcionamiento del proceso y depende del criterio y del análisis de ingeniería. Los que propone (Faroni Zon et al., 2016) son:

- **Sistema de una sola fuente de calor:** Donde usa el agua de enfriamiento de motor o los gases de escape del motor de combustión interna.
- **Sistema unificado:** Donde hay fuentes de calor operando juntas en el mismo ciclo (sistema unificado). En su caso, el agua se encarga del precalentamiento y el gas del terminar el calentamiento y promover el proceso de evaporación del trabajo.

**Figura 9**

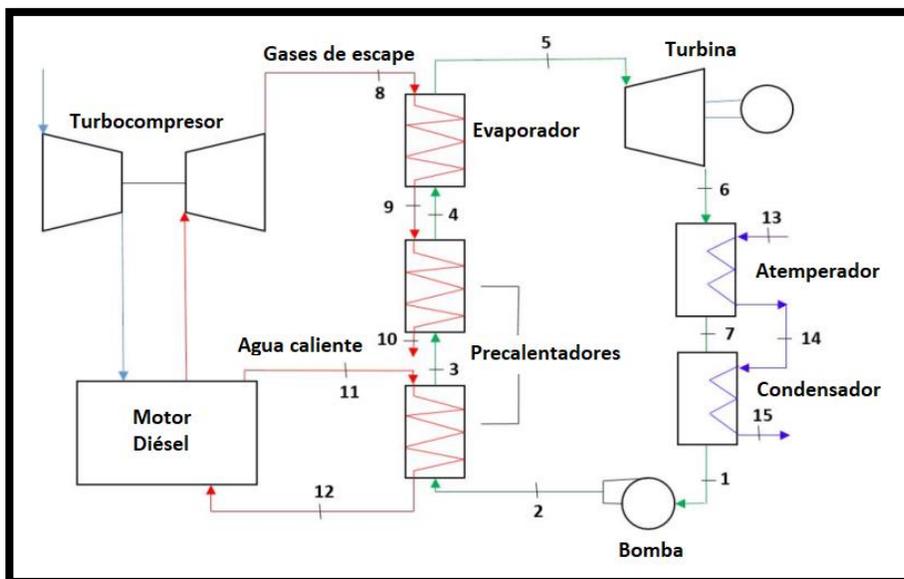
*Ejemplo del Ciclo Rankine orgánico con sistema de una sola fuente de calor.*



*Fuente: Tomada de Faroni Zon et al., 2016.*

**Figura 10**

*Ejemplo del Ciclo Rankine orgánico con sistema unificado.*



*Fuente: Tomada de Faroni Zon et al., 2016.*

Aunque estas configuraciones que propone (Faroni Zon et al., 2016) son para un ORC que usa calor residual de un motor de combustión interna, son aplicables para el ORC que usa el calor residual de biomasa.

## 2.7. FLUIDOS REFRIGERANTES MÁS UTILIZADOS

Respecto al estudio de la selección de fluidos, se tiene una amplia gama de fluidos de trabajo, como se muestra en la Tabla 3.

**Tabla 3**

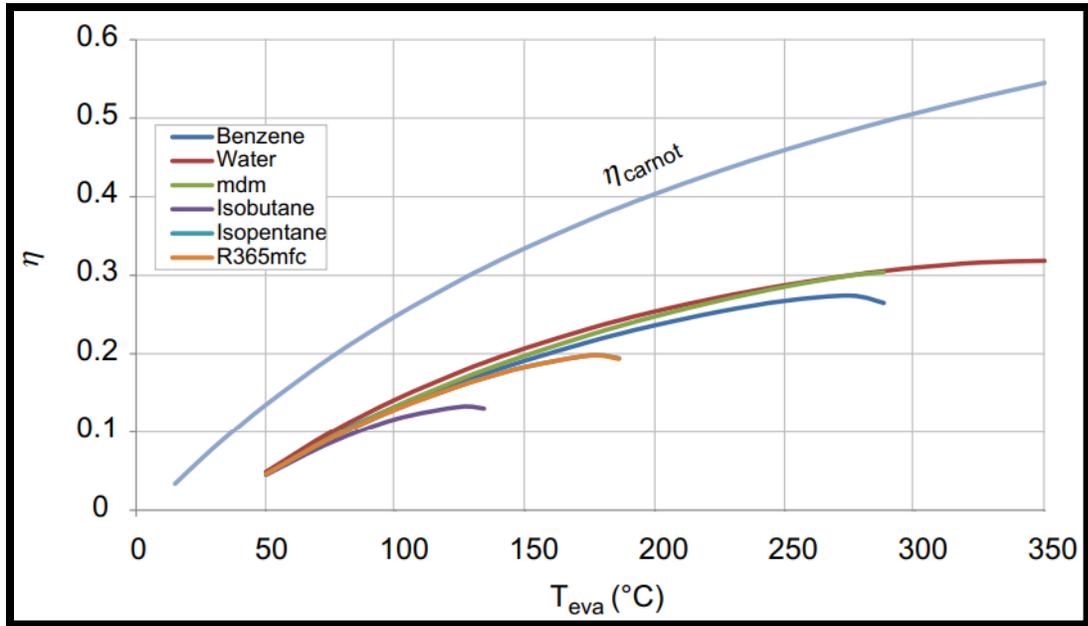
*Tabla de fluidos recomendados para su aplicación*

<b>Aplicación</b>	<b>T<sub>cd</sub></b> (°C)	<b>T<sub>ev</sub></b> (°C)	<b>Fluidos considerados</b>	<b>Fluidos recomendados</b>
WHR				
(Recuperación de calor residual)	30	150-200	HCFC-123, iso-pentano, HFE 7100, benceno, tolueno, p-xileno	Benceno, tolueno, HCFC-123
Cogeneración	90	250-350	Butil-benceno, propil-benceno, etilbenceno, tolueno, OMTS	Butil-benceno
Geotérmica	30	70-90	Amoniaco, n-pentano, HCFH-123, PF5050	Amoniaco
Solar	30	150	N-pentano, SES36, R245fa, R134a	R245fa, SES36
MCI WHR	35	96-221	HFC-134a, R11, benceno	Benceno

*Nota: Clasificación de los fluidos para su respectiva aplicación en plantas de generación de energía. Tomada de Faroni Zon et al., 2016.*

**Figura 11**

*Eficiencias de Carnot del ORC con distintos fluidos.*



*Fuente: Tomada de Macchi & Astolfi, 2017.*

### **III. METODOLOGÍA PARA EL ANÁLISIS TÉCNICO Y ECONÓMICO**

En este capítulo se explicará paso a paso cómo llevar a cabo el dimensionamiento del Ciclo Rankine Orgánico, basándose en la Tesis de Faroni Zon et al, 2016<sup>1</sup>. Para ello, se hará la siguiente división: en el apartado 3.1, se informará la metodología aplicada, en las secciones posteriores se describen los pasos a seguir para el análisis técnico-económico.

#### **3.1. METODOLOGÍA**

En principio, el material bibliográfico sirve como referencia para determinar los cálculos de parámetros del ORC. Después de leer y analizar el texto, se procede a cuantificar las variables necesarias para dimensionar el Ciclo Rankine Orgánico. Según Dias, R. 2018 el fluido más adecuado en ORCs acoplados a centrales a biomasa es el benceno y la configuración del ORC que se propone es con recuperador (visto en el capítulo 2.4.3), lo cual favorece al aumento de la potencia neta, (como lo demostró Vaja & Gambarotta, 2010). Xia et al., 2018 sugiere que el evaporador y recuperador sea a flujo cruzado con aletas y que el condensador sea a placas, por lo cual el sistema ORC que se diseñará para Agroindustrias San Jacinto S.A.A. estará conformado por: una bomba, un condensador, un recuperador de calor, dos evaporadores y una turbina.

El modelado se realiza a través de los datos del benceno usando el programa Coolprop para determinar las propiedades termodinámicas necesarias para el balance de energía en la bomba, evaporador, recuperador, turbina y condensador; propiedades tales como: presiones, temperaturas, con las cuales al final se podrán determinar la potencia calorífica, tanto en el evaporador como en el condensador, así como la potencia eléctrica, tanto en la turbina como en la bomba.

---

<sup>1</sup> Trabajo de conclusión de curso: MODELAGEM DE UM CICLO RANKINE ORGÂNICO (ORC) PARA APROVEITAMENTO DE CALOR RESIDUAL DE UM MOTOR DE COMBUSTÃO INTERNA (MCI)

Una vez obtenido estos parámetros, se realiza un balance de energía en el evaporador de modo que el calor total disponible, de la fuente caliente, se cuantifica y permite obtener el caudal másico del fluido orgánico de trabajo. Luego, se procede a hacer el balance de energía en el recuperador de calor y, por último, se realiza un balance de energía en el condensador y se evalúa el Pinch Point en cada sección de los intercambios de calor, obteniendo así la potencia neta del ORC, y hacer el análisis de electrificación, análisis exergético, el diseño de los intercambiadores de calor (estos conformarían el análisis técnico) y por último el análisis económico.

Como se mencionó anteriormente, el ingenio de Agroindustrias San Jacinto S.A.A. cuenta con dos calderas acuotubulares Foster Wheeler (Anexo 2 y Anexo 3) que usan el bagazo de la caña de azúcar como combustible, por lo cual se diseñaran un ORC, el cual tendrá como fuente de calor los gases de escape de cada caldera, cuyo flujo másico es de 31.33 kg/s, como evaporadores de cada caldera se utilizarán los ductos que transportan los gases de escape rumbo a la chimenea (Anexo 41).

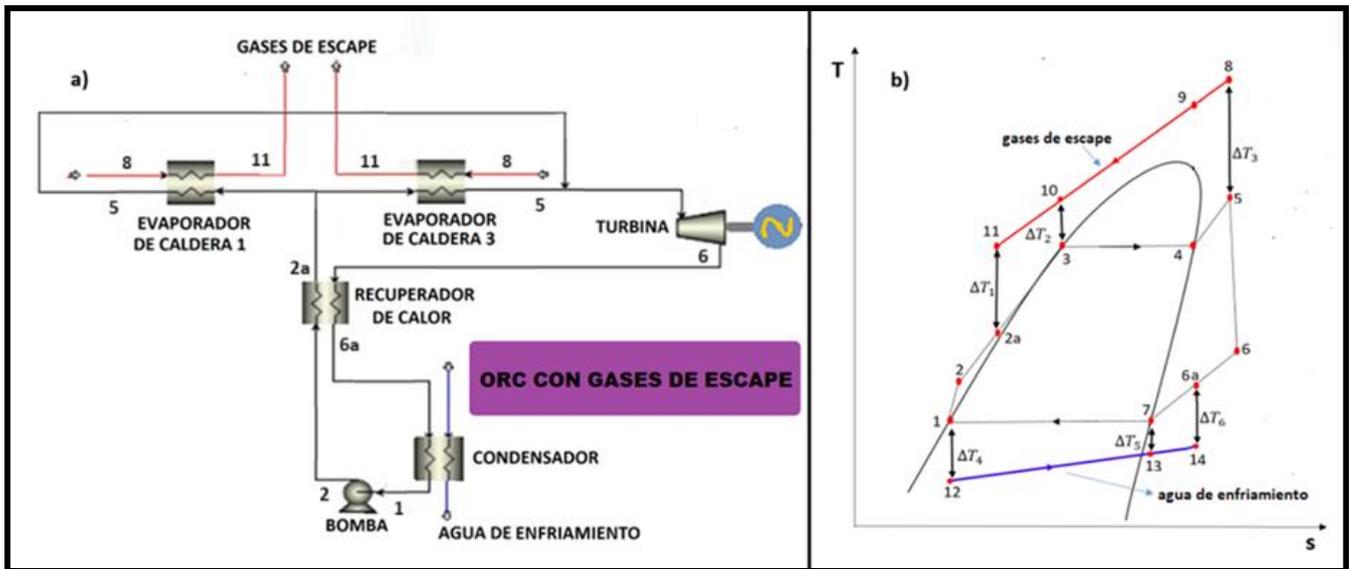
Los gases de escape salen del calentador de aire con una temperatura de 195°C en ambas calderas, por lo que, el evaporador tendrá tres etapas: precalentamiento, evaporación y sobrecalentamiento, el recuperador de calor calentará el refrigerante líquido salido de la bomba usando el vapor del refrigerante, luego este cae en estado bifásico, por lo cual el condensador tendrá la etapa de atemperación y de la condensación.

### **3.2. BALANCE DE ENERGÍA EN EL CICLO RANKINE ORGÁNICO (SISTEMA DE GASES DE ESCAPE)**

Las ecuaciones del ORC con el sistema de gases de escape serán presentadas a continuación, estas nos servirán para el balance energético de los equipos anteriormente mencionados. La configuración del ORC y sus estados se visualizan en las Figura 12.

**Figura 12**

Diagrama de planta y diagrama T-S del ORC con sistema gases de escape.



Nota: (a) Diseño de ciclo ORC (sistema gases de escape). (b) Diagrama del ORC (sistema gases de escape)

Ts. Fuente: Adaptada de Bombarda et al., 2010.

Según la Figura 12 los procesos termodinámicos son:

- Proceso de la bomba: 1 → 2
- Proceso de los evaporadores: 2a → 5
- Proceso de la turbina: 5 → 6
- Proceso del condensador: 6a → 1
- Proceso del recuperador de calor: 2 → 2a y 6 → 6a

### 3.2.1. En cada evaporador

$$\dot{Q}_{sob} = \dot{m}_{ben,evap}(h_5 - h_4) = \dot{m}_{ge}(c_{p,ge})(T_8 - T_9) \quad (1)$$

$$\dot{Q}_{evap} = \dot{m}_{ben,evap}(h_4 - h_3) = \dot{m}_{ge}(c_{p,ge})(T_9 - T_{10}) \quad (2)$$

$$\dot{Q}_{prec} = \dot{m}_{ben,evap}(h_3 - h_{2a}) = \dot{m}_{ge}(c_{p,ge})(T_{10} - T_{11}) \quad (3)$$

$$\dot{Q}_{ge} = \dot{m}_{ge}(c_{p,g})(T_8 - T_{11}) = \dot{m}_{ben,evap}(h_5 - h_{2a}) \quad (4)$$

$$\dot{m}_{ben,ORC} = 2(\dot{m}_{ben,evap}) \quad (5)$$

Donde:

- $\dot{m}_{ben,evap}$ : Flujo másico del benceno por evaporador (kg/s)
- $\dot{m}_{ben,ORC}$ : Flujo másico del benceno en el ORC (kg/s)
- $\dot{m}_{ge}$ : Flujo másico de los gases de escape de las calderas (kg/s)
- $\dot{Q}_{ge}$ : Flujo calorífico suministrado de los gases de escape a cada evaporador (kW)
- $\dot{Q}_{prec}$ : Flujo calorífico del precalentamiento (kW)
- $\dot{Q}_{evap}$ : Flujo calorífico de la evaporación (kW)
- $\dot{Q}_{sob}$ : Flujo calorífico del sobrecalentamiento (kW)

### 3.2.2. En el recuperador de calor

$$\dot{Q}_{rec} = \dot{m}_{ben,ORC}(h_6 - h_{6a}) = \dot{m}_{ben,ORC}(h_2 - h_{2a}) \quad (6)$$

Donde:

- $\dot{Q}_{rec}$ : Flujo calorífico del recuperador de calor (KW)

### 3.2.3. En el condensador

$$\dot{Q}_{atem} = \dot{m}_{ben,ORC}(h_7 - h_1) = \dot{m}_{agua}(c_{p,agua})(T_{13} - T_{12}) \quad (7)$$

$$\dot{Q}_{cond} = \dot{m}_{ben,ORC}(h_{6a} - h_7) = \dot{m}_{agua}(c_{p,agua})(T_{14} - T_{13}) \quad (8)$$

$$\dot{Q}_{ae} = \dot{m}_{agua}(c_{p,agua})(T_{14} - T_{12}) = \dot{m}_{ben,ORC}(h_{6a} - h_1) \quad (9)$$

Donde:

- $\dot{Q}_{ae}$ : Flujo calorífico cedido del agua de enfriamiento (kW)
- $\dot{Q}_{atem}$ : Flujo calorífico de la atemperación (kW)
- $\dot{Q}_{cond}$ : Flujo calorífico de la condensación (kW)

### 3.2.4. Puntos de pellizco

$$\Delta T_1 = T_{11} - T_{2a} \quad (10)$$

$$\Delta T_2 = T_{10} - T_3 \quad (11)$$

$$\Delta T_3 = T_8 - T_5 \quad (12)$$

$$\Delta T_4 = T_1 - T_{12} \quad (13)$$

$$\Delta T_5 = T_7 - T_{13} \quad (14)$$

$$\Delta T_6 = T_{6a} - T_{14} \quad (15)$$

### 3.2.5. Eficiencia isoentrópica de la bomba y de la turbina:

$$\eta_{iso,bomba} = \frac{h_{2s} - h_1}{h_2 - h_1} \quad (16)$$

$$\eta_{iso,turbina} = \frac{h_5 - h_6}{h_5 - h_{6s}} \quad (17)$$

### 3.2.6. Potencia térmica del ciclo ORC

$$\dot{W}_{bomba} = \dot{m}_{ben,ORC} (h_2 - h_1) \quad (18)$$

$$\dot{W}_{turbina} = \dot{m}_{ben,ORC} (h_5 - h_6) \quad (19)$$

$$\dot{W}_{ter,ORC} = \dot{W}_{turbina} - \dot{W}_{bomba} \quad (20)$$

Donde:

- $\dot{W}_{ter,ORC}$ : Potencia térmica del ORC (kW)
- $\dot{W}_{bomba}$ : Trabajo de la bomba (kW)
- $\dot{W}_{turbina}$ : Trabajo de la turbina (kW)

### 3.2.7. Eficiencia del ciclo ORC

Como habrá dos evaporadores el calor suministrado total será el doble, ya que cada evaporador recibe lo mismo, por lo cual:

$$\eta_{ORC-G.E.} = \frac{W_{ter,ORC}}{\dot{Q}_{sum,ORC-GE}} \quad (21)$$

$$\dot{Q}_{sum,ORC-G.E.} = 2(\dot{Q}_{ge}) \quad (22)$$

Donde:

- $\eta_{ORC-G.E.}$ : Eficiencia térmica del ORC (sistema gases de escape)
- $\dot{Q}_{sum,ORC-G.E.}$ : Flujo calorífico suministrado al ORC (sistema gases de escape) (kW)

### 3.2.8. Eficiencia del motor de la bomba

Según Le et al., 2014:

$$\eta_{mot,bom} = 75 + 11.5 * \log_{10}(\dot{W}_{bom}) - 1.5 * [\log_{10}(\dot{W}_{bom})]^2 \quad (23)$$

### 3.2.9. Potencia eléctrica del ORC

$$\dot{W}_{gen,elec} = \eta_{ge}(\dot{W}_{turbina}) \quad (24)$$

$$\dot{W}_{mot,bom} = \dot{W}_{bomba} / \eta_{mot,bom} \quad (25)$$

$$\dot{W}_{elec,ORC} = \dot{W}_{gen,elec} - \dot{W}_{mot,bom} \quad (26)$$

### 3.2.10 Diagrama de flujo para el balance de energía

Una vez presentado todas las ecuaciones para el balance energético en el ORC, se debe seguir un orden lógico para obtener un correcto dimensionamiento

Primero se definen las condiciones de operación principales para el ORC, ya que con estas se determinan los parámetros críticos (entalpías y puntos de pellizco):

- Temperaturas, tanto de entrada como de salida, de los gases de escape a cada ducto de las calderas del ingenio (que serán los evaporadores) en °C, obteniéndose a su vez sus presiones.
- El flujo másico de los gases de escape en kg/s.
- Las dos temperaturas del ciclo, es decir la de evaporación y condensación en kPa.
- La temperatura de sobrecalentamiento del benceno (estado 5) en °C.

- La temperatura de condensación (estado 7 y 1) en °C.
- Temperaturas, tanto de entrada como de salida, del agua de enfriamiento del condensador en °C.

Se termina cuantificando el flujo calorífico de cada evaporador en kW con la Ec. (4).

Luego, se determina la entalpía entrante a la turbina  $h_5$  y la entalpía isoentrópica saliente de la turbina  $h_{6s}$ , para que se despeje la entalpía saliente de la turbina  $h_6$  la eficiencia de la turbina en la Ec. (17); de la misma manera se determina la entalpía entrante a la bomba  $h_1$  y la entalpía isoentrópica saliente de la bomba  $h_{2s}$ , para que se despeje la entalpía saliente de la turbina  $h_2$  la eficiencia de la bomba en la Ec. (16).

Para el recuperador de calor:

- Teniendo los valores de  $h_6$  y  $h_2$  se determinan sus respectivas temperaturas.
- Se opta por elegir una temperatura para la salida del vapor de benceno del recuperador de calor (estado 6a), siendo esta mayor que  $T_7$ , por lo cual se obtiene  $h_{6a}$ .
- Con la Ec. (6), se obtiene la entalpía de salida del benceno líquido del recuperador de calor  $h_{2a}$ , y con esto su respectiva temperatura.

Tras seguir estos pasos, se obtiene el flujo másico de benceno por evaporador, aplicando la Ec. (4) y con Ec. (5) se obtiene el flujo másico de benceno del ORC.

Se procede a calcular los flujos caloríficos y las potencias térmicas del ORC:

- El flujo calorífico del recuperador de calor en kW.
- El flujo calorífico del condensador en kW.
- La potencia térmica de la turbina en kW.
- La potencia térmica de la bomba en kW.

A su vez, se determinan las temperaturas de pellizco en los evaporadores y en el condensador.

- En los evaporadores, aplicando la Ec. (1) y Ec. (3) se determinan  $T_{10}$  y  $T_9$ , el primero sirviendo para el cálculo de  $\Delta T_2$ , el cual debe ser un valor cercano a  $10^\circ\text{C}$  (Igbong et al., 2021), además con ambas temperaturas ya se determinaron todos los estados del evaporador, con lo cual se hace el dimensionamiento del intercambiador de calor.
- En los condensadores, aplicando la Ec. (9) se cuantifica el flujo calorífico del condensador y también el flujo de agua de enfriamiento; luego aplicando Ec. (7) o Ec. (8) se determina  $T_{13}$ , sirviendo para el cálculo de  $\Delta T_5$ , el cual debe ser un valor cercano a  $5^\circ\text{C}$  (Igbong et al., 2021), además con esta temperatura ya se determinaron todos los estados del condensador, con lo cual se hace el dimensionamiento del intercambiador de calor.

Si los puntos de pellizco críticos, es decir  $\Delta T_2$  y  $\Delta T_5$  tienen valores aceptables según lo anterior dicho, (no basta solo con que no sean valores negativos), esto quiere decir que se hizo una correcta elección de las condiciones principales de operación.

Una vez comprobada la coherencia en los valores de los puntos de pellizco críticos, finalmente se procede a calcular la potencia del generador eléctrico y del motor de la bomba.

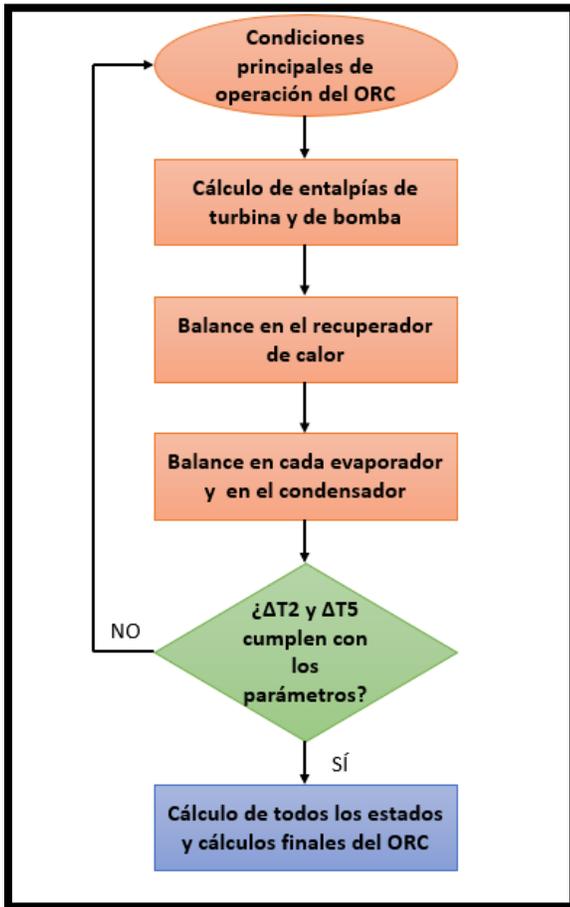
- La potencia del generador eléctrico se determina con la Ec. (24)
- La potencia del motor de la bomba se determina con la Ec. (25), cuya eficiencia se determina con la Ec. (24)

Finalmente se determinan la potencia eléctrica del ORC con la Ec. (26), y además la potencia térmica del ORC con la Ec. (20), el flujo calorífico suministrado del ORC con la Ec. (22), para determinar la eficiencia térmica del ORC con la Ec. (21).

Todo el procedimiento descrito se resume en la Figura 13:

**Figura 13**

Diagrama de flujo del ORC con sistema de gases de escape para su balance técnico.



Fuente: Elaboración propia.

### 3.3. ANÁLISIS DE ELECTRIFICACIÓN DE LOS EQUIPOS A VAPOR DE TRAPICHE

Al obtener la potencia neta eléctrica del ORC, se puede evaluar cuantos equipos de los que funcionan a vapor en trapiche (como se describió en el capítulo 2.1.1) pueden ser cubiertos, es decir la potencia total de cada turbina de vapor en dicha área, recordando que dos turbinas accionan a dos molinos (Anexo 43) y la última al machetero (Anexo 44), y en el caso de ser posible cubrir al menos un porcentaje de la potencia total de los equipos a vapor. Este análisis se hará con un algoritmo que evaluará cada posibilidad de que la  $\dot{W}_{elec,ORC}$  pueda cubrir y por ende suministrar la potencia que cada equipo a vapor de trapiche necesita. Los pasos del algoritmo son:

a) Paso 1: Primero se determinan las potencias a las que operan los molinos y el machetero, así como la

$$\dot{W}_{elec,ORC}$$

b) Paso 2: Después se evalúa si la  $\dot{W}_{elec,ORC}$  puede cubrir la potencia de las tres turbinas de vapor de trapiche, es decir:

$$\dot{W}_{elec,ORC} \geq \dot{W}_{tur\ TOT.trap} \quad (27)$$

$$\dot{W}_{tur\ TOT.trap} = \dot{W}_{tur\ 1\ trap} + \dot{W}_{tur\ 2\ trap} + \dot{W}_{tur\ 3\ trap} \quad (28)$$

Si la proposición es correcta, la electrificación total de trapiche es posible.

c) Paso 3: Si el paso 2 es incorrecto, se procede a jerarquizar las turbinas de trapiche ordenando sus potencias de mayor a menor, es decir: turbina con la potencia mayor ( $\dot{W}_{tur\ trap,MAY}$ ); turbina con la potencia intermedia ( $\dot{W}_{tur\ trap,INT}$ ) y la turbina con la potencia menor ( $\dot{W}_{tur\ trap,MEN}$ ), todas en kW.

d) Paso 4: Se evalúa si la  $\dot{W}_{elec,ORC}$  puede cubrir la  $\dot{W}_{tur\ trap,MAY}$ , es decir:

$$\dot{W}_{elec,ORC} \geq \dot{W}_{tur\ trap,MAY} \quad (29)$$

Si la proposición es correcta se puede electrificar los equipos asociados a esta turbina.

e) Paso 5: Siguiendo con el paso 4, al ser su proposición correcta, se evalúa si la potencia restante del suministro a la  $\dot{W}_{tur\ trap,MAY}$ , que ahora será la nueva potencia disponible del ORC ( $\dot{W}_{disp,ORC}$ ), es mayor que la  $\dot{W}_{tur\ trap,INT}$ , es decir:

$$\dot{W}_{elec,ORC} - \dot{W}_{tur\ trap,MAY} = \dot{W}_{disp,ORC} \geq \dot{W}_{tur\ trap,INT} \quad (30)$$

Si la proposición es correcta se pueden electrificar los equipos asociados a estas dos turbinas.

f) Paso 6: Si el paso 5 es incorrecto, se evalúa si la potencia restante del suministro a la  $\dot{W}_{tur\ trap,MAY}$  es mayor que la  $\dot{W}_{tur\ trap,MEN}$ , es decir:

$$\dot{W}_{elec,ORC} - \dot{W}_{tur\ trap,MAY} = \dot{W}_{disp,ORC} \geq \dot{W}_{tur\ trap,MEN} \quad (31)$$

Si la proposición es correcta se pueden electrificar los equipos asociados a estas dos turbinas, caso contrario solo la turbina con mayor potencia se puede electrificar.

- g) Paso 7: Si el paso 4 es incorrecto, la turbina con la potencia mayor seguirá estando operativa, y ahora se evaluará si la  $\dot{W}_{elec,ORC}$  puede cubrir la  $\dot{W}_{tur trap,INT}$ , es decir:

$$\dot{W}_{elec,ORC} \geq \dot{W}_{tur trap,INT} \quad (32)$$

Si la proposición es correcta se puede electrificar los equipos asociados a esta turbina.

- h) Paso 8: Siguiendo con el paso 7, al ser su proposición correcta, se evalúa si la potencia restante del suministro a la  $\dot{W}_{tur trap,INT}$ , que ahora será la nueva potencia disponible del ORC, es mayor que la  $\dot{W}_{tur trap,MEN}$ , es decir:

$$\dot{W}_{elec,ORC} - \dot{W}_{tur trap,INT} = \dot{W}_{disp,ORC} \geq \dot{W}_{tur trap,MEN} \quad (33)$$

Si la proposición es correcta se pueden electrificar los equipos asociados a estas dos turbinas, caso contrario solo la turbina con potencia intermedia se puede electrificar.

- i) Paso 9: Si el paso 7 es incorrecto, la turbina con la potencia intermedia seguirá estando operativa, y ahora se evaluará si la  $\dot{W}_{elec,ORC}$  puede cubrir la  $\dot{W}_{tur trap,MEN}$ , es decir:

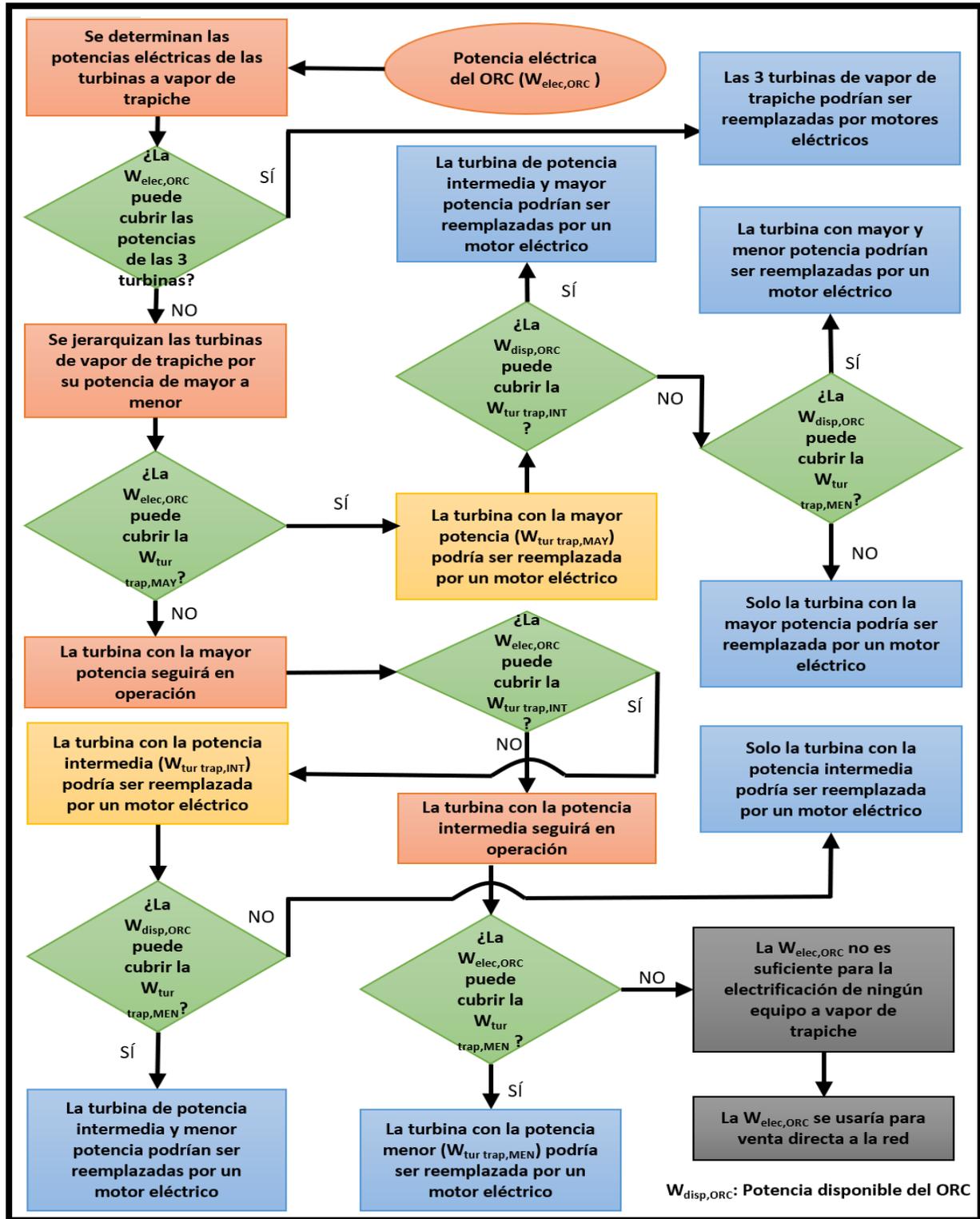
$$\dot{W}_{elec,ORC} \geq \dot{W}_{tur trap,MEN} \quad (34)$$

Si la proposición es correcta se puede electrificar los equipos asociados a esta turbina. Caso contrario se concluye que la  $\dot{W}_{elec,ORC}$  no es suficiente para la electrificación de ningún equipo a vapor de trapiche y por tanto esta potencia serviría para venta directa a la red eléctrica.

Este algoritmo se resume en el diagrama de flujo de la Figura 14.

Figura 14

Diagrama de flujo de viabilidad de la electrificación del trapiche con suministro del ORC.



Fuente: Elaboración propia.

Si bien es cierto que, sin la instalación de un ORC, el área de trapiche puede ser electrificada totalmente (e incluso se puede obtener más potencia), hay momento en el cual el turbogenerador se sale de servicio y sería perjudicial para la producción del ingenio el no tener caña molida, generando pérdidas; por lo cual no pueden ser electrificados teniendo al turbogenerador como suministro de energía.

El escenario de la electrificación del área de trapiche con el suministro de potencia del ORC con sistema gases de escape puede ser total o parcialmente, produciendo (con la potencia adicional en el turbogenerador y la potencia excedente del suministro del ORC) potencia adicional para la venta a la red. Sin embargo, aunque la  $\dot{W}_{elec,ORC}$  pueda cubrir a alguna de las turbinas de trapiche, también sería interesante evaluar dicha potencia para venta directa a la red como escenario alternativo.

### 3.4. INFLUENCIA DEL ORC (SISTEMA GASES DE ESCAPE)

#### 3.4.1. Influencia eléctrica por suministro del ORC en trapiche

Tras analizar la viabilidad de la electrificación de los equipos a vapor en trapiche, la  $\dot{W}_{disp\ ORC}$  restante puede ser usada como una potencia excedente del suministro del ORC que se puede usar para venta a la red eléctrica, así como también hay un ahorro de vapor en el área de trapiche, este puede usarse en el turbogenerador para generar una potencia adicional que puede ser usada para su venta a la red eléctrica, siendo la potencia que se genera indirectamente gracias a la influencia del ORC, ya que es un beneficio colateral del suministro de potencia del ORC a los molinos del área de trapiche.

$$\dot{W}_{elec,ORC} - \dot{W}_{sum\ ORC,TRAP} = \dot{W}_{exc,sum\ ORC} \quad (35)$$

$$\frac{\dot{m}}{w_{v,TG}} = \frac{m_{v,TG}}{W_{TG}} \quad (36)$$

$$\dot{m}_{vap,ahor} / \dot{m}_{v-W,TG} = \dot{W}_{adi,ORC-v} \quad (37)$$

$$\dot{W}_{RED,PRO} = \dot{W}_{adi,ORC-v} + \dot{W}_{exc,sum\ ORC} \quad (38)$$

Donde:

$\dot{m}_{vap,ahor}$ : Flujo de vapor ahorrado de trapiche (Ton/h)

$\frac{\dot{m}}{W_{v,TG}}$ : Consumo específico del turbogenerador (Ton/MWh)

$\dot{m}_{v,TG}$ : Flujo de vapor del turbogenerador (Ton/h)

$\dot{W}_{TG}$ : Potencia generada por el turbogenerador (kW)

$\dot{W}_{sum\ ORC,TRAP}$ : Potencia suministrada del ORC para trapiche (kW)

$\dot{W}_{exc,sum\ ORC}$ : Potencia excedente del suministro del ORC a trapiche (kW)

$\dot{W}_{adi,ORC-v}$ : Potencia adicional influenciada por el ahorro de vapor (kW)

$\dot{W}_{RED,PRO}$ : Nueva potencia generada del proyecto para venta a la red (kW)

Se puede apreciar finalmente la influencia del suministro del ORC al área de trapiche en la venta a la red eléctrica:

$$\dot{W}_{RED,TOT} = \dot{W}_{RED\ PRO} + \dot{W}_{RED\ ACT} \quad (39)$$

$$AUM, W_{RED} = \frac{\dot{W}_{RED\ PRO}}{\dot{W}_{RED\ ACT}} \quad (40)$$

Donde:

$\dot{W}_{RED,TOT}$ : Potencia total para la venta a la red eléctrica (kW)

$AUM, W_{RED}$ : Aumento de potencia para la venta a la red eléctrica (kW)

La influencia del ORC, tanto de forma directa (vendiendo el excedente de potencia del suministro a trapiche, como de forma indirecta (obteniendo potencia adicional en el turbogenerador debido al ahorro de vapor en trapiche, es beneficioso económicamente en ingresos, después se determinará si económicamente es viable electrificar los molinos con suministro del ORC.

### **3.4.2. Influencia térmica del ORC en la recuperación de calor del escape**

En Agroindustrias San Jacinto S.A.A. no hay un proceso eficiente en la cogeneración, razón por la cual se ha hecho el análisis de electrificación de los equipos que son accionados por las turbinas de vapor en el área de trapiche, más que por el hecho de obtener un beneficio económico con el aumento de potencia a la red eléctrica.

Si bien la consecuencia inmediata de la electrificación es ahorrar flujo de vapor y aumentar la potencia para la venta a la red eléctrica, la importancia de electrificar estos equipos de trapiche principalmente está en erradicar el déficit del consumo específico de vapor de las turbinas de trapiche, el cual es muy elevado en comparación al turbogenerador, teniendo como consecuencia que la temperatura de salida del vapor de escape de trapiche sea muy alta y por tanto, la demanda de flujo de vapor a estas turbinas de trapiche aumenta. Ahora se hará mayor énfasis en la disminución de temperatura, dicho esto, se hará un balance de energía con todos los escapes de la cogeneración para ver a que temperatura llega el escape destinado al área de elaboración.

El vapor de escape restante (provenientes del turbogenerador, estación reductora de presión y de la turbobomba Worthington 600) están a 120°C, siendo esta temperatura la que debe llegar a los pre evaporadores del área de elaboración. El vapor de escape de los equipos mencionados viene por una sola tubería (se unen a la tubería de escape del turbogenerador) tal como se muestra en la Figura 4, siguiendo luego la tubería de escape de la estación reductora, luego la tubería de la turbo-bomba Worthington 600 y finalmente se acopla la tubería del vapor de escape de trapiche, considerando el flujo de vapor que se dirige al desairador. Al unirse todas las tuberías (ver Anexo 46), el vapor de escape total obtiene una temperatura promedio, la cual sigue siendo mayor de 120°C por lo cual, debe usarse un equipo llamado saturador (ver Anexo 47), cuya función es llevar el vapor de escape a vapor saturado a la temperatura antes mencionada, por este motivo se debe bajar esa temperatura promedio del escape de trapiche a 120°C,

traduciéndose en un calor disponible desaprovechado. Una vez explicado esto, se determina el flujo calorífico del escape que ingresa al saturador ( $\dot{Q}_{disp\ esc,ORC}$ ):

$$\dot{Q}_{disp\ esc,ORC} = \dot{m}_{vap,elab}(h_{ent,SAT} - h_{sal,SAT}) \quad (41)$$

Donde:

$\dot{m}_{vap,elab}$ : Flujo másico de vapor de escape que ingresa a elaboración (kg/s)

$h_{ent,SAT}$ : Entalpía de entrada al saturador (°C)

$h_{sal,SAT}$ : Entalpía de salida del saturador (°C)

La temperatura de entrada del saturador se calcula en función de un balance de energía de los flujos caloríficos de todos los vapores de escape de las áreas de: turbogenerador, de la estación reductora, de la turbobomba W600, trapiche y el desaireador (como se aprecia en la Figura 4) con el saturador del área de elaboración:

$$E_{ent,SAT} = E_{sal,TG} + E_{sal,EST\ RED} + E_{sal,W600} + E_{sal,TRA} - E_{ent,DES} \quad (42)$$

La Ec. (42) expresa la energía de todas las áreas para el balance al saturador, en donde se determina la entalpía de entrada al saturador, por lo cual:

$$h_{ent,SAT}(\dot{m}_{ent,SAT}) = h_{sal,TG}(\dot{m}_{TG\ NVO}) + h_{sal,EST\ RED}(\dot{m}_{EST\ RED}) + h_{sal,W600}(\dot{m}_{W600}) + h_{sal,TRA}(\dot{m}_{TRA\ NVO}) - h_{ent,DES}(\dot{m}_{DES}) \quad (43)$$

$$\dot{m}_{TG\ NVO} = \dot{m}_{TG} + \dot{m}_{vap,ahor} \quad (44)$$

$$\dot{m}_{TRA\ NVO} = \dot{m}_{TRA} - \dot{m}_{vap,ahor} \quad (45)$$

Donde:

$\dot{m}_{ent,SAT\ TG}$ : Flujo másico de entrada del saturador (kJ/kg)

$\dot{m}_{TG}$ : Flujo másico del turbogenerador (kJ/kg)

$\dot{m}_{EST\ RED}$ : Flujo másico de la estación reductora de presión (kJ/kg)

$\dot{m}_{W600}$ : Flujo másico de la turbobomba Worthington 600 (kJ/kg)

$\dot{m}_{TRA}$ : Flujo másico de trapiche (kJ/kg)

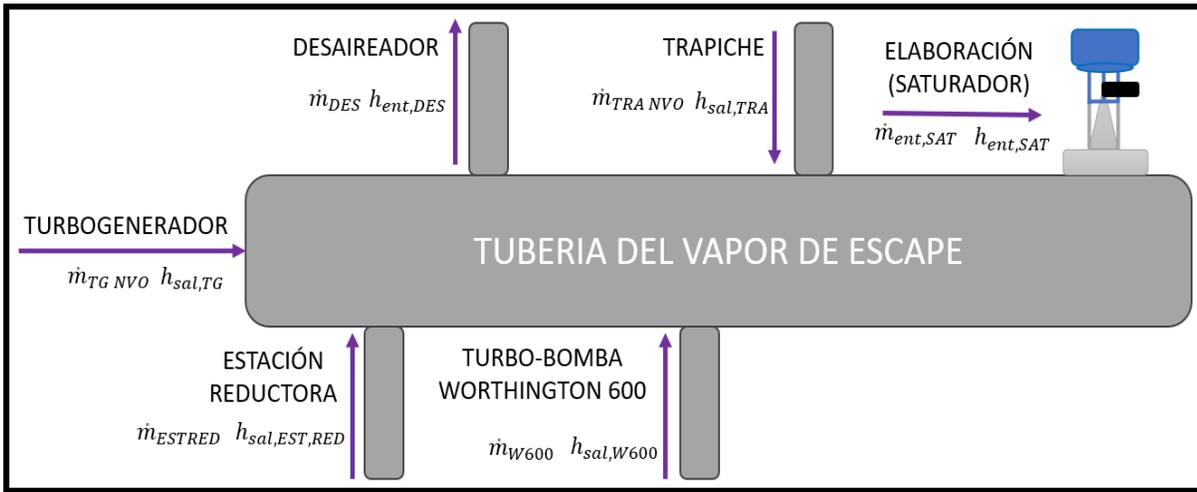
$\dot{m}_{DES}$ : Flujo másico del desaireador (kJ/kg)

$\dot{m}_{TG\ NVO}$ : Nuevo flujo másico del turbogenerador con la electrificación en trapiche (kJ/kg)

$\dot{m}_{TRANVO}$ : Nuevo flujo másico de trapiche con la electrificación en trapiche (kJ/kg)

**Figura 15**

Balance de energía del vapor de escape.



Fuente: Elaboración propia.

Parte de la Figura 15 se aprecia en el Anexo 46.

Con la influencia del ORC se obtiene un flujo de calor recuperado del escape:

$$\dot{Q}_{rec\ esc, ORC} = \dot{Q}_{disp\ esc, ACT} - \dot{Q}_{disp, esc, ORC} \quad (46)$$

Donde:

$\dot{Q}_{rec\ esc, ORC}$ : Flujo calorífico recuperado del escape (kW)

$\dot{Q}_{disp\ esc, ACT}$ : Flujo calorífico disponible del escape actualmente (kW)

Finalmente se determina la eficiencia de flujo calorífico recuperado:

$$\eta_{Q\ disp\ rec, esc} = \frac{\dot{Q}_{rec\ esc, ORC}}{\dot{Q}_{disp\ esc, ACT}} \quad (47)$$

Donde:

$\dot{Q}_{disp\ esc,ACT}$ : Flujo calorífico disponible del escape actualmente (kW)

$\eta_{Q\ disp\ rec,esc}$ : Eficiencia de la recuperación de calor disponible del escape (%)

### 3.5. DIMENSIONAMIENTO DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR DEL ORC (SISTEMA GASES DE ESCAPE)

Para el evaporador (por cada fase del refrigerante) y el recuperador de calor, se calculan las variables de transferencia de calor para estos equipos, se usó la metodología de la diferencia de temperatura media logarítmica, los cuales son presentados en la ecuación:

$$Q_f = U_f A_f F \Delta T_{mf} \quad (48)$$

Donde:

$Q_f$ : Flujo calorífico por fase (W)

$U_f$ : Coeficiente global de transferencia de calor por fase ( $W/m^2 - ^\circ C$ )

$F$ : Factor de corrección

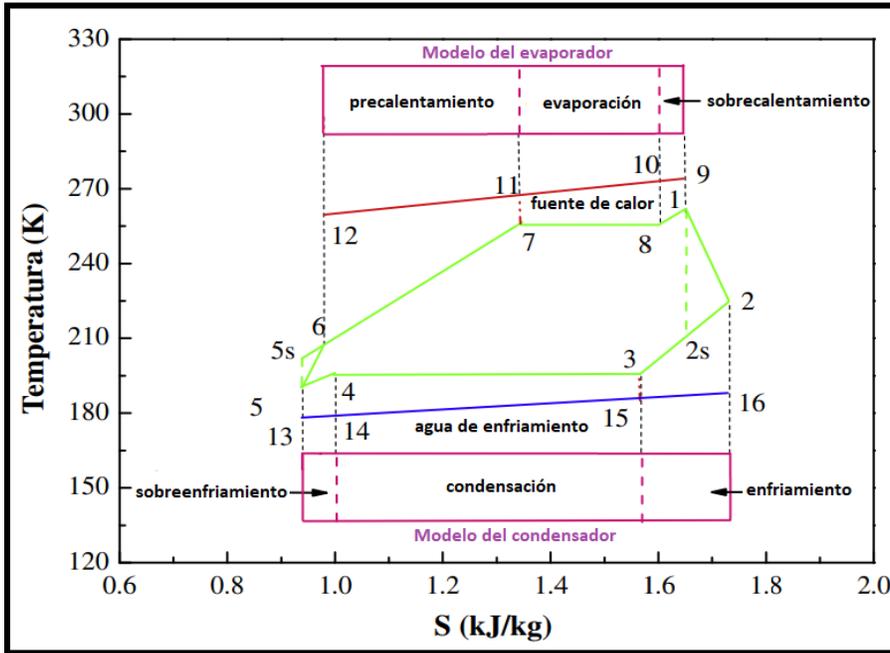
$A_f$ : Área de transferencia de calor por fase ( $m^2$ )

$\Delta T_{mf}$ : Diferencia media logarítmica por fase ( $^\circ C$ )

El evaporador se divide en tres secciones: precalentamiento, evaporación y sobrecalentamiento y el condensador también se divide en tres secciones: enfriamiento o atemperación, condensación y sobreenfriamiento (Feng et al., 2015), aunque el sobreenfriamiento no se considerará para el condensador. Esto se aprecia en la Figura 16.

**Figura 16**

Diagrama esquemático del modelo de evaporador y condensador.



Fuente: Tomada de Feng et al., 2015.

- La diferencia media logarítmica por fase se determina con las diferencias máxima y mínima en los extremos de los intercambiadores de calor

$$\Delta T_{m,f} = \frac{\Delta T_{max} - \Delta T_{min}}{\ln\left(\frac{\Delta T_{max}}{\Delta T_{min}}\right)} \quad (49)$$

$$\Delta T_{max} = T_{cal,ent} - T_{frio,sal} \quad (50)$$

$$\Delta T_{min} = T_{cal,sal} - T_{frio,ent} \quad (51)$$

Donde:

$T_{cal,ent}$ : Temperatura del fluido caliente a la entrada (°C)

$T_{cal,sal}$ : Temperatura del fluido caliente a la salida (°C)

$T_{frio,ent}$ : Temperatura del fluido frío a la entrada (°C)

$T_{frio,sal}$ : Temperaturadel fluido frío a la salida (°C)

- El factor de corrección  $F$  se da en función de los parámetros  $P$  y  $R$ , definiéndose estos como (Cengel, 2020):

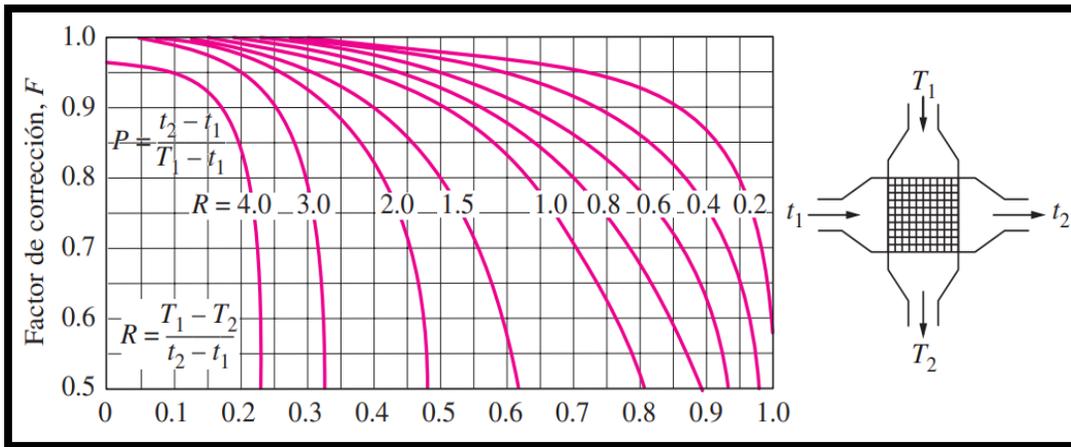
$$P = \frac{T_{frio,sal} - T_{frio,ent}}{T_{cal,ent} - T_{frio,ent}} \quad (52)$$

$$R = \frac{T_{cal,ent} - T_{cal,sal}}{T_{frio,sal} - T_{frio,ent}} \quad (53)$$

Con ambos parámetros se obtiene  $F$  en la Figura 17:

**Figura 17**

*Flujo cruzado de un solo paso con los dos fluidos de flujo no mezclado.*



Fuente: Tomada de Cengel, 2020.

El área total de transferencia de calor se define (en intercambiadores de calor de aletas; y de tubo y coraza):

$$A_f = \pi(d_e)(L_{tub,f})(N_T) \quad (54)$$

Donde:

$d_e$ : Diámetro exterior de las tuberías (m)

$L_{tub,f}$ : Longitud de cada tubería por fase (m)

$N_T$ : Número de tubos

- Para el cálculo del área total del intercambiador de calor (clave para la evaluación económica) se aplica:

$$A_{T,IC} = \sum_{i=1}^n A_f \quad (55)$$

- La cantidad de aletas (*N° de aletas*) en el evaporador se define de la siguiente manera:

$$N^{\circ} \text{ de aletas} = \text{ENTERO} \left( \frac{L_{tub}}{a+e_a} \right) \quad (56)$$

Donde:

$L_{tub}$ : Longitud de cada tubería (m)

$a$ : Separación de aletas [m]

$e_a$ : Espesor de aletas [m]

- La cantidad de placas (*N° de placas*) en el recuperador de calor se define de la siguiente manera:

$$N^{\circ} \text{ de placas} = \text{ENTERO} \left( \frac{A_t}{A_p} \right) \quad (57)$$

Donde:

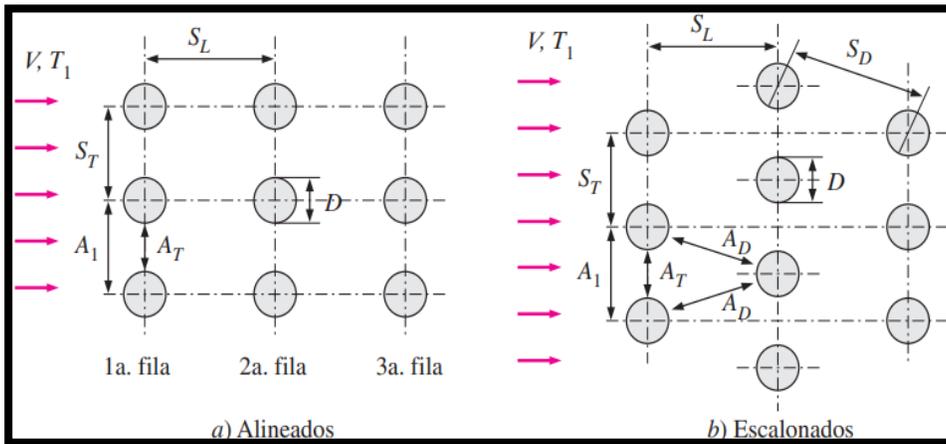
$A_p$ : Área de placas [m<sup>2</sup>]

### 3.5.1. Diseño del evaporador

Los evaporadores en ambas calderas serán los ductos por donde salen los gases de escape del calentador de aire, por lo cual, para los intercambiadores de calor a flujo cruzado hay dos configuraciones o arreglos disponibles (Cengel, 2020): alineados o cuadrada; y escalonada o triangular, cada una influye en la velocidad del fluido caliente, las dimensiones de las aletas se consideran similares a las del ducto, es decir el largo de la aleta es igual a la altura del ducto y el ancho de la aleta es igual al ancho del ducto. Las configuraciones se aprecian en la Figura 18:

**Figura 18**

Configuración de los tubos en los bancos alineados o escalonados.



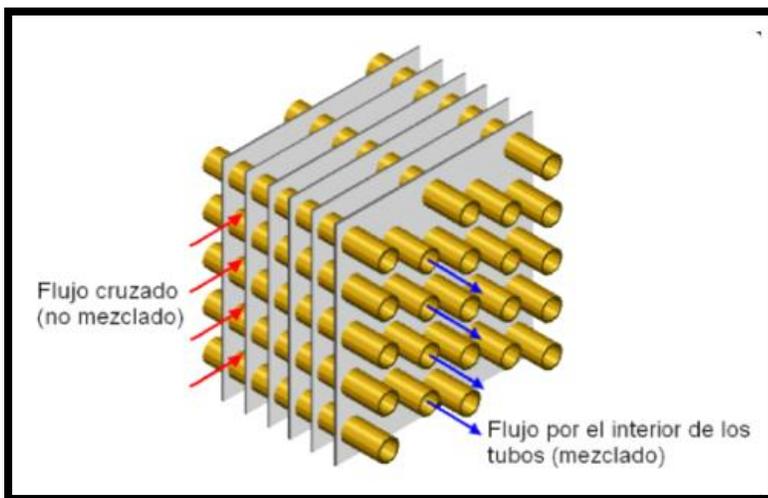
Fuente: Tomada de Cengel, 2020.

Se escoge la configuración escalonada o triangular, ya que favorece al coeficiente externo en un 25 % más en comparación con el arreglo en cuadrado o alineado. (PUCP, Vilela Alberto, 2015)

Como ya se había mencionado en la metodología (capítulo 3.1) el tipo de evaporador es de flujo cruzado con aletas, viéndose en la Figura 19:

**Figura 19**

Intercambiador de calor de flujo cruzado con aletas.



Fuente: Tomada de Cengel, 2020.

### 3.5.1.1. Cálculo del coeficiente convectivo de los gases de escape

Para la cantidad de tubos instalados, se debe tener en cuenta el área frontal del ducto (para esto se tomará en cuenta el número entero):

- Número de filas:

$$N_L = \text{ENTERO} \left( \frac{A_{duc}}{S_L} \right) - 1 \quad (58)$$

Donde:

$N_L$ : Número de tubos por fila

$A_{duc}$ : Ancho del ducto [m]

$S_L$ : Paso longitudinal [m]

- Número de tubos por la columna mayor (para esto se tomará en cuenta el número entero):

$$N_{CM} = \text{ENTERO} \left( \frac{H_{duc}}{S_T} \right) - 1 \quad (59)$$

$N_{CM}$ : Número de tubos de la columna mayor

$H_{duc}$ : Altura del ducto [m]

$S_T$ : Paso transversal [m]

- Número de tubos por la columna menor:

$$N_{Cm} = N_{CM} - 1 \quad (60)$$

$N_{T,m}$  = Número de tubos de la columna menor

Teniendo a  $N_L$ ;  $N_{CM}$  y  $N_{Cm}$  se determina el número de tubos de configuración escalonada según Asadi et al., 2013:

$$N_T = \frac{N_{CM}(N_L+u)+N_{Cm}(N_L-u)}{2}; \text{ si } N_L = \text{impar: } u = 1; \text{ si } N_L = \text{par: } u = 0 \quad (61)$$

Luego se determina el área frontal del evaporador (Caetano Silva, 2016.):

$$A_f = H_{evap} * L_{tub,f} \quad (62)$$

Donde:

$A_f$ : Área frontal del evaporador [ $m^2$ ]

$H_{evap}$ : Altura de evaporador [ $m$ ]

$L_{tub,f}$ : Largo los gases de escape por fase [ $m$ ]

Para el cálculo de las propiedades de transferencia de calor de los gases (Conductividad térmica, viscosidad absoluta, número de Prandtl, densidad y viscosidad cinemática), se calculan en función de la temperatura promedio de los gases:

$$T_{p,ge} = \frac{T_8 + T_{11}}{2} \quad (63)$$

La velocidad de los gases de escape en la configuración escalonada, depende de tres parámetros: el paso transversal, el paso longitudinal y el paso diagonal en metros ( $S_D$ ). Este último se calcula (Cengel, 2020):

$$S_D = \sqrt{S_L^2 + \left(\frac{S_T}{2}\right)^2} \quad (64)$$

Ahora, la velocidad máxima de los gases de escape en metros por segundo, se calcula en función de las siguientes inecuaciones:

- Si  $2(S_D - d_e) > (S_T - d_e)$ :

$$v_{max,ge} = \left(\frac{S_T}{S_T - d_e}\right) v_{ge} \quad (65)$$

- Si  $2(S_D - d_e) < (S_T - d_e)$ :

$$v_{max,ge} = \left(\frac{S_T}{S_D - d_e}\right) \left(\frac{v_{ge}}{2}\right) \quad (66)$$

$$\dot{m}_{ge} = v_{ge}(A_{ge})(\rho_{ge}) \quad (67)$$

Con el área del fluido caliente, se procede a calcular el flujo másico por unidad de área:

$$\dot{G}_{ge} = \frac{\dot{m}_{ge}}{A_f} \quad (68)$$

Adaptando la Ec. (67) y Ec. (68) en las Ec. (65) y Ec. (66):

- Si  $2(S_D - d_e) > (S_T - d_e)$ :

$$\left(\frac{\dot{m}_{max,ge}}{A_{ge}*\rho_{ge}}\right) = \left(\frac{S_T}{S_T-d_e}\right) \left(\frac{\dot{m}_{ge}}{A_{ge}*\rho_{ge}}\right) \quad (69)$$

$$\left(\frac{\dot{m}_{max,ge}}{A_{ge}}\right) = \left(\frac{S_T}{S_T-d_e}\right) \left(\frac{\dot{m}_{ge}}{A_{ge}}\right) \quad (70)$$

$$\dot{G}_{ge,max} = \left(\frac{S_T}{S_T-d_e}\right) \dot{G}_{ge} \quad (71)$$

- Si  $2(S_D - d_e) < (S_T - d_e)$ :

$$\dot{G}_{ge,max} = \left(\frac{S_T}{S_T-d_e}\right) \left(\frac{\dot{G}_{ge}}{2}\right) \quad (72)$$

Donde:

$\dot{G}_{ge,max}$ : Flujo másico de los gases de escape por área [ $kg/m^2 - s$ ]

Para hallar el diámetro equivalente para el arreglo escalonado según S. Kakaç et. Al, 2002:

$$D_e = \frac{S_T^2 \sqrt{3} - \pi \left(\frac{d_e^2}{2}\right)}{\pi \left(\frac{d_e}{2}\right)} \quad (73)$$

Continuando, se calcula el número de Reynolds máximo:

$$Re_{ge,max} = \frac{D_e * \dot{G}_{ge,max}}{\mu_{ge}} \quad (74)$$

Finalmente, el coeficiente de transferencia de calor por convección se puede calcular con la correlación de Dias y Young, (H. G. Zhang et al., 2013):

$$h_{e,f} = \frac{0.1378 * k_{ge}}{d_e} (Re_{ge,max})^{0.718} (Pr_{ge})^{1/3} \left(\frac{a}{H_{duc}}\right)^{0.296} \quad (75)$$

Donde:

$h_{e,f}$ : Coeficiente convectivo de la coraza por fase [ $W/m^2 - K$ ]

$k_{ge}$ : Conductividad térmica de los gases de escape [W/m – K]

$Re_{ge}$ : Número de Reynolds de los gases de escape

$Pr_{ge}$ : Número de Prandtl de los gases de escape

$\mu_{ge}$ : Viscosidad dinámica de los gases de escape [Pa. s]

$\mu_w$ : Viscosidad dinámica de los gases de escape a  $T_w$  [Pa. s]

La temperatura de la pared ( $T_w$ ) se define:

$$T_{w,evap} = \frac{1}{2} \left( \frac{T_8 + T_{11}}{2} + \frac{T_{2a} + T_5}{2} \right) \quad (76)$$

- La caída de presión de los gases de escape (kPa) se determina con la correlación de Robinson y Briggs (Xia et al., 2018):

$$\Delta P_{ge} = \frac{f_g (G_{ge,max}^2)}{2000 \rho_{ge}} \quad (77)$$

$$f_g = 37.86 \left( \frac{d_e * G_{ge,max}^2}{\mu} \right)^{-0.316} \left( \frac{S_t}{d_e} \right)^{-0.927} \left( \frac{S_t}{S_l} \right)^{0.515} \quad (78)$$

#### 3.4.1.2 Cálculo del coeficiente convectivo de los tubos (precalentamiento)

En la etapa de precalentamiento, se empieza calculando el área de la tubería en metros cuadrados:

$$A_i = \frac{\pi (d_i^2)}{4} \quad (79)$$

Con el área interior de las tuberías, además del número de tubos y pasos, se determina el área total de paso (Vilela, nd):

$$A_{tp} = A_i \left( \frac{N_t}{N_p} \right) \quad (80)$$

Donde:

$A_{tp}$ : Área total por paso ( $m^2$ )

$N_t$ : Número de tubos

$N_p$ : Número de pasos

Para el cálculo de las propiedades de transferencia de calor de los gases (Conductividad térmica, viscosidad absoluta, número de Prandtl y densidad), se obtiene en función de la temperatura promedio del precalentamiento:

$$T_{prec} = \frac{T_{2a} + T_3}{2} \quad (81)$$

- Velocidad promedio:

$$v_{p,prec} = \frac{\dot{m}_{ref,liq,evap}}{\rho_{prec}(A_{tp})} \quad (82)$$

Donde:

$v_{p,prec}$ : Velocidad promedio del refrigerante en el precalentamiento (m/s)

$\dot{m}_{ref,evap}$ : Flujo másico del refrigerante líquido en el evaporador (kg/s)

$\rho_{prec}$ : Densidad de precalentamiento del refrigerante (kg/m<sup>3</sup>)

$A_{tp}$ : Área total por paso (m<sup>2</sup>)

- Número de Reynolds del refrigerante en la etapa de precalentamiento:

$$Re_{prec} = \frac{\rho_{prec}(v_{prec})(d_i)}{(\mu_{prec})} \quad (83)$$

Donde:

$Re_{prec}$ : Número de Reynolds de precalentamiento

$\rho_{prec}$ : Densidad de precalentamiento del refrigerante (kg/m<sup>3</sup>)

$\mu_{prec}$ : Viscosidad absoluta de precalentamiento del refrigerante [Pa.s]

Para el cálculo del número de Nusselt, se usa la siguiente ecuación (Vilela, 2015.):

$$Nu_{prec} = \left[ \frac{\left(\frac{f}{2}\right) * (Re_{prec} - 1000) * Pr_{prec}}{1 + 12.7 * \sqrt{\frac{f}{2}} * (Pr_{prec}^{2/3} - 1)} \right] \quad (84)$$

$$f = [1.58 * \ln(Re_{ge} - 3.28)]^{-2} \quad (85)$$

Donde:

$Nu_{prec}$ : Número de Nusselt de precalentamiento

$\mu_{prec}$ : Viscosidad dinámica de precalentamiento [Pa.s]

$\mu_w$ : Viscosidad dinámica de los gases de escape a  $T_w$  [Pa.s]

$Pr_{prec}$ : Número de Prandtl de precalentamiento

$f$ : Coeficiente de fricción

Finalmente, tras haberse determinado el número de Nusselt, se calcula el coeficiente convectivo con la siguiente ecuación:

$$h_{prec} = \frac{Nu_{prec}(k_{prec})}{d_i} \quad (86)$$

Donde:

$h_{prec}$ : Coeficiente convectivo de precalentamiento [ $W/m^2 - ^\circ K$ ]

$k_{prec}$ : Conductividad térmica de precalentamiento [ $W/m - ^\circ K$ ]

### 3.4.1.3 Cálculo del coeficiente convectivo de los tubos (evaporación)

Para el cálculo de las propiedades de transferencia de calor de los gases (Conductividad térmica, viscosidad absoluta, número de Prandtl y densidad), se hace en función de la temperatura de evaporación, es decir, la temperatura 4. Luego se procede a calcular desde la Ec. (79) hasta la Ec. (86), con excepción de la Ec. (81).

Para el cálculo del coeficiente convectivo de los tubos de la fase de evaporación ( $h_{evap}$ ) en, se utilizará la correlación propuesta por Kandlikar, la cual se muestra en la ecuación (Feng et al., 2015):

$$h_{evap} = h_c [C_1(C_0)^{C_2} (25Fr)^{C_5} + C_3(B_0)(C_4)(Fr)] \quad (87)$$

Donde  $C_1 = 1.136$ ;  $C_2 = -0.9$ ;  $C_3 = 667.2$ ;  $C_4 = 0.7$ ;  $C_5 = 0.3$

$h_{evap}$ : Coeficiente convectivo de evaporación [ $W/m^2 - ^\circ K$ ]

- Coeficiente de convección forzada ( $h_c$ ) en:

$$h_c = 0.023 \left[ \frac{\dot{m}_{ref\ bif, evap} * (1-X) * d_i}{2 * A_{tp}(\pi) \mu_{evap}} \right]^{0.8} \left[ \frac{Pr_{evap}^{0.4} (k_{evap})}{d_i} \right] \quad (88)$$

Donde:

$\dot{m}_{ref\ bif, evap}$ : Flujo másico del refrigerante bifásico en el evaporador [ $kg/s$ ]

$X$ : Calidad del fluido

$h_c$ : Coeficiente de convección forzada [ $W/m^2 - K$ ]

Las demás propiedades de evaporación restantes se determinan de la misma forma que las propiedades de precalentamiento.

- Número de convección ( $C_0$ ):

$$C_0 = 0.023 \left[ \frac{2-X}{X} \right]^{0.8} \left[ \frac{\rho_{vap\ ref, evap}}{\rho_{liq\ ref, evap}} \right]^{0.5} \quad (89)$$

Donde:

$\rho_{vap\ ref, evap}$ : Densidad vaporizada del refrigerante de evaporación [ $kg/m^3$ ]

$\rho_{liq\ ref, evap}$ : Densidad líquida del refrigerante de evaporación [ $kg/m^3$ ]

- Número de ebullición:

$$B_0 = \frac{Q_{evap}}{\dot{m}_{ben, evap}(\Delta h_{fg})} \quad (90)$$

Donde:

$\Delta h_{fg}$ : Vaporización del refrigerante (kJ/kg)

- Número de Froude de líquido:

$$Fr = \frac{(\dot{m}_{ben, evap})^2}{(A_{tp} * \pi * \rho_{evap})^2 * g * (d_i)^5} \quad (91)$$

#### 3.4.1.4 Cálculo del coeficiente convectivo de los tubos (sobrecalentamiento)

Para el cálculo de las propiedades de transferencia de calor de los gases (Conductividad térmica, viscosidad absoluta, número de Prandtl y densidad, se hace en función de la temperatura promedio del sobrecalentamiento:

$$T_{sob} = \frac{T_4 + T_5}{2} \quad (92)$$

Luego se procede a calcular de la misma manera que las vista en el capítulo 3.4.1.2.

#### 3.4.1.5 Caída de presión de los tubos del evaporador

Esta caída de presión (kPa) en las tuberías se determina de la siguiente manera (Xia et al., 2018):

$$\Delta P_{tub} = \Delta P_{prec} + \Delta P_{evap} + \Delta P_{sob} \quad (93)$$

$$\Delta P_{prec} = \frac{\zeta}{2000 * d_e} [L_{prec} * \rho_{prec} * (v_{p,prec}^2)] \quad (94)$$

$$\Delta P_{evap} = \frac{\zeta}{2000 * d_e} [L_{evap} * \rho_{p.evap} * (v_{p.evap}^2)] \quad (95)$$

$$\Delta P_{sob} = \frac{\zeta}{2000 * d_e} [L_{sob} * \rho_{sob} * (v_{p.sob}^2)] \quad (96)$$

$$\rho_{p.evap} = \left[ \frac{0.5 * X}{\rho_{vap ref, evap}} + \frac{1 - 0.5 * X}{\rho_{liq ref, evap}} \right] \quad (97)$$

Donde:

$\Delta P_{prec}$ : Caída de presión del precalentamiento (kPa)

$\Delta P_{evap}$ : Caída de presión de evaporación (kPa)

$\Delta P_{sob}$ : Caída de presión del sobrecalentamiento (kPa)

$\rho_{p.evap}$ : Densidad promedio de evaporación ( $kg/m^3$ )

El factor de fricción de distintas regiones se calcula con la siguiente ecuación (Xia et al., 2018):

$$\zeta_{fase} = 0.0056 + \frac{0.5}{(Re_{fase})^{0.32}} \quad (98)$$

### 3.4.1.6 Coeficiente global de transferencia de calor

Una vez obtenidos los coeficientes convectivos de los tubos por fase y de la coraza, se procede a calcular el coeficiente global de transferencia de calor:

$$U_f = \left( \frac{d_e}{d_i * h_{i,f}} + \frac{d_e * R_f}{d_i} + \frac{d_e * \ln(d_e/d_i)}{2 * k_{tubo}} + R_{fl} + h_{e,f}^{-1} \right)^{-1} \quad (99)$$

Donde:

$R_{fl}$ : Resistencia del fluido [ $m^2 \cdot K/W$ ]

$h_{i,f}$ : Coeficiente convectivo del refrigerante por fase [ $W/m^2 - K$ ]

$k_{tubo}$ : Conductividad del tubo [ $W/m - K$ ]

Después se procede con el cálculo desde la Ec. (48) hasta la Ec. (56)

Es fundamental que la longitud de cada tubería ( $L_{tub}$ ) sea menor o igual que la longitud del ducto ( $L_{DUC}$ ) en metros:

$$L_{tub} = L_{prec} + L_{evap} + L_{sob} \quad (100)$$

$$L_{cada\ tub} \leq L_{DUC} \quad (101)$$

## 3.5.2. Diseño del recuperador de calor

### 3.5.2.1. Cálculo del coeficiente convectivo del vapor de benceno

El diseño del recuperador de calor también será a flujo cruzado, así como los evaporadores. Para el cálculo de las propiedades de transferencia de calor del vapor de benceno (Conductividad térmica,

viscosidad absoluta, número de Prandtl, densidad y viscosidad cinemática), se calculan en función de la temperatura promedio del vapor del refrigerante:

$$T_{p,vap,ref} = \frac{T_5 + T_{5a}}{2} \quad (102)$$

La temperatura de la pared ( $T_w$ ) se define:

$$T_{w,rec} = \frac{1}{2} \left( \frac{T_2 + T_{2a}}{2} + \frac{T_5 + T_{5a}}{2} \right) \quad (103)$$

Luego, el cálculo se efectuará de la misma forma que en el capítulo 3.4.1.1.; pero se debe mencionar que ahora se estimará la longitud del recuperador. Modificando Ec. (62):

$$A_f = H_{evap} * L_{est\ rec} \quad (104)$$

Donde:

$A_f$ : Área frontal del evaporador [ $m^2$ ]

$H_{evap}$ : Altura de evaporador [ $m$ ]

$L_{est\ ge,f}$ : Largo estimado del recuperador de calor [ $m$ ]

### 3.5.2.2. Cálculo del coeficiente convectivo de los tubos

Para el cálculo de las propiedades de transferencia de calor de los gases (Conductividad térmica, viscosidad absoluta, número de Prandtl y densidad), se hace en función de la temperatura promedio del refrigerante líquido:

$$T_{ref\ liq} = \frac{T_2 + T_{2a}}{2} \quad (105)$$

Luego, el cálculo se efectuará de la misma forma que en el capítulo 3.4.1.2.

### 3.5.2.3. Caída de presión de los tubos del evaporador

La caída de presión (kPa) se calcula de la misma manera que en el capítulo 3.4.1.6.

### 3.5.2.4. Caída de presión de los tubos del evaporador

Este se calcula de la misma forma que en el capítulo 3.4.1.6, usando la Ec. (99), después se procede con el cálculo desde la Ec. (49) hasta la Ec. (56).

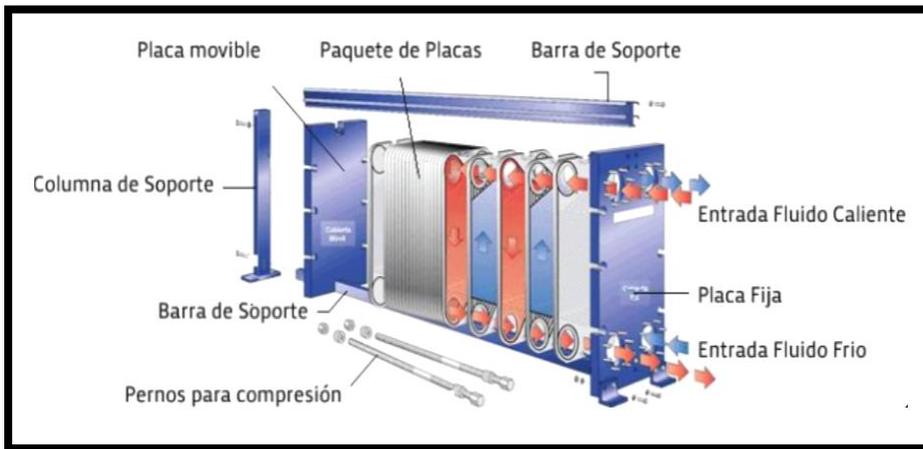
Luego de hacer todo el proceso descrito en el capítulo 3.4.1.1. la  $L_{est\ rec}$  debe ser igual a  $L_{tub,f}$ , por cual su cálculo se vuelve iterativo hasta llegar al valor definitivo.

### 3.5.3. Diseño del condensador

Como se había mencionado en la metodología (capítulo 3.1), el tipo de condensador es de placas, viéndose en la Figura 20:

**Figura 20**

*Intercambiador de calor de placas.*



*Fuente: Tomada de Cengel, 2020.*

Para el condensador al ser de placas, ambos fluidos pasarán por las tuberías, por lo cual el ángulo de chevron es de  $60^\circ$ , luego los parámetros de diseño se harán según Mota et al., 2015

- Se define el área efectiva de transferencia de calor de la placa:

$$A_p = \Phi(W_p)(L_p) \quad (106)$$

Donde:

$A_p$ : Área efectiva de transferencia de calor [ $m^2$ ]

$\Phi$ : Factor de aumento del área de la placa (rango entre 1,15 y 1,25)

$W_p$ : Ancho de la placa [m]

$L_p$ : Longitud de la placa [m]

- Luego se calcula el diámetro equivalente:

$$D_e = \frac{2(e_p)}{\Phi} \quad (107)$$

Donde:

$D_e$ : Diámetro equivalente [m]

$e_p$ : Espesor de placa [m]

### 3.5.3.1. Cálculo del coeficiente convectivo de atemperación

Para el cálculo de las propiedades de transferencia de calor del vapor de benceno (Conductividad térmica, viscosidad absoluta, número de Prandtl y densidad), se obtienen en función de la temperatura promedio del vapor del refrigerante:

$$T_{p,vap\ ref} = \frac{T_{6a} + T_1}{2} \quad (108)$$

- Flujo másico por unidad de área (Mota et al., 2015):

$$G_{ref} = \frac{\dot{m}_{vap\ ref,cond}}{e_p(W_p)} \quad (109)$$

Donde:

$G_{ref}$ : Flujo másico del refrigerante [ $kg/m^2 - s$ ]

$\dot{m}_{vap\ ref,atem}$ : Flujo másico del refrigerante en el condensador ( $kg/s$ )

- Número de Reynolds del refrigerante en la etapa de atemperación:

$$Re_{atem} = \frac{G_{ref}(D_e)}{(\mu_{atem})} \quad (110)$$

Donde:

$Re_{atem}$ : Número de Reynolds de atemperación

$D_e$ : Diámetro equivalente (m)

$\mu_{atem}$ : Viscosidad absoluta de atemperación del refrigerante [Pa.s]

Para el cálculo del número de Nusselt, se usa la siguiente ecuación (Feng et al., 2015):

$$Nu_{atem} = 0.724 \left[ \frac{6(\beta)}{\pi} \right]^{0.646} (Re_{atem})^{0.583} Pr_{atem}^{1/3} \quad (111)$$

Donde:

$Nu_{atem}$ : Número de Nusselt de atemperación

$Pr_{atem}$ : Número de Prandtl de atemperación

$\beta$ : Ángulo de chevron (°)

Finalmente, tras haberse determinado el número de Nusselt, se calcula el coeficiente convectivo con la siguiente ecuación:

$$h_{atem} = \frac{Nu_{atem}(k_{atem})}{D_e} \quad (112)$$

Donde:

$h_{atem}$ : Coeficiente convectivo de atemperación [ $W/m^2 - K$ ]

$k_{atem}$ : Conductividad térmica de atemperación [ $W/m - K$ ]

La temperatura de la pared ( $T_w$ ) se define:

$$T_{w,cond} = \frac{1}{2} \left( \frac{T_{12} + T_{14}}{2} + \frac{T_{6a} + T_1}{2} \right) \quad (113)$$

### 3.5.3.2. Cálculo del coeficiente convectivo de condensación

Para el cálculo de las propiedades de transferencia de calor del vapor de benceno (Conductividad térmica, viscosidad absoluta, número de Prandtl y densidad) se calcula en función de la temperatura de evaporación, es decir, la temperatura 1.

- Se halla el flujo másico de condensación bifásico equivalente por área según Yie et al., 1998.:

$$G_{bif,eq} = G_{ref} \left[ 1 - X + X \left( \sqrt{\frac{\rho_{liq\ ref,cond}}{\rho_{vap\ ref,cond}}} \right) \right] \quad (114)$$

Donde:

$\rho_{vap\ ref,cond}$ : Densidad vaporizada del refrigerante de condensación [ $kg/m^3$ ]

$\rho_{liq\ ref,cond}$ : Densidad líquida del refrigerante de condensación [ $kg/m^3$ ]

- Número de Reynolds del refrigerante en la etapa de condensación:

$$Re_{cond} = \frac{G_{bif,eq}(D_e)}{(\mu_{ref\ bif,cond})} \quad (115)$$

Donde:

$Re_{cond}$ : Número de Reynolds de condensación

$D_e$ : Diámetro equivalente (m)

$\mu_{ref\ bif,cond}$ : Viscosidad absoluta bifásica del refrigerante [ $Pa.s$ ]

Para el cálculo del número de Nusselt, se usa la siguiente ecuación (Feng et al., 2015):

$$Nu_{cond} = 4.118(Re_{cond})^{0.4} Pr_{cond}^{1/3} \quad (116)$$

Donde:

$Nu_{cond}$ : Número de Nusselt de condensación

$Pr_{cond}$ : Número de Prandtl de condensación

Finalmente, para el coeficiente convectivo se usa la Ec. (112)

### 3.5.3.3. Cálculo del coeficiente convectivo del agua de enfriamiento

Para el cálculo de las propiedades de transferencia de calor del agua de refrigeración (Conductividad térmica, viscosidad absoluta, número de Prandtl y densidad), se obtienen en función de la temperatura promedio del agua de refrigeración:

$$T_{p,ae} = \frac{T_{12} + T_{14}}{2} \quad (117)$$

- Flujo másico por unidad de área (Mota et al., 2015):

$$G_{ae} = \frac{\dot{m}_{ae}}{e_p(W_p)} \quad (118)$$

Donde:

$G_{ae}$ : Flujo másico del agua de enfriamiento [ $kg/m^2 - s$ ]

$\dot{m}_{ae}$ : Flujo másico del agua de enfriamiento ( $kg/s$ )

- Número de Reynolds del refrigerante en la etapa de condensación:

$$Re_{ae} = \frac{G_{ae}(D_e)}{(\mu_{atem})} \quad (119)$$

Donde:

$Re_{ar}$ : Número de Reynolds de agua de enfriamiento

$\mu_{ar}$ : Viscosidad absoluta de agua de enfriamiento [ $Pa \cdot s$ ]

Para el cálculo del número de Nusselt, se usa la siguiente ecuación (Feng et al., 2015):

$$Nu_{ar} = C_h (Re_{ae})^n Pr_{ae}^{1/3} \left[ \frac{\mu_{cond}}{\mu_{w,cond}} \right]^{0.17} \quad (120)$$

Donde:

$Nu_{ae}$ : Número de Nusselt de agua de enfriamiento

$Pr_{ae}$ : Número de agua de enfriamiento

$\mu_{cond}$ : Viscosidad dinámica de condensación [ $Pa \cdot s$ ]

$\mu_{w,cond}$ : Viscosidad dinámica de la pared en el condensador [Pa.s]

Para los valores de las variables  $C_h$  y  $n$  se determinan en la Tabla 4 en función de  $\beta$ .

Finalmente se halla el coeficiente convectivo de los canales usando la Ec. (112)

#### 3.5.3.4. Caída de presión en el condensador

La caída de presión en intercambiadores de calor con placas se define según Imran et al., 2015:

$$\Delta P_{cond} = \frac{2 * f_f * N_C * (G_{ref})^2 (L_P)}{\rho_{ref} (D_e)} \quad (121)$$

- Si  $N_p$  es par:

$$N_C = \frac{N_P}{2} \quad (122)$$

- Si  $N_p$  es impar:

$$N_C = \frac{N_P + 1}{2} \quad (123)$$

Donde:

$N_C$ : Número de canales

$f_f$ : factor de fricción

**Tabla 4**

*Constantes para el cálculo de la transferencia de calor y caída de presión en un PHE con placas*

*Chevron.*

$\beta$	Transferencia de calor		
	Re	$C_h$	n
$\leq 30^\circ$	$\leq 10$	0.718	0.349
	$> 30$	0.348	0.663
$45^\circ$	$< 10$	0.718	0.349
	10 - 100	0.4	0.598
	$> 100$	0.3	0.663
$60^\circ$	$< 20$	0.562	0.326
	20 - 200	0.306	0.529
	$> 200$	0.108	0.703
$\geq 65^\circ$	$< 20$	0.562	0.326
	20 - 500	0.331	0.503
	$> 500$	0.087	0.718

*Fuente: Tomada de Modelado y diseño de Intercambiador de Calor de Placas.*

### 3.5.3.5. Coeficiente global de transferencia de calor.

Una vez obtenidos los coeficientes convectivos de los canales por fase y de la placa, se procede a calcular el coeficiente global de transferencia de calor, calculándose de la siguiente manera (Mota et al., 2015):

$$U_f = \left( h_{if}^{-1} + R_{f,frío} + \frac{e_p}{k_{plac}} + R_{f,cal} + h_e^{-1} \right)^{-1} \quad (124)$$

Donde:

$h_e$ : Coeficiente convectivo del refrigerante [m]

$k_{plac}$ : Conductividad de placa [W/m – K]

$R_{f,frio}$ : Factor de ensuciamiento del fluido frio [W/m – K]

$R_{f,cal}$ : Factor de ensuciamiento del fluido caliente [W/m – K]

Después se procede con el cálculo desde la Ec. (49) hasta la Ec. (55) y por último la Ec. (57).

### 3.6. ANÁLISIS EXERGÉTICO DEL ORC (SISTEMA DE GASES DE ESCAPE)

La exergía se define como el máximo trabajo teórico que puede realizar el sistema combinado cuando el sistema cerrado evoluciona hasta alcanzar el equilibrio con el ambiente.

Se proceden a calcular las exergías de los componentes del ORC, según Li, 2016, y la eficiencia exergética o eficiencia del ciclo por segunda ley (Feng et al., 2015):

#### 3.6.1. Exergía de ambos evaporadores

$$EX_{EVAP} = T_{amb} * \dot{m}_{ben,ORC} \left[ s_5 - s_{2a} - \frac{h_5 - h_{2a}}{T_H} \right] \quad (125)$$

#### 3.6.2. Exergía en el condensador

$$EX_{COND} = T_{amb} * \dot{m}_{ben,ORC} \left[ s_1 - s_{6a} - \frac{h_1 - h_{6a}}{T_C} \right] \quad (126)$$

#### 3.6.3. Exergía en el recuperador de calor

$$EX_{REC} = T_{amb} * \dot{m}_{ben,ORC} [s_{6a} + s_{2a} - s_6 - s_2] \quad (127)$$

#### 3.6.4. Exergía en la turbina

$$EX_{TUR} = T_{amb} * \dot{m}_{ben,ORC} [s_5 - s_6] \quad (128)$$

#### 3.6.5. Exergía en la bomba

$$EX_{BOM} = T_{amb} * \dot{m}_{ben,ORC} [s_2 - s_1] \quad (129)$$

Se obtiene la exergía total del ORC con sistema gases de escape:

$$Ex_{TOTAL-G.E.} = Ex_{EVAP} + Ex_{COND} + Ex_{REC} + Ex_{TUR} + Ex_{BOM} \quad (130)$$

La temperatura del foco caliente ( $T_H$ ) y la temperatura del foco frío ( $T_C$ ) serán los promedios de las temperaturas de entrada y salida de los gases de escape y del agua de enfriamiento respectivamente, en grados kelvin (Wei et al., 2007):

$$T_H = \frac{T_8 + T_{11}}{2} \quad (131)$$

$$T_C = \frac{T_{12} + T_{14}}{2} \quad (132)$$

### 3.6.6. Rendimiento exergético

El rendimiento exergético del ORC con sistema gases de escape se calcula:

$$n_{EXER-G.E.} = \frac{W_{ter,ORC}}{Ex_{TOTAL-G.E.} + W_{ter,ORC}} \quad (133)$$

## 3.7. EVALUACIÓN ECONÓMICA DEL ORC (SISTEMA GASES DE ESCAPE)

La evaluación económica de proyectos tiene por objetivo identificar las ventajas y desventajas asociadas a la inversión en un proyecto antes de la implementación del mismo aplicando métodos de análisis útiles para adoptar decisiones racionales ante diferentes alternativas.

El análisis comparativo de las acciones alternativas se realiza tanto en términos de costes como beneficios.

### 3.7.1. Beneficio anual

#### 3.7.1.1. Beneficio por ingreso por venta de energía del proyecto a la red

Para determinar este ingreso económico, se debe tener además de la  $\dot{W}_{RED,PRO}$ , el costo de la energía vendida (S/. /MWh) y el tiempo de operación anual (horas/año) siendo este un promedio de los últimos diez años:

$$B_{ENER PROY} = \dot{W}_{RED PRO} * C_{venta ENER} * t_{op,ANUAL} \quad (134)$$

### 3.7.1.2. Ingreso por bono de carbono

El Mercado del Carbono es un sistema de comercio a través del cual los gobiernos, empresas o individuos pueden vender o adquirir certificados de reducción de Gases Efecto Invernadero (GEI). Funciona de manera similar a un mercado financiero con la diferencia de que los activos negociados son los bonos de carbono.

El mercado de carbono surge en el mundo como una vía complementaria, alternativa y económicamente viable al compromiso asumido por los países mediante el Protocolo de Kyoto de disminuir los GEI, principales causantes del calentamiento global.

Los bonos de carbono (también llamados "créditos de carbono") conforman uno de los tres mecanismos internacionales propuestos en el Protocolo de Kyoto para reducir las emisiones contaminantes al medio ambiente (Díaz Beteta & Ordinola Miranda, 2016).

$$B_{CARBONO} = Em_{CO_2} (p_u \text{ TON } CO_2) \quad (135)$$

$$Em_{CO_2} = F_{MC} (E_{ANUAL,ORC}) \quad (136)$$

$$E_{ANUAL,ORC} = \dot{W}_{RED} (t_{op}) \quad (137)$$

Donde:

$B_{CARBONO}$ : Bono de carbono (\$)

$Em_{CO_2}$ : Emisiones de  $CO_2$  [Ton  $CO_2$ /año]

$p_u \text{ TON } CO_2$ : Precio unitario de la tonelada de  $CO_2$  [\$/Ton  $CO_2$ ]

$F_{MC}$ : Factor de margen combinado [Ton  $CO_2$ /MWh]

$E_{EXC,ANUAL,ORC}$ : Energía excedente anual con el ORC instalado [MWh/año]

$\dot{W}_{RED}$ : Potencia disponible para la red (kW)

$t_{op}$ : Tiempo de operación anual (horas/año)

Finalmente se obtiene el beneficio anual total del proyecto:

$$B_{ANUAL,PROY} = B_{ENER,PROY} + B_{CARBONO} \quad (138)$$

### 3.7.2. Inversión del proyecto

#### 3.7.2.1. Costo de los equipos de un ORC

Los parámetros evaluados serán utilizados en ecuaciones exponenciales para determinarse aproximadamente los costos de los equipos del ORC según C. Zhang et al., 2017:

El costo de condiciones base ( $C_{pi}$ , en dólares) de los intercambiadores de calor es:

$$\log(C_{pi})_{IC} = K_1 + K_2 \log(A_{T,IC}) + K_3 [\log(A_{T,IC})]^2 \quad (139)$$

Donde:

$A_{T,IC}$ : Área del intercambiador de calor ( $m^2$ )

Los valores de los coeficientes  $K_n$  de intercambiadores de calor de flujo cruzado con aletas (evaporadores y recuperador de calor y para intercambiador de calor a placas se usarán según C. Zhang et al., 2017

Como también el costo de condiciones base (en dólares) de los equipos de potencia (turbina y bomba) según C. Zhang et al., 2017 y del motor de la bomba según Le et al., 2014 es en función de su potencia (kW):

$$\log(C_{pi})_{POT} = K_1 + K_2 \log(\dot{W}_{POT}) + K_3 [\log(\dot{W}_{POT})]^2 \quad (140)$$

Donde:

$\dot{W}_{POT}$ :  $\dot{W}_{turbina}$ ;  $\dot{W}_{bomba}$  ó  $\dot{W}_{mot,bom}$

Los valores de los coeficientes  $K_n$  de turbina y bomba se usarán según C. Zhang et al., 2017 y el de motor de la bomba según Le et al., 2014.

El costo de condiciones base ( $C_{pi_{G.E}}$  en dólares) del generador eléctrico según C. Zhang et al., 2017:

$$C_{pi_{G.E}} = 60 * (\dot{W}_{gen,elec})^{0.95} \quad (141)$$

El costo de condiciones base ( $C_{pi_{FT}}$  en dólares) del fluido de trabajo es según Quoilin et al., 2011:

$$C_{pi_{FT}} = m_{ben} * 20 * Cam_{\$/\$} \quad (142)$$

Donde:

$Cam_{\$/\$}$  : Cambio promedio de euro a dolar (1.1).

El costo de la tubería total del ORC ( $C_{pi_{TUB,ORC}}$ , en euros) se calcula según Quoilin et al., 2011 con  $d_e$  en milímetros:

$$C_{pi_{TUB,ORC}} = L_{TUB,ORC} (0,897 + 0,21 * d_e) * Cam_{\$/\$} \quad (143)$$

Donde:

$L_{TUB,ORC}$ : Longitud estimada del ORC (m)

El costo del control del sistema con hardware ( $C_{pi_{CONT,SIST}}$ , en euros) es según Quoilin et al., 2011:

$$C_{pi_{CONT,SIST}} = 800 * Cam_{\$/\$} \quad (144)$$

Considerando el material de construcción, tipo de equipo y presión del sistema, el costo en condiciones base debe corregirse en función de la presión de cada componente ( $P_{COMP}$ , en bar) (Le et al., 2014). Se determina el factor de presión en kPa:

$$\log(F_{pi}) = C_1 + C_2 \log(P_{COMP}) + C_3 [\log(P_{COMP})]^2 \quad (145)$$

Luego se procede a calcular el costo total por componente ( $C_{COMP}$ , en dólares):

$$C_{COMP} = C_{pi} * F_{AG} = C_{pi} (B_1 + B_2 * F_M * F_{pi}) \quad (146)$$

Donde:

$F_{AG}$ : Factores agregados a costos directos e indirectos

$F_M$ : Factor del material

Cabe mencionar que, al haber dos evaporadores, el  $C_{COMP}$  por evaporador se duplicará.

Los valores de los coeficientes  $F_i$  se usarán según C. Zhang et al., 2017, Le et al., 2014 y Quoilin et al., 2011.

Los factores  $K_i$ ;  $C_i$ ;  $B_i$ ;  $F_i$  son dados en la siguiente tabla:

**Tabla 5**

*Variables económicas de cada componente del ORC*

Componente del ORC	$K_1$	$K_2$	$K_3$	$C_1$	$C_2$	$C_3$	$B_1$	$B_2$	$F_M$	$F_{AG}$
				0	0	0				
Intercambiadores de calor con aletas	4.3247	-0.303	0.1634	$(5 < P_{INT} (bar) < 140)$			1.63	1.66	1.25	-
				-0.00164	-0.00627	0.0123				
Intercambiadores de calor a placas	4.6656	-.01557	0.1547	0	0	0	0.96	1.21	1	
Turbina	2.2476	1.4965	-0.1618	-	-	-	-	-	-	3.3
				0	0	0				
Bomba	3.3892	0.0536	0.1538	$(10 < P_{INT} (bar) < 100)$			1.89	1.35	1	-
				-0.3935	0.3957	-0.002				
Generador eléctrico	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1.5
Motor de la bomba	1.956	1.7142	-0.2282	-	-	-	-	-	-	1.5
Fluido de trabajo	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1.25
Tubería total	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1
Control del sistema	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1

*Fuente: Tomado de C. Zhang et al., 2017.*

Finalmente se cuantifica el costo total de inversión de la implementación del ORC ( $C_{INV.ORC}$  en dólares):

$$C_{INV.ORC} = \sum_{I=1}^n C_{COMP} \quad (147)$$

### 3.7.2.2. Costo total del proyecto

Este costo depende de los componentes mecánicos y eléctricos que se conservarán y reemplazarán, viéndose a más detalle en el capítulo 4.

Finalmente se obtiene el costo total de inversión:

$$C_{INV,PRO} = C_{INV,ORC} + C_{ELEC,EQ TRAP} \quad (148)$$

Donde:

$C_{ELEC,EQ TRAP}$ : Costo de electrificación de los equipos de trapiche a vapor

### 3.7.3. Flujo de Caja anual

Corresponde al flujo económico de ingreso en la que la empresa incurre anualmente o en otro periodo de tiempo. En esta investigación se define:

$$F_{ANUAL} = B_{ANUAL} - C_{ANUAL} \quad (149)$$

$$C_{ANUAL} = C_{OM,ORC} + C_{OM,ELEC} \quad (150)$$

Donde:

$F_{ANUAL}$ : Flujo de caja anual (S/.)

$B_{ANUAL}$ : Beneficio anual (S/.)

$C_{ANUAL}$ : Costo anual (S/.)

$C_{OM,ORC}$ : Costo de operación y mantenimiento anual del ORC (S/.)

$C_{OM,ELEC}$ : Costo de operación y mantenimiento anual de la electrificación (S/.)

Según C. Zhang et al., 2017 el  $C_{OM}$  de un ORC se determina de la siguiente manera:

$$C_{OM} = 1.5\%(C_{INV,ORC}) \quad (151)$$

### 3.7.4. Tasa de descuento

Es la tasa de retorno requerida sobre una inversión. La tasa de descuento refleja la oportunidad perdida de gastar o invertir en el presente por lo que también se le conoce como tasa de oportunidad del capital (COK).

### 3.7.5. Periodo de Retorno de la Inversión (PRI)

Este nos permite conocer el tiempo en el cual se recupera la inversión realizada en función a los ahorros obtenidos, también es conocido como Pay Back.

#### 3.7.5.1. PRI simple

Normalmente se define como el cociente entre la Inversión realizada, con respecto a los flujos de caja anuales, usándose para poder medir la rapidez de la recuperación de lo invertido sin tener en cuentas los parámetros de interés, o sea el PRI simple:

$$PRI_{SIM} = C_{INV. ORC} / F_{ANUAL} \quad (152)$$

#### 3.7.5.2. PRI real

Este PRI toma en cuenta la tasa de interés, por tanto, es un dato más exacto. (C. Zhang et al., 2017) recomienda la siguiente ecuación:

$$PRI_{REAL} = \ln \left[ \frac{F_{ANUAL}}{F_{ANUAL} - i(C_{INV. ORC})} \right] / \ln[1 + i] \quad (153)$$

### 3.7.6. Valor Actual Neto (VAN)

El VAN es el valor presente de los beneficios netos que genera un proyecto a lo largo de su vida útil, descontados a la tasa de interés que refleja el costo de oportunidad que para el inversionista tiene el capital que piensa invertir en el proyecto.

Es el método más utilizado a la hora de evaluar proyectos de inversión a largo plazo. El Valor Presente Neto permite determinar si una inversión cumple con el objetivo básico financiero: maximizar la inversión.

La metodología de obtención del VAN consiste en descontar al momento actual (es decir, actualizar mediante una tasa) todos los flujos de caja futuros del proyecto. A este valor se le resta la inversión inicial, de tal modo que el valor obtenido es el valor actual neto del proyecto.

Al evaluar el VAN puede ocurrir tres posibilidades:

- $VAN > 0$ , La Inversión productora ganancias por encima de la rentabilidad exigida, por lo tanto, el Proyecto puede aceptarse.
- $VAN < 0$ , entonces la Inversión producirá ganancias por debajo de la rentabilidad exigida, por lo tanto, el proyecto deberá rechazarse.
- $VAN = 0$ , entonces la Inversión no producirá ganancias ni pérdidas, por lo tanto, dado que el proyecto no aporta valor monetario por encima de la rentabilidad exigida, la decisión debería basarse en otros criterios, como la obtención de un mejor posicionamiento en el mercado u otros factores.

El Valor del VAN se obtiene en función a la siguiente ecuación:

$$VAN = \sum_{i=1}^t \frac{F_{ANUAL}}{(1+i)^t} - C_{INV.ORG} \quad (154)$$

Dónde:

$i$  = Tasa de interés (%).

$t$  = *Periodo de tiempo de vida útil* (años).

### 3.7.7. Relación beneficio/costo (B/C)

El análisis de beneficio/costo es un término que se usa para hablar de un sistema que evalúa todas las ganancias que se obtienen en un proyecto determinado. En este cálculo se toman en cuenta todos los costos y todos los beneficios involucrados en una operación comercial, evaluado en su valor actual neto.

Al evaluar la relación B/C puede ocurrir tres posibilidades:

- $B/C > 1$ , el proyecto tiene mayores beneficios que costos, por lo que es aceptable.
- $B/C = 1$ , el proyecto es indiferente, por lo cual debe analizarse de nuevo.
- $B/C < 1$ , el proyecto tiene mayores costos que beneficios, por lo que es rechazable.

El valor de la relación B/C se obtiene en función a la siguiente ecuación:

$$B/C = \frac{VAN(B_{ANUAL})}{[VAN(C_{ANUAL}) + C_{INV. ORC}]} \quad (155)$$

$$B/C = \frac{\sum_{i=1}^t \frac{B_{ANUAL}}{(1+i)^t}}{\sum_{i=1}^t \frac{C_{ANUAL}}{(1+i)^t} + C_{INV. ORC}} \quad (156)$$

### 3.7.8. Tasa Interna de Retorno (TIR)

La Tasa Interna de Retorno de un proyecto mide la rentabilidad promedio anual que genera el capital que permanece invertido en él. Se define como aquella tasa de descuento que iguala a cero el Valor Actual Neto, es decir, se efectúan tanteos con diferentes tasas de descuento consecutivas hasta que el VAN sea cercano o igual a cero y obtengamos un VAN positivo y uno negativo.

Es un valor que remite a un determinado tipo de interés para el cual realizar o no la inversión sería indiferente.

Cuanto más alta sea la TIR más alta será la rentabilidad esperada del negocio y al revés, cuanto más baja la TIR más riesgo corremos al realizar la inversión.

Si la TIR es mayor que el coste de oportunidad del capital (COK), entonces el capital del proyecto evaluado genera una rentabilidad mayor que la que puede ser generada por la mejor alternativa de inversión. En ese caso es recomendable apostar por el proyecto.

Al realizar la evaluación del TIR se tienen tres posibilidades de solución:

- Cuando la TIR > tasa de descuento (i): El proyecto es aceptable.
- Cuando la TIR = tasa de descuento (i): El proyecto es postergado.
- Cuando la TIR < tasa de descuento (i): El proyecto no es aceptable.

La TIR se evalúa según la siguiente ecuación:

$$VAN = 0 = \sum_{t=1}^n \frac{F_{ANUAL}}{(1+TIR)^t} - C_{INV.ORC} \quad (157)$$

### **3.8. BALANCE DE ENERGÍA EN EL CICLO RANKINE ORGÁNICO (SISTEMA UNIFICADO)**

Ahora se verá brevemente, el diseño del ORC con el sistema unificado, esto debido a la elevada temperatura de salida del vapor de escape, siendo de 235 °C, la cual hace posible que este vapor sea una fuente de calor para el sobrecalentamiento del ORC, es decir los ductos de ambas calderas, usados como evaporadores, solo tendrían ahora la etapa de precalentamiento y evaporación. Este sistema unificado es propuesto por Faroni Zon et al., 2016, el propone una fuente de calor adicional antes del precalentamiento, sin embargo, en este escenario se planteará de una forma similar al ORC con recalentamiento (visto en el capítulo 2.4.5), donde el recalentamiento no se llevará a cabo en los evaporadores, sino en un sobrecalentador independiente, usando como fuente de calor el vapor de escape de trapiche, el cual sería instalado en una parte de la tubería de escape de trapiche (ver Anexo 42), pudiendo ser el flujo de vapor actual en el ingenio, con lo cual se aumentaría la venta directa de potencia a la red; o el nuevo flujo de vapor de trapiche tras la electrificación de algunos equipos, aumentando considerablemente (con la

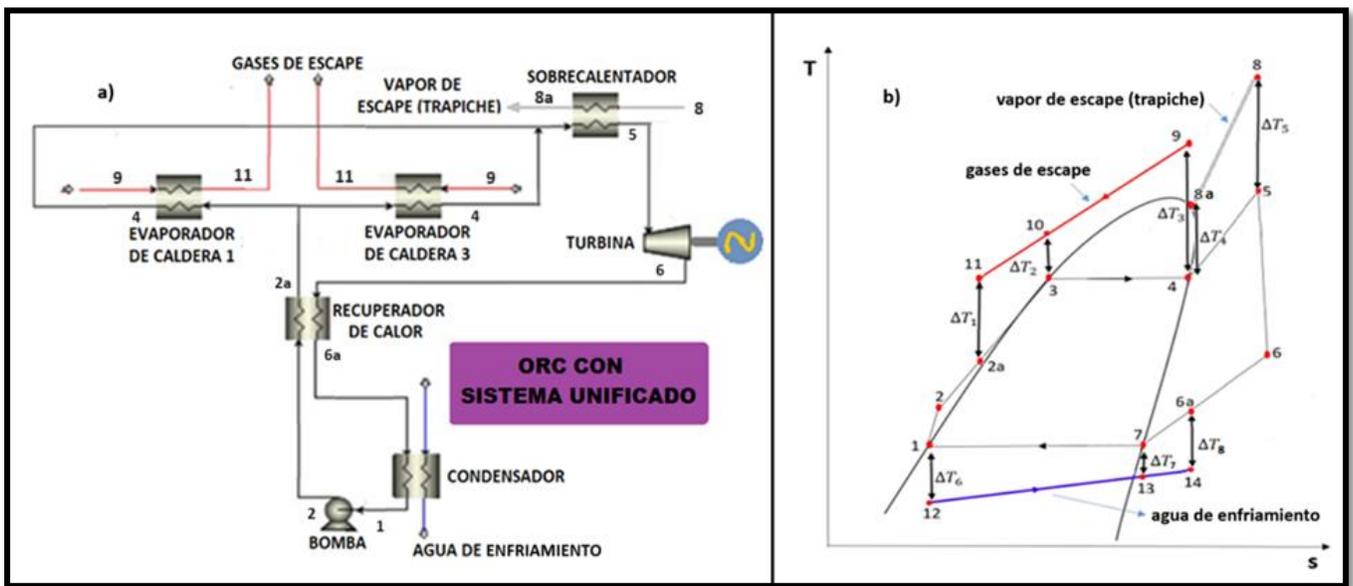
potencia indirecta en el turbogenerador y la potencia excedente del suministro del ORC) la potencia adicional para la venta a la red, visto en el capítulo 3.3.1.

Las ecuaciones del ORC con el sistema unificado serán presentadas a continuación, estas nos servirán para el balance energético de los equipos anteriormente mencionados.

La configuración del ORC y sus estados se visualizan en las Figura 22.

**Figura 21**

Diagrama de planta y diagrama T-S del ORC con sistema unificado.



Nota: (a) Diseño de ciclo ORC (sistema unificado). (b) Diagrama del ORC (sistema unificado) Ts.

Fuente: Adaptada a partir de Bombarda et al., 2010.

Según la Figura 21 los procesos termodinámicos son:

- Proceso de la bomba: 1 → 2
- Proceso de los evaporadores: 2a → 4
- Proceso del sobrecalentador: 4 → 5
- Proceso de la turbina: 5 → 6
- Proceso del condensador: 6a → 1

- Proceso del recuperador de calor: 2 → 2a y 6 → 6a

Desde la Ec. (2) hasta la Ec. (11), exceptuando la Ec. (4) y desde la Ec. (16) hasta la Ec. (20) se conservan los cálculos en este sistema unificado, por lo cual se agregan los parámetros del sobrecalentador.

### 3.8.1. En el evaporador

$$\dot{Q}_{ge-s.U.} = \dot{m}_{ge}(c_{p,g})(T_8 - T_{11}) = \dot{m}_{ben,evap}(h_4 - h_{2a}) \quad (158)$$

Donde:

$\dot{Q}_{ge-s.U.}$ : Flujo calorífico de los gases de escape en el ORC (sistema unificado)(kW)

### 3.8.2. En el sobrecalentador

$$\dot{Q}_{SOB} = \dot{m}_{ben,ORC}(h_5 - h_4) = \dot{m}_{vap trap,NVO}(c_{p,vap})(T_8 - T_{8a}) \quad (159)$$

$$\dot{m}_{vap,trap} - \dot{m}_{vap,ahor} = \dot{m}_{vap trap,NVO} \quad (160)$$

Donde:

$\dot{Q}_{SOB}$ : Flujo calorífico del sobrecalentador (kW)

$\dot{m}_{vap,trap}$ : Flujo másico del vapor de escape de trapiche (kg/s)

$\dot{m}_{vap trap,NVO}$ : Nuevo flujo del vapor de escape de trapiche disponible (kg/s)

### 3.8.3. Puntos de pellizco

Los puntos de pellizco  $\Delta T_1$  y  $\Delta T_2$  son los mismo que en las Ec. (10) y (11)

$$\Delta T_3 = T_9 - T_4 \quad (161)$$

$$\Delta T_4 = T_{8a} - T_4 \quad (162)$$

$$\Delta T_5 = T_8 - T_5 \quad (163)$$

$$\Delta T_6 = T_1 - T_{12} \quad (164)$$

$$\Delta T_7 = T_7 - T_{13} \quad (165)$$

$$\Delta T_8 = T_{6a} - T_{14} \quad (166)$$

### 3.8.4. Eficiencia del ciclo ORC

$$\eta_{ORC-S.U.} = \frac{W_{ter,ORC}}{\dot{Q}_{sum,ORC-SU}} \quad (167)$$

$$\dot{Q}_{sum,ORC-S.U.} = 2(\dot{Q}_{ge}) + \dot{Q}_{SOB} \quad (168)$$

Donde:

- $\eta_{ORC-S.U.}$ : Eficiencia térmica del ORC (sistema unificado)
- $\dot{Q}_{sum,ORC-S.U.}$ : Flujo calorífico suministrado al ORC (sistema unificado) (kW)

### 3.8.5. Diagrama de flujo para el balance de energía

Una vez presentado todas las ecuaciones para el balance energético en el ORC, se debe seguir un orden lógico para obtener un correcto dimensionamiento.

Primero se definen las condiciones de operación principales para el ORC, ya que con estas se determinan los parámetros críticos (entalpías y puntos de pellizco):

- Las dos presiones del ciclo, es decir la de evaporación y condensación en kPa.
- Temperaturas, tanto de entrada como de salida, de los gases de escape a cada ducto de las calderas del ingenio (que serán los evaporadores) y la temperatura del vapor de escape de trapiche; en °C.
- El flujo másico de los gases de escape en kg/s.
- La temperatura de evaporación (estado 3 y 4) y de sobrecalentamiento del benceno (estado 5) en °C.
- La temperatura de condensación (estado 7 y 1) en °C.
- Temperaturas, tanto de entrada como de salida, del agua de enfriamiento del condensador en °C.

Se termina cuantificando el flujo calorífico de cada evaporador en kW con la Ec. (158).

Luego, se determina la entalpía entrante a la turbina  $h_5$  y la entalpía isoentrópica saliente de la turbina  $h_{6s}$ , para que se despeje la entalpía saliente de la turbina  $h_6$  la eficiencia de la turbina en la Ec. (17); de la misma manera se determina la entalpía entrante a la bomba  $h_1$  y la entalpía isoentrópica saliente de la

bomba  $h_{2s}$ , para que se despeje la entalpía saliente de la turbina  $h_2$  la eficiencia de la bomba en la Ec. (16).

Para el recuperador de calor:

- Teniendo los valores de  $h_6$  y  $h_2$  se determinan sus respectivas temperaturas.
- Se opta por elegir una temperatura para la salida del vapor de benceno del recuperador de calor (estado 6a), siendo esta mayor que  $T_7$ , por lo cual se obtiene  $h_{6a}$ .
- Con la Ec. (6), se obtiene la entalpía de salida del benceno líquido del recuperador de calor  $h_{2a}$ , y con esto su respectiva temperatura.

Tras seguir estos pasos, se obtiene el flujo másico de benceno por evaporador, aplicando la Ec. (160) y con Ec. (5) se obtiene el flujo másico de benceno del ORC.

Se procede a calcular los flujos caloríficos y las potencias térmicas del ORC:

- El flujo calorífico del recuperador de calor en kW.
- El flujo calorífico del condensador en kW.
- La potencia térmica de la turbina en kW.
- La potencia térmica de la bomba en kW.

A su vez, se determinan las temperaturas de pellizco en los evaporadores y en el condensador.

- En los evaporadores, aplicando la Ec. (3) se determina  $T_{10}$ , sirviendo para el cálculo de  $\Delta T_2$ , el cual debe ser un valor cercano a  $10^\circ\text{C}$  (Igbong et al., 2021), además con esta temperatura ya se determinaron todos los estados del evaporador, con lo cual se hace el dimensionamiento del intercambiador de calor.
- En el sobrecalentador, aplicando la Ec. (159) se cuantifica  $T_{8a}$ , sirviendo para el cálculo de  $\Delta T_4$ , al cual se le considerará un valor no menor a  $8^\circ\text{C}$ , además con esta temperatura ya se determinaron todos los estados del sobrecalentador, con lo cual se hace el dimensionamiento del intercambiador de calor.

- En los condensadores, aplicando la Ec. (9) se cuantifica el flujo calorífico del condensador y también el flujo de agua de enfriamiento; luego aplicando Ec. (7) o Ec. (8) se determina  $T_{13}$ , sirviendo para el cálculo de  $\Delta T_5$ , el cual debe ser un valor cercano a  $5^\circ\text{C}$  (Igbong et al., 2021), además con esta temperatura ya se determinaron todos los estados del condensador, con lo cual se hace el dimensionamiento del intercambiador de calor.

Si los puntos de pellizco críticos, es decir  $\Delta T_2$ ,  $\Delta T_4$  y  $\Delta T_5$  tienen valores aceptables según lo anterior dicho, (no basta solo con que no sean valores negativos), esto quiere decir que se hizo una correcta elección de las condiciones principales de operación.

Una vez comprobada la coherencia en los valores de los puntos de pellizco críticos, finalmente se procede a calcular la potencia del generador eléctrico y del motor de la bomba.

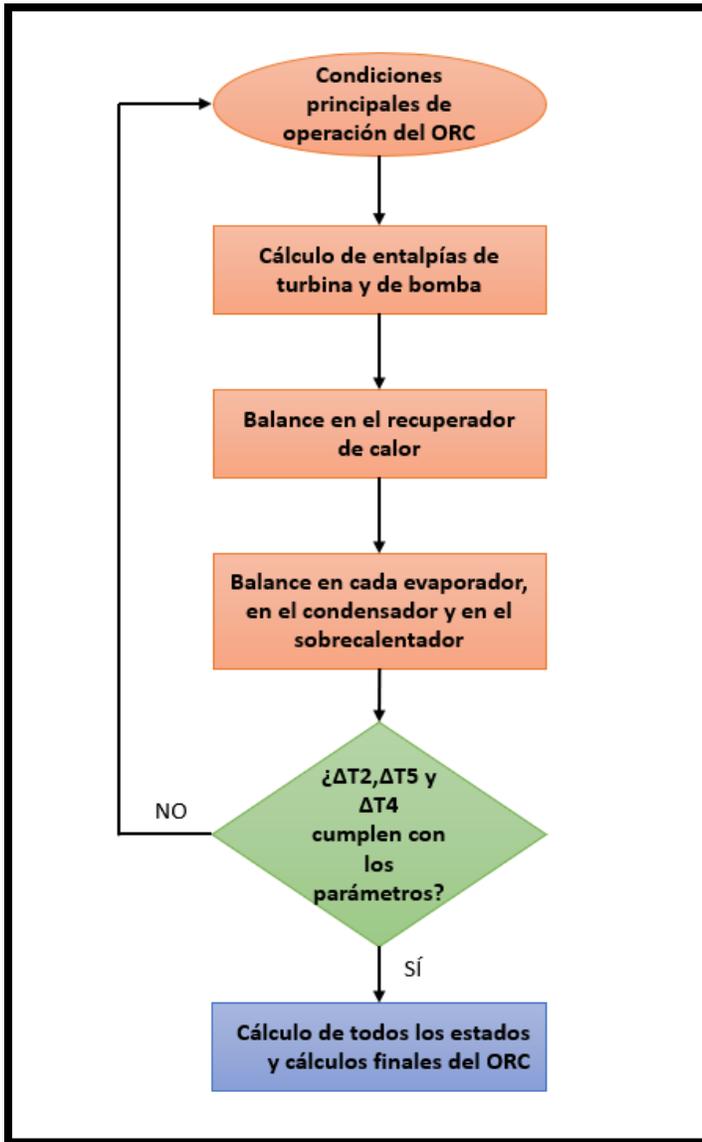
- La potencia del generador eléctrico se determina con la Ec. (24)
- La potencia del motor de la bomba se determina con la Ec. (25), cuya eficiencia se determina con la Ec. (23)

Finalmente se determinan la potencia eléctrica del ORC con la Ec. (26), y además la potencia térmica del ORC con la Ec. (20), el flujo calorífico suministrado del ORC con la Ec. (168), para determinar la eficiencia térmica del ORC con la Ec. (167).

Todo el procedimiento descrito se resume en la Figura 22:

**Figura 22**

*Diagrama de flujo del ORC con sistema unificado para su balance técnico.*



*Fuente: Elaboración propia.*

### **3.9. INFLUENCIA DEL ORC (SISTEMA UNIFICADO)**

Tras el análisis de la viabilidad de la electrificación de los equipos a vapor de trapiche (vista en el capítulo 3.3.1), los equipos que pueden ser cubiertos por la potencia del ORC, serán electrificados también en este escenario, y el vapor restante que sale de los equipos restantes de vapor, será usado como fuente de calor adicional para el ORC, como ya se había mencionado.

### 3.9.1. Influencia del suministro del ORC en el área de trapiche

Las ecuaciones y la metodología de cálculo serán las mismas que se vieron en el capítulo 3.3.1, con una notable mejora en la  $\dot{W}_{elec,ORC}$  debido al uso del vapor de escape de trapiche como fuente de sobrecalentamiento.

### 3.9.2. Influencia del ORC en la recuperación de calor disponible del ingenio

Se aplica el mismo enfoque de análisis descrito en el capítulo 3.3.2, agregando el análisis del vapor de escape de trapiche en el nuevo sobrecalentador.

#### 3.9.2.1. Análisis del vapor de escape de trapiche en el sobrecalentador

Tomando en cuenta solo el escape de trapiche, en principio se podría pensar que para el sobrecalentamiento se puede aprovechar su delta máximo de temperatura, es decir desde 235°C hasta 120°C y por ende aprovechar el máximo calor, sin embargo el delta máximo disponible de temperatura está condicionado por la temperatura de evaporación del refrigerante, es decir la temperatura mínima de salida del sobrecalentador debe ser mayor que la temperatura de evaporación del refrigerante, considerando 8°C adicionales:

$$T_{sal\ mín,SOB} = T_4 + 8^{\circ}C \quad (169)$$

Entonces, teniendo la  $T_{sal\ mín,SOB}$  se calcula el flujo calorífico máximo disponible del escape del sobrecalentador:

$$\dot{Q}_{MÁX\ disp,sob} = \dot{m}_{vap}(c_{p,vap})(T_8 - T_{sal\ mín,SOB}) \quad (170)$$

$$F.U.Q\ disp,sob = \frac{\dot{Q}_{SOB}}{\dot{Q}_{MÁX\ disp,sob}} \quad (171)$$

Donde:

$F.U.Q\ disp\ trap$  : Factor del uso de flujo calorífico disponible de trapiche (%)

Luego se analiza con la misma metodología del capítulo 3.3.2.

### 3.10. DISEÑO DEL NUEVO SOBRECALENTADOR EN EL ORC (SISTEMA UNIFICADO)

La metodología para el diseño del sobrecalentador es el mismo que el ducto (evaporador) visto en el capítulo 3.4, con la excepción de que, al no haber un ducto disponible, se implementará uno que interactúe con la tubería de escape de trapiche, no habrá límite de longitud de las tuberías por donde pasará el benceno.

#### 3.10.1. Cálculo del coeficiente convectivo de los gases de escape

Para el cálculo de las propiedades de transferencia de calor del vapor de escape de trapiche (Conductividad térmica, viscosidad absoluta, número de Prandtl, densidad y viscosidad cinemática), se calculan en función de la temperatura promedio del vapor de escape:

$$T_{p.v trap} = \frac{T_8 + T_{8a}}{2} \quad (172)$$

Luego, se procede a calcular de la misma manera que en el capítulo 3.4.1.1

#### 3.10.2. Cálculo del coeficiente convectivo de los tubos

Para el cálculo de las propiedades de transferencia de calor del benceno (Conductividad térmica, viscosidad absoluta, número de Prandtl, densidad y viscosidad cinemática), se calculan en función de la temperatura promedio del vapor del refrigerante:

$$T_{sob,SU} = \frac{T_4 + T_5}{2} \quad (173)$$

La temperatura de la pared ( $T_w$ ) se define:

$$T_{w,rec} = \frac{1}{2} \left( \frac{T_4 + T_5}{2} + \frac{T_8 + T_{8a}}{2} \right) \quad (174)$$

Luego, el cálculo se efectuará de la misma forma que en el capítulo 3.4.1.2.

#### 3.10.3. Coeficiente global de transferencia de calor.

Se procede a calcula de la misma manera que en el capítulo 3.4.1.5

### 3.10.4. Caída de presión de los tubos del recuperador de calor

Se PROCEDE A CALCULAR DE LA MISMA MANERA QUE EN EL CAPÍTULO 3.4.1.6

### 3.11. ANÁLISIS EXERGÉTICO DEL ORC (SISTEMA UNIFICADO)

Las ecuaciones vistas en el capítulo 3.6 se conservan a excepción de la Ec. (125) es decir, la exergía del evaporador es corregida y además se le agrega la irreversibilidad del nuevo sobrecalentador:

#### 3.11.1. Exergía en ambos evaporadores

$$Ex_{EVAP} = T_{amb} * \dot{m}_{ben,ORC} \left[ s_4 - s_{2a} - \frac{h_4 - h_{2a}}{T_{H,EV-S.U.}} \right] \quad (175)$$

#### 3.11.2. Exergía en el nuevo sobrecalentador

$$Ex_{NVO\ SOB} = T_{amb} * \dot{m}_{ben,ORC} \left[ s_5 - s_4 - \frac{h_5 - h_4}{T_{H,SOB}} \right] \quad (176)$$

Se obtiene la exergía total del sistema:

$$Ex_{TOTAL} = Ex_{EVAP} + Ex_{NVO\ SOB} + Ex_{COND} + Ex_{REC} + Ex_{TUR} + Ex_{BOM} \quad (177)$$

La temperatura del foco caliente en el evaporador del sistema unificado ( $T_{H,EV-S.U.}$ ) y la temperatura del foco caliente en el sobrecalentador ( $T_{H,SOB}$ ) se calculan con la misma metodología que en el capítulo 3.6.

$$T_{H,EV-S.U.} = \frac{T_9 + T_{11}}{2} \quad (178)$$

$$T_{H,SOB} = \frac{T_8 + T_{8a}}{2} \quad (179)$$

#### 3.11.3. Rendimiento exergético

El rendimiento exergético del ORC con sistema unificado se calcula:

$$n_{EXER-S.U.} = \frac{\dot{W}_{ter,ORC}}{Ex_{TOTAL-S.U.} + \dot{W}_{ter,ORC}} \quad (180)$$

### 3.12. EVALUACIÓN ECONÓMICA CON EL NUEVO SOBRECALENTADOR

Esta se aplicará de la misma manera que en el capítulo 3.7, solo agregando el sobrecalentador (que es un intercambiador de calor a flujo cruzado).

### **3.13. ESCENARIOS EVALUADOS CON LA INCORPORACIÓN DE UN ORC**

Según lo visto en los capítulos 3.3 y 3.8, el ORC puede ser útil para la venta a la red y también, dependiendo del análisis, para suministro de los motores de los equipos de trapiche que serán electrificados, así como también que el ORC puede adquirir dos configuraciones: sistema de gases de escape y sistema unificado. Por lo cual los escenarios son:

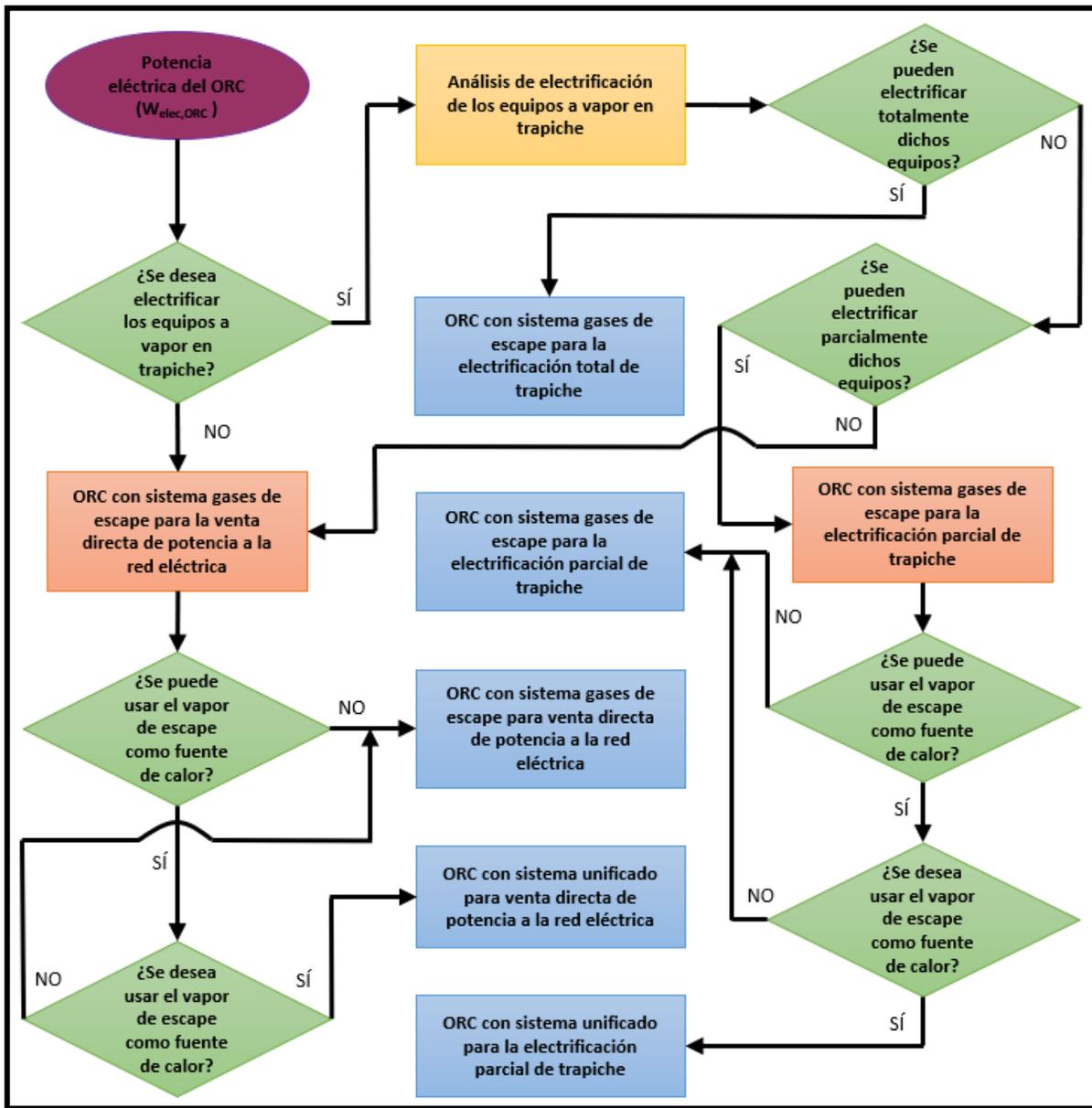
- ORC con sistema gases de escape para la electrificación total de trapiche.
- ORC con sistema gases de escape para la electrificación parcial de trapiche.
- ORC con sistema gases de escape para venta directa de potencia a la red eléctrica.
- ORC con sistema unificado para la electrificación parcial de trapiche.
- ORC con sistema unificado para venta directa de potencia a la red eléctrica.

El escenario más básico es el ORC con sistema gases de escape para potencia para venta directa a la red, este escenario puede tener una mejora usando el flujo de vapor de escape de trapiche como fuente de calor adicional, es decir el escenario: ORC con sistema unificado para potencia para venta directa a la red, pero si se desea electrificar los equipos a vapor de trapiche se analiza si es viable, y en el caso de ser afirmativo, se evalúa si la electrificación es total o parcial, es decir: ORC con sistema gases de escape para la electrificación total de trapiche; y ORC con sistema gases de escape para la electrificación parcial de trapiche, este escenario puede tener una mejora usando adicionalmente el nuevo flujo de vapor de escape, que se obtendría con el análisis de la electrificación parcial de trapiche como fuente de calor adicional, es decir el escenario: ORC con sistema unificado para la electrificación parcial de trapiche.

Todo el análisis se resume en el siguiente algoritmo:

Figura 23

Diagrama de flujo del análisis de los escenarios de instalación de un ORC.



Fuente: Elaboración propia.

Los escenarios que serán analizados, en caso sean rentables, deberán ser amparados por el Decreto Legislativo N° 1221, el cual mejora la regulación de la distribución de electricidad en el Perú, en donde en el artículo 38 se especifica que se debe tener información técnica y económica, la cual se hace en la presente investigación (Anexo 48).

## **IV. EVALUACIÓN Y RESULTADOS DEL ORC Y SUS ESCENARIOS**

Ahora se evaluarán los escenarios vistos en el capítulo 3.13, así como su metodología con el algoritmo, por lo cual teniendo la intención de electrificar los equipos que funcionan a vapor en el área de trapiche con el ORC (sistema gases de escape), recordando que para este sistema la configuración del ORC será el regenerativo (visto en el capítulo 2.4.3) evaluamos tanto técnica como económicamente que tan viable resultaría realizar la instalación de un ORC.

### **4.1. ANÁLISIS DEL ORC (GASES DE ESCAPE) PARA LA ELECTRIFICACIÓN DE LOS EQUIPOS A VAPOR DEL ÁREA DE TRAPICHE**

Como ya se ha mencionado en la parte teórica, el ORC con la configuración de sistema de gases de escape solo usará como fuente de calor los gases de escape, los cuales son provenientes de las calderas acuotubulares Foster Wheeler del ingenio de Agroindustrias San Jacinto S.A.A. Ahora procedemos con el balance de energía según el capítulo 3.2.

#### ***4.1.1. Evaluación técnica del ORC (gases de escape) para la electrificación de los equipos a vapor en trapiche***

##### **4.1.1.1. Balance de energía**

Para iniciar con este balance de energía se inicia con el algoritmo visto en el capítulo 3.2.10:

##### ***4.1.1.1.1. Condiciones principales de operación***

Hay dos valores que ya son datos establecidos de la generación de vapor de las dos calderas del ingenio: la temperatura de salida de los gases de escape de las calderas (se le considerará 5°C menos, debido a la oscilación de esta temperatura) que serán para nuestros evaporadores la temperatura de entrada; y el flujo másico de los gases de escape por caldera, (estos valores se pueden apreciar en el Anexo 36), por lo cual se elige a la temperatura de salida de los gases de escape en el evaporador el valor de 145°C, referenciándose en la investigación de un ORC en una central a biomasa de Dias, R. 2018. Tras esto,

estimando un valor coherente con los parámetros de los gases de escape se elige la temperatura de evaporación y de condensación (obteniendo las presiones). Luego se define la temperatura de sobrecalentamiento y finalmente las temperaturas de entrada y salida del agua de enfriamiento.

**Tabla 6**

*Condiciones principales de operación del ORC (sistema gases de escape)*

<b>CONDICIONES PRINCIPALES DE OPERACIÓN</b>		
$T_8$	<b>Temperatura de entrada de los gases de escape (°C)</b>	<b>195</b>
$T_{11}$	Temperatura de salida de los gases de escape (°C)	145
$m_{ge}$	Flujo másico de los gases de escape (kg/s)	<b>31.33</b>
$T_3$	Temperatura de evaporación del benceno (°C)	148
$T_5$	Temperatura de sobrecalentamiento del benceno (°C)	185
$P_{evap}$	Presión de evaporación del benceno (kPa)	557.306
$T_7$	Temperatura de condensación del benceno (°C)	40
$P_{cond}$	Presión de condensación del benceno (kPa)	24.239
$T_{12}$	Temperatura de entrada del agua de enfriamiento (°C)	24
$T_{14}$	Temperatura de salida del agua de enfriamiento (°C)	32

*Fuente: Elaboración propia.*

#### **4.1.1.1.2. Cálculos del balance de energía**

Una vez que se han definido los parámetros de las condiciones principales de operación, se determinan las entalpías de entrada de la turbina y de la bomba, con las eficiencias de ambos equipos, las cuales son de 85% según Igbong et al., 2021; y aplicando las Ec. (16) y (17) se calculan las entalpías de salida de ambos equipos.

**Tabla 7**

*Cálculo de la entalpía de salida de la turbina en el ORC (sistema gases de escape).*

<b>EQUIPOS</b>	<b>TURBINA</b>	<b>BOMBA</b>
Entalpía de entrada del benceno (kJ/kg)	538.47	-74.022
Entalpía de salida isoentrópica del benceno (kJ/kg)	406.527	-73.401
Eficiencia (%)	85%	85%
<b>Entalpía de salida real del benceno (kJ/kg)</b>	<b>426.318</b>	<b>-73.29</b>

*Fuente: Elaboración propia.*

Se continua con el balance en el recuperador de calor. Para realizar este balance se requieren los valores de las entalpías de los estados: 2, 6 y 6a. Ahora debe elegirse a criterio la temperatura de 6a, es decir la de la salida del vapor de benceno, para así determinar su entalpía y con la Ec. (6) calcular la entalpía de 2a, es decir la de salida del benceno líquido, así también su temperatura.

**Tabla 8**

*Balance de energía en el recuperador de calor en el ORC (sistema gases de escape).*

<b>BALANCE EN RECUPERADOR DEL CALOR</b>		
$h_6$	Entalpía de entrada del vapor de benceno (kJ/kg)	426.318
$T_6$	Temperatura de entrada del vapor de benceno (°C)	102.48
$T_{6a}$	Temperatura de salida del vapor de benceno (°C)	45
$h_{6a}$	Entalpía de salida del vapor de benceno (kJ/kg)	354.484
$h_2$	Entalpía de entrada del benceno líquido (kJ/kg)	-73.291
$T_2$	Temperatura de entrada del vapor de benceno (°C)	40.2
$h_{2a}$	<b>Entalpía de salida del benceno líquido (kJ/kg)</b>	<b>-1.457</b>
$T_{2a}$	<b>Temperatura de salida del benceno líquido (°C)</b>	<b>79.3</b>

*Fuente: Elaboración propia.*

Una vez determinada  $h_{2a}$ , se procede a realizar el balance por evaporador. Se obtiene el flujo másico del benceno por evaporador, usando Ec. (4). Luego, con las Ec. (1) y (3), tras determinar  $h_3$  y  $h_4$  se calculan  $T_9$  y  $T_{10}$  y con la Ec. (5) se obtiene el flujo másico de benceno en el ORC:

**Tabla 9**

*Balance de energía por evaporador (gases/benceno) en el ORC (sistema gases de escape).*

<b>BALANCE POR EVAPORADOR GASES/BENCENO</b>		
$C_{p,ge}$	Calor específico de los gases (kJ/kg°C)	1.1
$Q_{ge}$	Flujo calorífico de los gases de escape (kW)	1723
$h_{2a}$	Entalpía de entrada de benceno (kJ/kg)	-1.457
$h_5$	Entalpía de salida de benceno (kJ/kg)	538.47
<b><math>m_{ben,evap}</math></b>	<b>Flujo másico del benceno por evaporador (kg/s)</b>	<b>3.19</b>
$h_3$	Entalpía de líquido saturado del benceno (kJ/kg)	137.673
$h_4$	Entalpía de vapor saturado del benceno (kJ/kg)	475.982
<b><math>T_{10}</math></b>	<b>Temperatura del punto de pellizco 1 (°C)</b>	<b>157.88</b>
<b><math>T_9</math></b>	<b>Temperatura del punto de pellizco 2 (°C)</b>	<b>189.22</b>

*Fuente: Elaboración propia.*

$$\dot{m}_{ben,ORC} = 2(3.19 \text{ kg/s}) = 6.38 \text{ kg/s}$$

Con la entalpía de salida del vapor de benceno ( $h_{6a}$ ), se procede a realizar el balance en el condensador. Se obtiene el flujo másico del agua de enfriamiento, usando la Ec. (9). Luego con la Ec. (8) o (7), tras determinar  $h_7$  se calcula  $T_{13}$ .

**Tabla 10**

*Balance de energía en el condensador (benceno/agua) en el ORC (sistema gases de escape).*

<b>BALANCE EN EL CONDENSADOR BENCENO/AGUA</b>		
$h_{6a}$	Entalpía de entrada de benceno (kJ/kg)	354.484
$h_1$	Entalpía de salida de benceno (kJ/kg)	-74.022
$C_{p,a}$	Calor específico del agua (kJ/kg°C)	4.18
$Q_{ae}$	Flujo calorífico del agua de enfriamiento (kW)	2733.87
<b><math>m_{ae}</math></b>	<b>Flujo másico del agua de enfriamiento (kg/s)</b>	<b>81.75</b>
$h_7$	Entalpía de vapor saturado del benceno (kJ/kg)	348.862
<b><math>T_{13}</math></b>	<b>Temperatura del punto de pellizco (°C)</b>	<b>31.9</b>

*Fuente: Elaboración propia.*

#### 4.1.1.1.3. Puntos de pellizco

Tras haberse determinado todas las temperaturas del ORC (gases de escape), se calculan los puntos de pellizco desde la Ec. (10) hasta la Ec. (16), evaluando específicamente  $\Delta T_2$  y  $\Delta T_5$  (los puntos de pellizco críticos), en donde lo descrito en el capítulo 3.2.10. estos deben ser valores cercanos a 10°C y 5°C respectivamente.

**Tabla 11**

*Puntos de pellizco en el ORC (sistema gases de escape).*

<b>PUNTOS DE PELLIZCO</b>	
$\Delta T_1$	65.7
$\Delta T_2$	<b>9.88</b>
$\Delta T_3$	10
$\Delta T_4$	16
$\Delta T_5$	<b>8.1</b>
$\Delta T_6$	13

*Fuente: Elaboración propia.*

Se observa que  $\Delta T_2$  es casi cercano a 10°C; y  $\Delta T_5$ , es óptimo ya que es mayor que 5°C, siendo estos valores adecuados. Entonces el balance de energía es coherente.

#### 4.1.1.1.4. Cálculos finales del balance de energía del ORC

Ahora se procede a calcular el flujo calorífico del recuperador de calor con la Ec. (6) siendo el único que faltaba (los flujos caloríficos del evaporador y condensador están cuantificados en los balances anteriores), y las potencias térmicas de la turbina y de la bomba, con las Ec. (18) y (19). Tras esto con las Ec. (24) y (25) se calculan las potencias eléctricas del generador eléctrico y del motor de la bomba, eligiéndose a criterio la eficiencia del generador eléctrico en 95%.

**Tabla 12**

*Cálculo de potencia térmica y eléctrica en el ORC (sistema gases de escape).*

<b>CÁLCULOS DE POTENCIA TÉRMICA Y ELÉCTRICA</b>		
$m_{ben,ORC}$	Flujo másico total del benceno en el ORC (kg/s)	6.38
$Q_{rec}$	Flujo calorífico del recuperador (kW)	458.301
$W_{tur}$	Potencia de la turbina (kW)	715.53
$\eta_{ge}$	Eficiencia del generador eléctrico	95%
$W_{gen}$	<b>Potencia del generador (kW)</b>	<b>679.75</b>
$W_{bom}$	Potencia de la bomba (kW)	4.66
$\eta_{mot,bom}$	Eficiencia del motor de la bomba	82%
$W_{mot,bom}$	<b>Potencia del motor de la bomba (kW)</b>	<b>5.68</b>

*Fuente: Elaboración propia.*

Finalmente se calcula con la Ec. (26) la potencia eléctrica del ORC, con Ec. (20) la potencia térmica del ORC, con la Ec. (22) el flujo calorífico suministrado al ORC y concluyendo con la Ec. (21) se calcula la eficiencia térmica del ORC.

**Tabla 13**

*Cálculos finales del balance de energía en el ORC (sistema gases de escape).*

<b>CÁLCULOS FINALES DEL BALANCE DE ENERGÍA DEL ORC</b>		
$W_{ter,ORC}$	Potencia térmica del ORC (kW)	710.87
$Q_{sum,ORC-G.E.}$	Flujo calorífico suministrado al ORC (kW)	3446
$W_{elec,ORC}$	<b>Potencia eléctrica del ORC (kW)</b>	<b>674.07</b>
$\eta_{ORC-G.E.}$	<b>Eficiencia del ORC (%)</b>	<b>20.63%</b>

*Fuente: Elaboración propia.*

Los valores del  $\dot{m}_{ben,ORC}$ ,  $\eta_{ORC}$  y del  $\dot{Q}_{rec}$  son similares a los parámetros del ciclo del benceno con recuperador de calor analizado por (Vaja & Gambarotta, 2010).

#### 4.1.1.2. Análisis de electrificación de los equipos a vapor de trapiche

Como se ha visto en los resultados, el ORC genera una potencia de 674.07 kW, ahora se evaluará como nos sirve esta potencia en el área de trapiche. En el área de trapiche el primer y sexto molino de extracción están electrificados, por lo cual se evaluarán desde el segundo hasta el quinto molino, ya que están accionados a turbinas de vapor, la cuales son:

- Turbina 1: para el machetero.
- Turbina 2: para los molinos N°2 y N°3.
- Turbina 3: para los molinos N°4 y N°5.

El suministro de vapor y de potencia eléctrica de estas turbinas de vapor de trapiche se visualizan en el Anexo 35.

**Tabla 14**

*Potencia eléctrica y flujo de vapor de los equipos de trapiche que funcionan a vapor.*

<b>EQUIPOS DE TRAPICHE A FUNCIONAN A VAPOR</b>		
<b>MACHETERO</b>		
<b>Potencia eléctrica (kW)</b>	<b>368.93</b>	$W_{elec,MACH}$
<b>Flujo de vapor de la turbina 1 (Ton/hora)</b>	<b>5.48</b>	$m_{v,T1}$
<b>MOLINO N°2 y MOLINO N°3</b>		
Potencia eléctrica del molino 2 (kW)	292.77	$W_{elec,M2}$
Potencia eléctrica del molino 3 (kW)	309.37	$W_{elec,M3}$
<b>Potencia total de ambos molinos (kW)</b>	<b>602.14</b>	$W_{elec,M2 \text{ y } M3}$
<b>Flujo de vapor de la turbina 2 (Ton/hora)</b>	<b>9.46</b>	$m_{v,T2}$
<b>MOLINO N°4 y MOLINO N°5</b>		
Potencia eléctrica del molino 4 (kW)	325.96	$W_{elec,M4}$
Potencia eléctrica del molino 5 (kW)	342.56	$W_{elec,M5}$
<b>Potencia total de ambos molinos (kW)</b>	<b>668.53</b>	$W_{elec,M4 \text{ y } M5}$
<b>Flujo de vapor de la turbina 3 (Ton/hora)</b>	<b>10.51</b>	$m_{v,T3}$

*Fuente: Tomada de Oficina de Generación de vapor en Agroindustrias San Jacinto S.A.A.*

Como se había mencionado, el gran problema que presentan estas turbinas de vapor del área de trapiche es que su temperatura de salida es muy elevada (siendo 235 °C) lo cual demanda que se necesite mucho tonelaje de vapor para generar la potencia eléctrica requerida en los molinos 2,3,4 y 5 y del machetero, razón por la cual el consumo específico de las turbinas de vapor de trapiche es de 14.87 Ton/MWh (Anexo 35), siendo mayor que el consumo específico del turbogenerador, siendo este de 7.223 Ton/MWh (Anexo 37), condicionando la generación de potencia adicional en el turbogenerador.

Ahora, como se describió en el capítulo 3.3.1., se aplica el algoritmo de cálculo para evaluar la viabilidad de electrificación de los equipos a vapor en trapiche, en la cual la potencia restante del ORC se ira transformando en la  $W_{\text{disp,ORC}}$ .

**Tabla 15**

*Análisis de la potencia del ORC como suministro para los equipos a vapor en trapiche.*

<b>VIABILIDAD DE LA ELECTRIFICACIÓN DE LOS EQUIPOS</b>				
Equipos	$W_{\text{tur,trap}}$ (kW)	$W_{\text{disp,ORC}}$ (kW)	$W_{\text{rest,sum}}$ (kW)	Equipos cubiertos
LAS 3 TURBINAS	1639.59	674.07	674.07	NO
<b>TURBINA 3 (MOLINO N°4 y N°5)</b>	<b>668.53</b>	<b>674.07</b>	<b>5.54</b>	<b>SI</b>
TURBINA 2 (MOLINO N°2 y N°3)	602.14	5.54	5.54	NO
TURBINA 1 (MACHETERO)	368.93	5.54	5.54	NO

*Fuente: Elaboración propia.*

Por lo cual el estado de los equipos tras el análisis de viabilidad de electrificación se ve en la Tabla 16:

**Tabla 16**

*Condiciones actualizadas de los equipos a vapor de trapiche tras el análisis de electrificación.*

<b>EQUIPOS EVALUADOS TRAS EL ANÁLISIS</b>		
<b>MACHETERO (SIGUE CON SUMINISTRO DE VAPOR)</b>		
Potencia eléctrica (kW)	368.93	$W_{elec,MACH}$
Flujo de vapor de la turbina 1 (Ton/hora)	5.48	$m_{v,T1}$
<b>MOLINO N°2 y MOLINO N°3 (SIGUEN CON SUMINISTRO DE VAPOR)</b>		
Potencia total de ambos molinos (kW)	602.14	$W_{elec,M2 y M3}$
Flujo de vapor de la turbina 2 (Ton/hora)	9.46	$m_{v,T2}$
<b>MOLINO N°4 y MOLINO N°5 (ELECTRIFICADOS)</b>		
<b>Potencia total de ambos molinos (kW)</b>	<b>668.53</b>	$W_{elec,M4 y M5}$
<b>Flujo de vapor ahorrado (Ton/hora)</b>	<b>10.51</b>	$m_{v,T3}$

*Fuente: Elaboración propia.*

Al ser los molinos N°4 y N°5 los electrificados, este escenario será nombrado: ORC con sistema gases de escape para electrificación de molinos N°4 y N°5 [**ORC (GASES DE ESCAPE) – ELEC (MOLINOS N°4/ N°5)**].

#### **4.1.1.3. Influencia del ORC en el ingenio**

##### **4.1.1.3.1. Influencia eléctrica en el suministro del ORC (sistema gases de escape) en trapiche**

Tras el análisis de viabilidad de la electrificación de trapiche, se procede a ver la influencia del suministro de potencia del ORC.

La influencia directa del ORC se da en trapiche al cubrir equipos a vapor en trapiche (en este caso los molinos N°4 y N°5) con la potencia del ORC la cual ira al transformador (TRAFO), se tendrá un ahorro de vapor, y también un excedente de potencia del suministro del ORC a dichos equipos electrificados, el cual puede servir para la venta a la red eléctrica.

La influencia indirecta se obtiene debido al ahorro de vapor de 10.42 Toneladas de vapor/hora en el área de trapiche (debido a que se reemplazaría la turbina de los molinos N°4 y N°5 por un motor eléctrico), el cual puede irse directamente al turbogenerador, generando potencia adicional para la venta a la red. El  $\dot{m}_{v-W,TG}$  del turbogenerador es 7.223 Ton/MWh (Anexo 37). Sabiendo el  $\dot{m}_{v-W,TG}$ , se aplica la Ec. (35) y Ec. (37):

**Tabla 17**

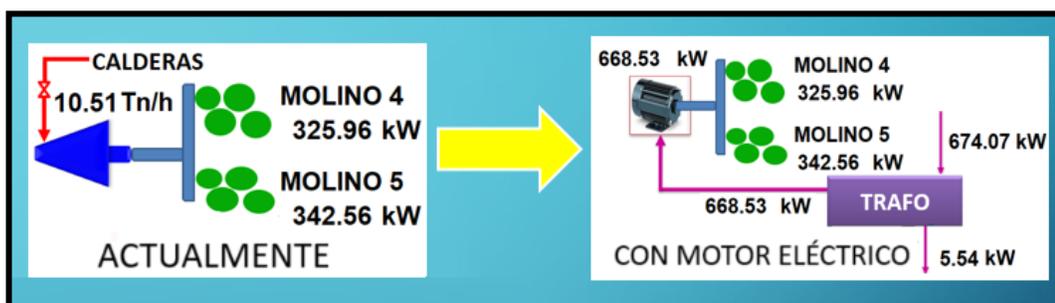
*Influencia directa del suministro del ORC (sistema gases de escape) para electrificación de los molinos N°4 y N°5.*

INFLUENCIA DEL ORC		
<b>INFLUENCIA DIRECTA (TRAPICHE)</b>		
Potencia generada por el ORC (kW)	674.07	$W_{gen,ORC}$
Potencia suministrada por el ORC en trapiche (kW)	668.53	$W_{sum,ORC trap}$
Excedente de potencia del suministro de ORC (kW)	5.54	$W_{EXC sum ORC}$
<b>INFLUENCIA INDIRECTA (TURBOGENERADOR)</b>		
Ahorro de vapor en trapiche (Ton/h)	10.51	$m_{vap,ahor}$
Consumo específico del turbogenerador (Ton/MWh)	7.223	$m/W_{v,TG}$
Potencia adicional generada por el ahorro de vapor (MW)	1.455	$W_{adi,ORC-v}$

*Fuente: Elaboración propia.*

**Figura 24**

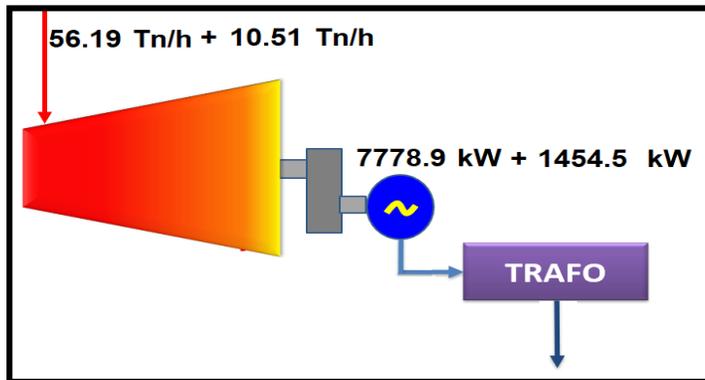
*Influencia directa del ORC (sistema gases de escape) de la electrificación de los molinos N°4 y N°5.*



*Fuente: Elaboración propia.*

**Figura 25**

*Influencia indirecta del ORC (sistema gases de escape) en el turbogenerador debido al ahorro de vapor en trapiche.*



*Fuente: Elaboración propia.*

Finalmente, aplicando la Ec. (38) se calcula la potencia generada del proyecto para la venta a la red, con la Ec. (39) se calcula la potencia total venta del ingenio con el ORC y con la Ec. (40) se ve el porcentaje del aumento de potencia para la venta a la red.

**Tabla 18**

*Influencia del ORC (sistema gases de escape) con electrificación de molinos N°4 y N°5 en la venta de potencia a la red eléctrica.*

<b>INFLUENCIA DEL ORC EN LA VENTA A LA RED ELÉCTRICA</b>		
Potencia del proyecto para venta a la red eléctrica (MW)	1.46	$W_{RED\ PRO}$
Potencia actual para la venta a la red eléctrica (MW)	1.5	$W_{RED\ ACT}$
<b>Potencia total de venta del ingenio con el ORC (MW)</b>	<b>2.96</b>	<b><math>W_{RED\ TOT}</math></b>
<b>Aumento de potencia para venta a la red eléctrica</b>	<b>97.34%</b>	<b><math>AUM, W_{RED}</math></b>

*Fuente: Elaboración propia.*

#### **4.1.1.3.2. Influencia térmica del ORC en la recuperación de calor del vapor de escape**

El ahorro de vapor obtenido en el área de trapiche debido a la electrificación de los molinos N°4 y N°5, nos permite recuperar calor desaprovechado debido a que el vapor de escape debe estar en estado saturado en elaboración a 120°C

Se realizó un balance de energía en la tubería de escape donde se unen los vapores de escape, el cual se hizo con las propiedades del vapor de los escapes de presión y temperatura (Anexo 38), considerando que en la Ec. (44) y (45) se calcula con la Ec. (43) la entalpía del saturador:

$$\dot{m}_{TGNVO} = (56,19 + 10,51) \text{Ton/h} * \left( \frac{1000 \text{ kg}}{\text{Ton}} \right) / \left( \frac{3600 \text{ s}}{\text{h}} \right) = 18.53 \text{ kg/s}$$

$$\dot{m}_{TRANVO} = (25,45 - 10,51) \text{Ton/h} * \left( \frac{1000 \text{ kg}}{\text{Ton}} \right) / \left( \frac{3600 \text{ s}}{\text{h}} \right) = 4.15 \text{ kg/s}$$

**Tabla 19**

*Balance de energía del vapor de escape total en el ingenio con la implementación del ORC (sistema gases de escape) para electrificación de los molinos N°4 y N°5.*

ÁREA	P (PSI)	T (°C)	$m_{v,\text{área}}$ (kg/s)	$h_{(T^{\circ}\text{C})}$ (kJ/kg)	$E_{\text{área}}$ (kW)
TURBOGENERADOR	20	125	18.53	2722.72	50441.569
ESTACIÓN REDUCTORA	18	125	0.76	2734.96	2077.283
TRAPICHE	18	235	4.15	2947.87	12240.099
TURBO BOMBA W600	18	235	0.85	2947.87	2508.336
DESAIREADOR	18	125	0.59	2734.96	1610.503
ELABORACIÓN (saturador)	15	<b>146.44</b>	23.7	<b>2770.34</b>	65656.784

*Fuente: Elaboración propia.*

**Tabla 20**

*Cálculo del flujo calorífico disponible con la implementación del ORC (sistema gases de escape) para electrificación de los molinos N°4 y N°5.*

<b>CÁLCULO DEL FLUJO CALORÍFICO DISPONIBLE CON EL ORC</b>		
Flujo másico del vapor de escape de elaboración (kg/s)	23.70	$m_{\text{vap,elab}}$
Entalpía de entrada al saturador (kJ/kg)	2770.34	$h_{\text{ent,SAT}}$
Temperatura de entrada a elaboración (°C)	120	$T_{\text{sal,SAT}}$
Entalpía de salida al saturador (kJ/kg)	2705.96	$h_{\text{sal,SAT}}$
<b>Flujo calorífico disponible del escape con el ORC (kW)</b>	<b>1525.74</b>	<b><math>Q_{\text{disp esc,ORC}}</math></b>

*Fuente: Elaboración propia.*

El calor disponible actual del ingenio se obtuvo de un balance de energía en el saturador (Anexo 33), el cual es 2141.01 kW, con lo cual, haciendo una comparación con la Ec. (46) se determina el calor recuperado del vapor de escape con el ORC, y finalmente con la Ec. (47) se determina la eficiencia de recuperación del flujo de calor disponible del ingenio:

**Tabla 21**

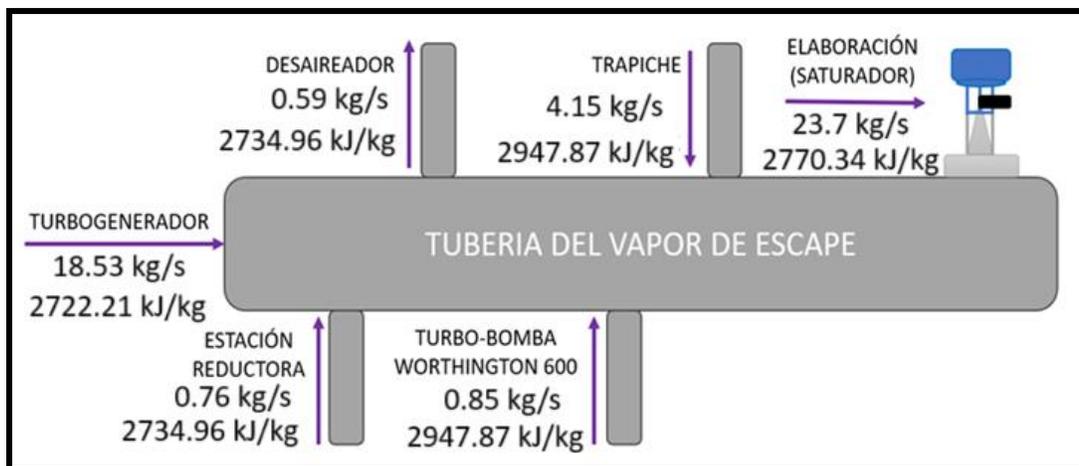
*Influencia del ORC (sistema gases de escape) para electrificación de los molinos N°4 y N°5 en la recuperación de calor disponible del vapor de escape.*

<b>INFLUENCIA DEL ORC EN LA RECUPERACIÓN DE CALOR DEL ESCAPE</b>		
Flujo calorífico recuperado del escape con el ORC (kW)	615.27	$Q_{rec\ esc, ORC}$
Flujo calorífico disponible del escape actual (kW)	2141.01	$Q_{disp\ esc, ACT}$
<b>Eficiencia de la recuperación de calor disponible del escape</b>	<b>28.74%</b>	<b><math>\eta_{Q\ disp\ rec, esc}</math></b>

*Fuente: Elaboración propia.*

**Figura 26**

*Balance de energía del vapor de escape total en el ingenio con la implementación del ORC (sistema gases de escape) para electrificación de los molinos N°4 y N°5.*



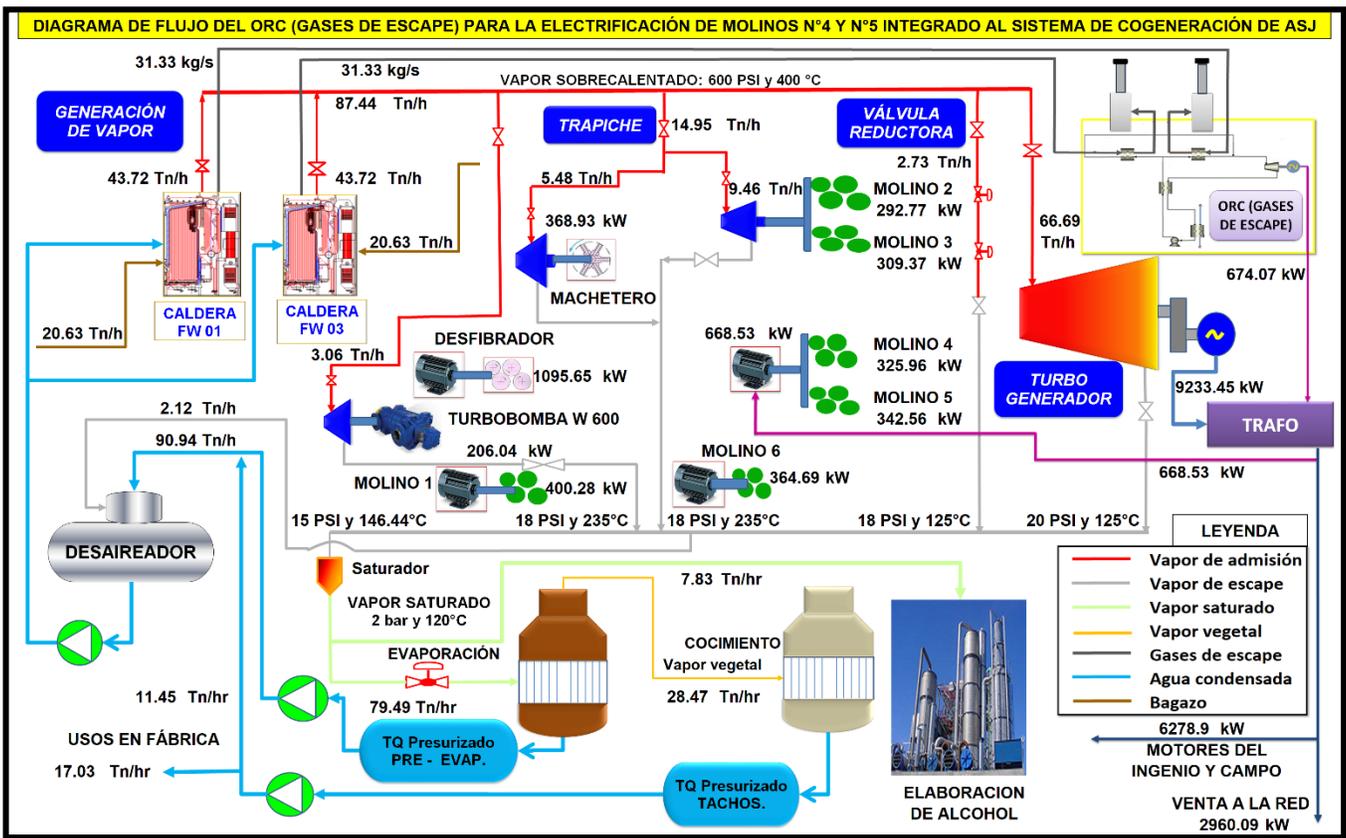
*Fuente: Elaboración propia.*

#### 4.1.1.4. Diagrama de flujo del ORC (sistema gases de escape) para la electrificación de los molinos N°4 y N°5 en la cogeneración

Una vez obtenidas la influencia eléctrica y térmica de la incorporación del ORC (GASES DE ESCAPE) – ELEC (MOLINOS N°4/ N°5), la cogeneración se ha optimizado al disminuir la temperatura del vapor de escape que ingresa a elaboración y al aumentar la producción de potencia para la venta a la red eléctrica. El diagrama de cogeneración se aprecia en la Figura 27:

**Figura 27**

Diagrama de flujo del sistema de cogeneración de Agroindustrias San Jacinto con el ORC con sistema de gases de escape para la electrificación de los molinos N°4 y N°5.



Fuente: Adaptada de Oficina de Generación de vapor en Agroindustrias San Jacinto S.A.A.

#### 4.1.1.5. Análisis exergético del ORC

Se evaluará la exergía de todos los equipos del ORC, usando las ecuaciones desde la Ec. (125) hasta la Ec. (132), como se describió en el capítulo 3.6, para analizar las irreversibilidades de los procesos termodinámicos y calcular la eficiencia exergética.

**Tabla 22**

*Entropías del benceno en el ORC (gases de escape).*

<b>ENTROPIAS (kJ/kg-K)</b>	
S <sub>1</sub>	-0.22201
S <sub>2</sub>	-0.2217
S <sub>2a</sub>	-0.00057
S <sub>5</sub>	1.3
S <sub>6</sub>	1.354
S <sub>6a</sub>	1.147

*Fuente: Elaboración propia.*

Ahora se procede a calcular la exergía de los componentes del ORC (sistema gases de escape):

**Tabla 23**

*Exergía de los componentes del ORC (sistema gases de escape).*

<b>COMPONENTES</b>	<b>EVAPORADORES</b>	<b>CONDENSADOR</b>	<b>TURBINA</b>	<b>BOMBA</b>
T <sub>amb</sub> (°C)	25	25	25	25
m <sub>ben,ORC</sub> (kg/s)	6.38	6.38	6.38	6.38
S <sub>entrada</sub> (kJ/kg-K)	-0.00057	1.147	1.338	-0.22201
S <sub>salida</sub> (kJ/kg-K)	1.3	-0.22201	1.354	-0.2217
T <sub>f</sub> (K)	468	297	-	-
<b>Ex<sub>evap</sub> (kW)</b>	<b>350.695</b>	<b>140.258</b>	<b>30.420</b>	<b>0.589</b>

*Fuente: Elaboración propia.*

**Tabla 24***Exergía en el recuperador de calor del ORC (gases de escape).*

<b>RECUPERADOR DE CALOR</b>	
$T_{amb}$ (°C)	25
$m_{ben}$ (kg/s)	6.38
$s_{6a}$ (kJ/kg-K)	1.147
$s_{2a}$ (kJ/kg-K)	-0.00057
$s_6$ (kJ/kg-K)	1.354
$s_2$ (kJ/kg-K)	-0.2217
<b>Ex<sub>rec</sub> (kW)</b>	<b>26.865</b>

*Fuente: Elaboración propia.*

Finalmente determinamos la eficiencia exergética. Aplicando la Ec. (133):

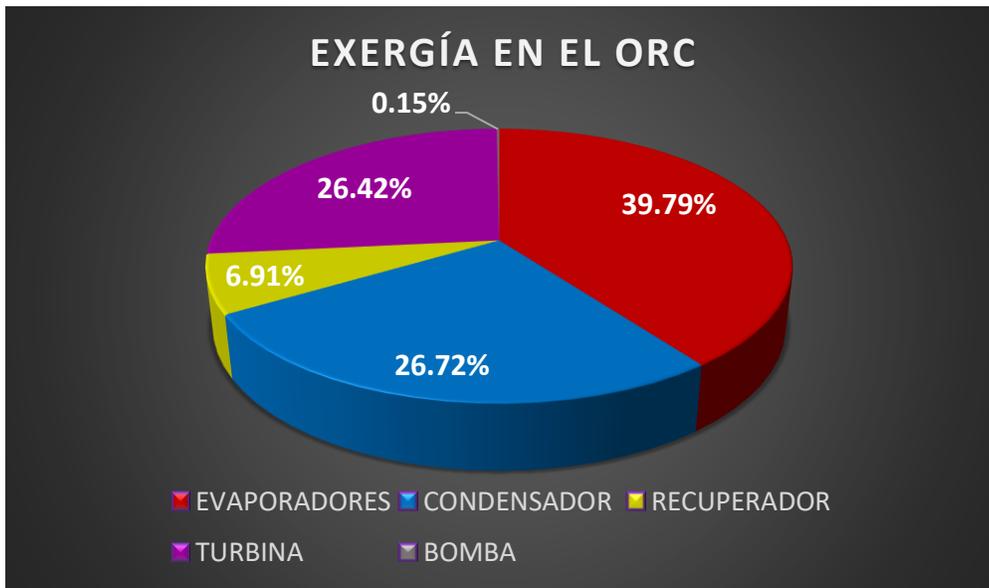
**Tabla 25***Eficiencia exergética del ORC (sistema gases de escape).*

<b>ANÁLISIS EXERGÉTICO</b>	
EX <sub>TOTAL-G.E.</sub> (kW)	388.545
W <sub>ter,ORC</sub> (kW)	710.87
<b>η<sub>EXER-G.E.</sub></b>	<b>64.66%</b>

*Fuente: Elaboración propia.*

**Figura 28**

*Porcentajes de exergía de los equipos del ORC (sistema gases de escape).*



*Fuente: Elaboración propia.*

Los porcentajes de exergía de los componentes del ORC y la eficiencia exergética son similares a los obtenidos por Ribeiro, A. 2010, por lo cual se concluye que el proceso del ORC con el benceno no es afectado por las irreversibilidades.

#### **4.1.1.6. Diseño de los intercambiadores de calor del ORC (gases de escape).**

Debido a la gran extensión de estos cálculos (que abarcan todo el capítulo 3 desde la Ec. (48) hasta la Ec. (124), el desarrollo de sus cálculos se encuentra desde el Anexo 4 hasta el Anexo 15, presentándose en este capítulo solo el resumen del diseño, también para las resistencias se usó la tabla del Anexo 39. Las propiedades del benceno en función de presión y temperatura se determinan según las tablas de Goodwin, R., 1988; Avgeri et al., 2014 y Tanaka et al., 1988. Cabe mencionar que los gases de escape y el agua de enfriamiento tendrán su presión a condiciones estándar, es decir 101,325 kPa.

**Tabla 26**

*Dimensionamiento del evaporador y recuperador de calor en el ORC (sistema gases de escape).*

<b>INTERCAMBIADORES</b>	<b>EVAPORADORES</b>	<b>RECUPERADOR</b>
<b>Área total de transferencia de calor (m<sup>2</sup>)</b>	<b>178.3</b>	<b>52.84</b>
Longitud total por tubería (m)	6.19	1.08
Número de tubos	540	914
Distancia entre aletas (m)	0.16	0.2
Cantidad de aletas	38	5
Diámetro interior de la tubería (mm)	9	9
Diámetro exterior de la tubería (mm)	17	17
Ancho del evaporador (m)	3.12	3
Altura del evaporador (m)	0.8	0.8
Largo del evaporador (m)	6.19	1.08
Paso transversal (mm)	85	68
Paso longitudinal (mm)	42.5	34
Caída de presión de las tuberías (kPa)	0.468	0.021
Caída de presión de los gases de escape (kPa)	0.01	-
Caída de presión del vapor de benceno (kPa)	-	0.045

*Fuente: Elaboración propia.*

Las caídas de presión en las tuberías, de los gases de escape y del vapor de benceno tienen valores adecuados ya que representan menos del 10% de sus respectivas presiones.

**Tabla 27**

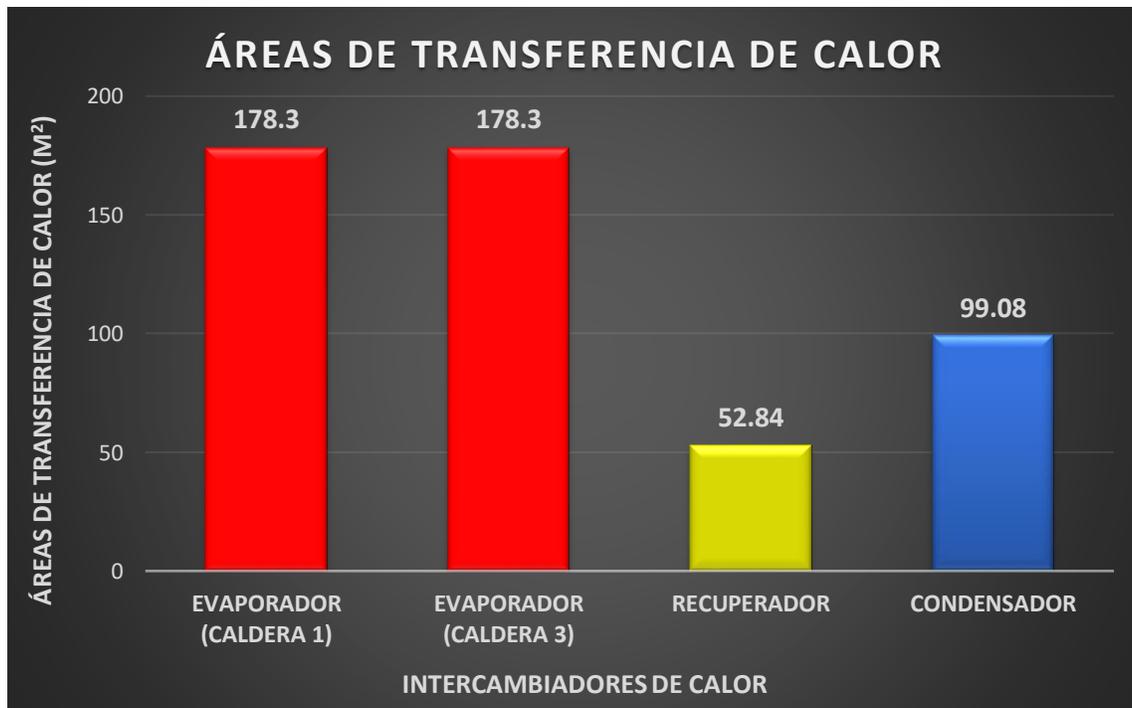
*Dimensionamiento del condensador en el ORC (sistema gases de escape).*

<b>CONDENSADOR DEL ORC</b>	
Área total de transferencia de calor (m <sup>2</sup> )	<b>99.08</b>
Número de placas	19
Distancia entre placas (m)	0.015
Ancho de la placa (m)	1.5
Largo de la placa (m)	2.8
Espesor de la placa (m)	0.002
Ángulo chevron	60
Caída de presión (kPa)	4.658
Flujo másico del agua de refrigeración (gpm)	1295.74

*Fuente: Elaboración propia.*

**Figura 29**

*Áreas de los intercambiadores de calor del ORC (sistema gases de escape).*



*Fuente: Elaboración propia.*

**4.1.2. Evaluación económica del ORC (gases de escape) para la electrificación de los equipos a vapor en trapiche**

Se evaluará los beneficios técnicos y económicos con los costos de instalación y de operación para determinar la rentabilidad del ORC, para los cálculos se considera el cambio de sol a dólar 3,7, un interés del 12% y un periodo de tiempo de 20 años al proyecto.

**4.1.2.1. Beneficio anual del proyecto**

**4.1.2.1.1. Ingreso por venta de energía del proyecto a la red**

La principal ventaja del proyecto de electrificación de los molinos N°4 y N°5 con suministro del ORC es la potencia generada para la venta a la red, además de la que ya se vende del turbogenerador. Para el tiempo de operación anual en el ORC se considera el tiempo útil promedio de los últimos diez años (ver Anexo 34) en donde al alterarse el proceso en elaboración se altera el flujo de vapor en el ingenio, traduciéndose en una disminución de los gases de escape. El tiempo de operación anual no considerar el tiempo perdido de las áreas de elaboración, falta de caña entre otras causas. Se consideran los siguientes parámetros:

$$t_{op,ANUAL} = 6\ 416,282 \text{ horas/año y } C_{E/MWh} = 215 \text{ S./MWh y aplicando (134):}$$

**Tabla 28**

*Ingreso de energía vendida anual a la red eléctrica en el ORC (sistema gases de escape) para electrificación de los molinos N°4 y N°5.*

<b>VENTA DE POTENCIA DEL PROYECTO A LA RED</b>		
Potencia para venta a red del proyecto (MW)	1.460	$W_{RED\ PRO}$
Costo de la energía vendida (S./MWh)	215	$C_{venta\ ENER}$
Tiempo de operación anual promedio (horas/año)	6416.282	$t_{op,ANUAL}$
<b>Ingreso de energía vendida del proyecto al año (S./año)</b>	<b>2014192.96</b>	<b><math>B_{ENER\ PROY}</math></b>

*Fuente: Elaboración propia.*

#### 4.1.2.1.2. Ingreso por mercado de carbono

Aplicando las Ec. (135), (136) y (137) en el capítulo 3.6.1.2

**Tabla 29**

*Bono de carbono en el ORC (sistema gases de escape) para electrificación de los molinos N°4 y N°5.*

<b>BONO DE CARBONO (CON EL PROYECTO)</b>		
Factor de Margen Combinado (Ton CO <sub>2</sub> / MWh)	0.547	F <sub>MC</sub>
Energía excedente anual con influencia del ORC (MWh/año)	9368.34	E <sub>EXC, ANUAL ORC</sub>
Emisiones de CO <sub>2</sub> (Ton CO <sub>2</sub> / año)	5124.482	Em <sub>CO2</sub>
Precio de la Tonelada de CO <sub>2</sub> (\$/Ton CO <sub>2</sub> )	15	p <sub>u</sub> TON/CO <sub>2</sub>
Ingreso por bono de carbono (\$/año)	76867.224	B <sub>CARBONO</sub>
<b>Ingreso por bono de carbono (\$./año)</b>	<b>284408.73</b>	<b>B<sub>CARBONO</sub></b>

*Fuente: Elaboración propia.*

#### 4.1.2.1.3. Beneficio anual total del proyecto:

Aplicando (138):

$$B_{ANUAL,PROY} = (2\ 014\ 192,96 + 284\ 408,73)S./año = 2\ 298\ 601,69\ S./año$$

#### 4.1.2.2. Costo de inversión del proyecto

Los equipos principales que conformarían el ORC serán evaluados según la metodología vista en el capítulo 3.7.2

##### 4.1.2.2.1. Costo de inversión del ORC

Como se apreció en el capítulo 4.1.1.4.4 de los equipos ORC, el flujo másico del agua de enfriamiento es de 1295,74 gpm, lo cual es conveniente desde el punto de vista de la inversión, ya que en Agroindustrias San Jacinto se encuentra disponible una unidad de las torres de enfriamiento Marley de 1530 gpm de capacidad (ver Anexo 40), por tanto, no habrá necesidad de comprar una torre de enfriamiento. Se procede con el cálculo del costo de inversión:

- Se empieza calculando el  $C_{COMP}$  de los intercambiadores de calor, aplicando las Ec. (139), Ec. (145) y (146) y la Tabla 5 para los coeficientes:

**Tabla 30**

*Costo de los evaporadores, recuperador de calor y condensador del ORC (sistema gases de escape).*

<b>INTERCAMBIADORES DE CALOR</b>	<b>EVAPORADORES</b>	<b>RECUPERADOR DE CALOR</b>	<b>CONDENSADOR</b>
A (m <sup>2</sup> )	178.3	52.84	99.08
K <sub>1</sub>	4.3247	4.3247	4.6656
K <sub>2</sub>	-0.303	-0.303	-0.1577
K <sub>3</sub>	0.1634	0.1634	0.1547
C <sub>pi</sub> (\$)	29557.006	19395.976	92715.35
P (kPa)	557.306	290.773	24.24
C <sub>1</sub>	-0.00164	0	0
C <sub>2</sub>	-0.00627	0	0
C <sub>3</sub>	0.0123	0	0
F <sub>pi</sub>	1.185	1.000	1
B <sub>1</sub>	1.63	1.63	0.96
B <sub>2</sub>	1.66	1.66	1.21
F <sub>M</sub>	1.25	1.25	1
<b>C<sub>COMP</sub> (\$)</b>	<b>241769.50</b>	<b>71862.09</b>	<b>201192.31</b>

*Fuente: Elaboración propia.*

- Luego se calcula el  $C_{COMP}$  de los equipos eléctricos aplicando las Ec. (140), Ec. (141), Ec. (145) y (146):

**Tabla 31**

*Costo de la turbina, bomba, motor de la bomba y del generador eléctrico del ORC (sistema gases de escape).*

<b>EQUIPOS ELÉCTRICOS</b>	<b>BOMBA</b>	<b>TURBINA</b>	<b>GENERADOR ELÉCTRICO</b>	<b>MOTOR DE LA BOMBA</b>
W (kW)	4.66	715.53	679.75	5.68
K <sub>1</sub>	3.3892	2.2476	-	1.956
K <sub>2</sub>	0.0536	1.4965	-	1.7142
K <sub>3</sub>	0.1538	-0.1618	-	-0.2282
C <sub>pi</sub> (\$)	3116.98	158876.09	29436.29	1315.98
P (kPa)	290.77	-	-	-
C <sub>1</sub>	0	0	-	-
C <sub>2</sub>	0	0	-	-
C <sub>3</sub>	0	0	-	-
F <sub>pi</sub>	1	1	-	-
B <sub>1</sub>	1.89	-	-	-
B <sub>2</sub>	1.35	-	-	-
F <sub>M</sub>	1.5	1	-	-
<b>C<sub>COMP</sub> (\$)</b>	<b>12202.98</b>	<b>524291.08</b>	<b>44154.43</b>	<b>1973.97</b>

*Fuente: Elaboración propia.*

- Se aplica la Ec. (142):

**Tabla 32**

*Costos del fluido de trabajo del ORC (sistema gases de escape).*

<b>FLUIDO DE TRABAJO</b>	
m <sub>ben</sub> (kg)	6.38
C <sub>pi</sub> (\$)	140.36
<b>C<sub>COMP</sub> (\$)</b>	<b>175.45</b>

*Fuente: Elaboración propia.*

- Se aplica la Ec. (143):

**Tabla 33**

*Costos de la tubería estimada del ORC (sistema gases de escape).*

<b>TUBERÍA</b>	
<b>ESTIMADA</b>	
$d_e$ (mm)	17
$L_{tub}$ (m)	500
<b><math>C_{COMP}</math> (\$)</b>	<b>2456.85</b>

*Fuente: Elaboración propia.*

- Se aplica la Ec. (144):

**Tabla 34**

*Costos del control del sistema del ORC (sistema gases de escape).*

<b>CONTROL DE SISTEMA</b>	
HARD	300
SIST	500
<b><math>C_{COMP}</math> (\$)</b>	<b>880</b>

*Fuente: Elaboración propia.*

Con los costos de todos los componentes del ORC se procede a calcular el costo de inversión de la implementación del ORC, con la Ec. (147), Ec. (150):

**Tabla 35**

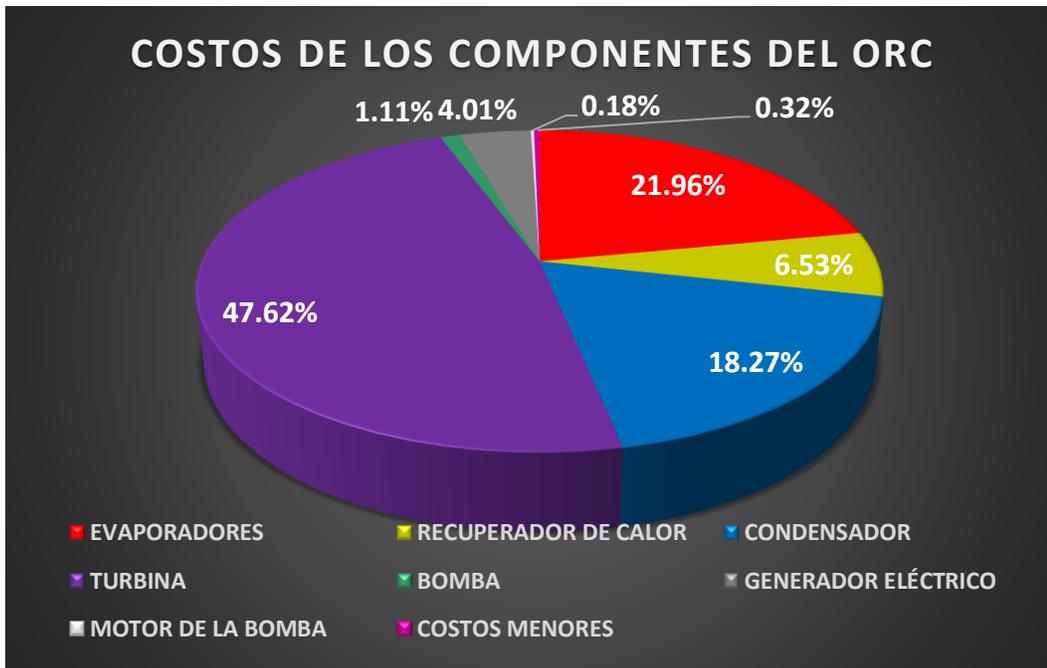
*Cálculos de inversión en el ORC (sistema gases de escape).*

<b>CÁLCULO DE INVERSIÓN DE LA IMPLEMENTACIÓN DEL ORC</b>		
$C_{INV, ORC}$	Costo de la inversión del ORC (\$)	1100958.65
$C_{INV, ORC}$	Costo de la inversión del ORC (S/.)	4073547.02
$C_{OG}$	Costo anual por operación y mantenimiento (S/.)	61103.21

*Fuente: Elaboración propia.*

**Figura 30**

Porcentajes de costos de los componentes del ORC (sistema gases de escape).



Fuente: Elaboración propia.

Se aprecia en la Figura 30, que el componente del ORC que mayor costo tiene con diferencia es la turbina, seguido de los evaporadores y del condensador.

#### **4.1.2.2.2. Costo de la electrificación de los molinos de trapiche**

Como solo se puede cubrir la demanda de vapor de la turbina de los molinos N°4 y N°5, para que puedan recibir la potencia del ORC, por lo cual, tras consultar con jefatura del área de trapiche, se establecen los componentes a implementar y sus costos:

**Tabla 36***Costos de electrificación de los molinos N°4 y N°5.*

ÍTEM	PARTIDA	P. U. US\$	CTD	P. U. PEN	PARCIAL (S/.)	SUB TOTAL (S/.)
<b>1</b>	<b>Equipo de proceso</b>					<b>2930400</b>
	Motor Eléctrico 4160V - 700_kW@900_rpm, 8 polos, f.s: 1.15, IP55	180000	1	666000	666000	
	Variador de Velocidad de Media Tensión 740_kW, 1200_hp	350000	1	1295000	1295000	
	Conjunto de Convertidor Oscilante (Acoplamiento Flexible) para Molino	100000	1	370000	370000	
	Imprevistos (5%)	162000	1	599400	599400	
<b>2</b>	<b>Obras civiles</b>					<b>155400</b>
	Obras civiles de Cimentación para Conjunto Motor, Reductor, Convertidor Oscilante	40000	1	148000	148000	
	Imprevistos (5%)	2000	1	7400	7400	
<b>3</b>	<b>Servicios e Instalaciones</b>					<b>346704.21</b>
	Instalaciones Eléctricas	40000	1	148000	148000	
	Instalaciones Mecánicas	51370.51	1	190070.8798	190070.8798	
	Imprevistos (5%)	2333.33	1	8633.333333	8633.333333	

*Fuente: Área de trapiche de Agroindustrias San Jacinto.*

Según jefatura de trapiche, el costo anual de mantenimiento de estos equipos es de 20 000 \$, con

Se obtiene el costo total de la inversión de la electrificación:

**Tabla 37**

*Costos finales de la electrificación de los molinos N°4 y N°5.*

<b>COSTO TOTAL DE LA ELECTRIFICACIÓN (S/.)</b>	<b>3432504.21</b>
COSTO ANUAL POR MANTENIMIENTO (\$)	20000
<b>COSTO ANUAL POR MANTENIMIENTO (S/.)</b>	<b>74000</b>

*Fuente: Área de trapiche de Agroindustrias San Jacinto.*

#### **4.1.2.2.3. Costo total del proyecto**

Aplicando la Ec. (148):

$$C_{INV,PRO} = (4\,073\,547,02 + 3\,432\,504,21)S/. = 7\,506\,051,23 S/.$$

#### **4.1.2.3. Flujo de Caja anual**

Aplicando la Ec. (149):

$$F_{ANUAL} = (2\,298\,601,69 - 61\,113,21 - 74\,000)S/./año = 2\,163\,498,48 S/./año$$

#### **4.1.2.4. Tasa de descuento**

En Agroindustrias San Jacinto S.A.A. se suele trabajar con el 12% en las inversiones.

#### **4.1.2.5. Determinación del PRI simple**

Para el Periodo de Retorno de Inversión simple se utiliza la Ec. (152):

$$PRI_{SIMPLE} = \frac{7\,506\,051,23 S/.}{2\,163\,498,48 S/.} = 3,47 \text{ años}$$

Es decir, la recuperación de capital se retorna en 3 años y 5 meses.

#### **4.1.2.6. Determinación del PRI real**

Para el Periodo de Retorno de Inversión real se utiliza la Ec. (153):

$$PRI_{REAL} = \frac{\ln \left[ \frac{2\,163\,498,48}{2\,163\,498,48 - 0,12(7\,506\,051,23)} \right]}{\ln[1 + 0,12]} = 4,75$$

Es decir, la inversión con intereses se retorna en 4 años y 9 meses.

#### 4.1.2.7. Determinación del VAN

Se aplica la Ec. (154):

$$VAN = \left( \sum_{t=1}^n \frac{2\,163\,498,48}{(1+0,12)^{10}} - 7\,506\,051,23 \right) S/.$$

$$VAN = 8\,654\,078,7 S/.$$

#### 4.1.2.8. Determinación de la relación B/C

Se aplica la Ec. (150) y Ec. (155)

$$C_{ANUAL} = (61\,113,21 + 74\,000) S./año = 135\,113,21 S./año$$

$$B/C = \frac{\sum_{i=1}^n \frac{2\,298\,601,69}{(1+0,12)^{20}}}{\sum_{i=1}^n \frac{135\,113,21}{(1+0,12)^{20}} + 7\,506\,051,23}$$

$$B/C = 2,02$$

#### 4.1.2.9. Determinación del TIR

Para la Tasa Interna de Retorno se utiliza la Ec (157):

$$VAN = 0 = \left( \sum_{t=1}^n \frac{2\,163\,716,99}{(1+TIR)^{20}} - 7\,491\,484,3 \right)$$

$$TIR = 28,64 \%$$

## 4.2. ANÁLISIS DEL ORC (GASES DE ESCAPE) PARA VENTA DIRECTA DE POTENCIA A LA RED ELÉCTRICA

Con el propósito de realizar una menor inversión, se propone no electrificar los molinos de trapiche, y que el ORC suministre su potencia para venta directa a la red, considerando que la Agroindustria San Jacinto no suele hacer inversiones demasiado elevadas. Para resumir se le abrevia: **ORC (GASES DE ESCAPE) – VENTA DIRECTA (RED ELEC).**

**4.2.1. Evaluación técnica del ORC (gases de escape) para la venta directa de potencia a la red eléctrica**

La evaluación técnica es la misma que se vio en el capítulo 4.1, con la obvia excepción que en este escenario no hay electrificación en trapiche, por lo cual lo único diferente es la influencia del ORC en la venta a la red, no habrá tampoco recuperación de calor disponible, por lo cual:

$$\dot{W}_{RED,PRO} = \dot{W}_{elec,ORC}$$

**4.2.1.1. Influencia del ORC (sistema gases de escape) en la venta a la red**

Calculándose de la misma forma que en el capítulo 4.1.1.3.1:

**Tabla 38**

*Influencia del ORC (sistema gases de escape) para la venta directa a la red eléctrica.*

<b>INFLUENCIA DEL ORC EN LA VENTA DIRECTA A LA RED ELÉCTRICA</b>		
Potencia del ORC para venta a la red eléctrica (MW)	0.674	$W_{RED\ PRO}$
Potencia actual para la venta a la red eléctrica (MW)	1.5	$W_{RED\ ACT}$
<b>Potencia total de venta con incorporación del ORC (MW)</b>	<b>2.174</b>	$W_{RED\ TOT}$
<b>Aumento de la potencia para venta a la red eléctrica</b>	<b>44.94%</b>	<b>AUM, <math>W_{RED}</math></b>

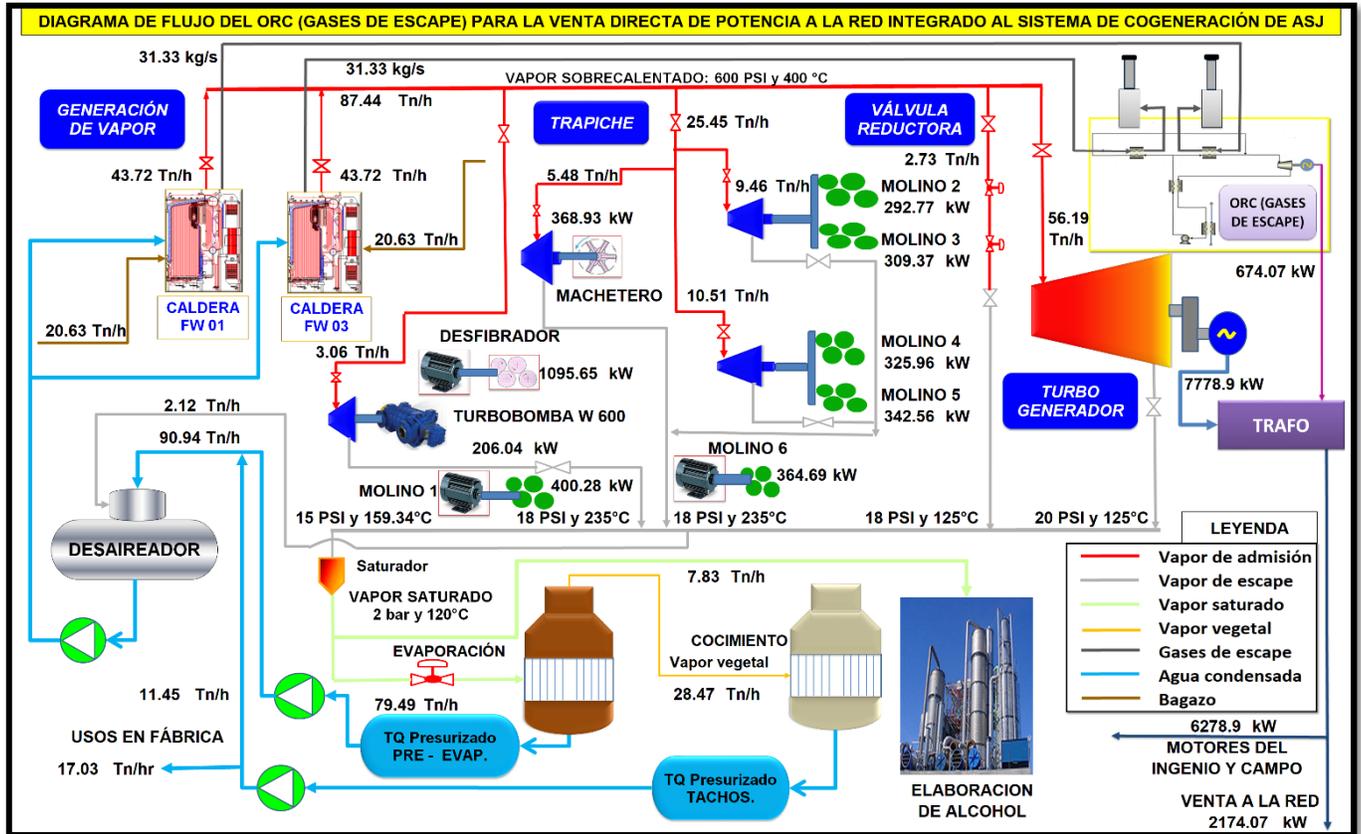
*Fuente: Elaboración propia.*

**4.2.1.2. Diagrama de flujo del ORC (sistema gases de escape) para la venta de potencia a la red eléctrica en la cogeneración**

Una vez obtenidas la influencia eléctrica y térmica de la incorporación del ORC (GASES DE ESCAPE) – VENTA DIRECTA (RED ELEC) la cogeneración se ha optimizado solamente al aumentar la producción de potencia para la venta a la red eléctrica. El diagrama de cogeneración se aprecia en la Figura 31:

**Figura 31**

Diagrama de flujo del sistema de cogeneración de Agroindustrias San Jacinto con el ORC con sistema de gases de escape para venta directa de potencia a la red eléctrica.



Fuente: Adaptada de la Oficina de Generación de vapor en Agroindustrias San Jacinto S.A.A.

#### 4.2.2. Evaluación económica del ORC (gases de escape) para la venta directa de la potencia a la red eléctrica

La evaluación económica varía en el beneficio anual del proyecto, debido a que ahora la potencia del ORC será usada para la venta directa a la red eléctrica.

##### 4.2.2.1. Beneficio anual del proyecto

Se calcula de la misma forma que en el capítulo 4.1.2.1.

#### 4.2.2.1.1. Ingreso por venta de energía del proyecto a la red

**Tabla 39**

*Ingreso de energía directa vendida anual del ORC (sistema gases de escape) para venta directa a la red eléctrica.*

<b>VENTA DE POTENCIA DEL PROYECTO A LA RED</b>		
Potencia para venta a red del proyecto (MW)	0.674	$W_{RED\ PRO}$
Costo de la energía vendida (S./MWh)	215	$C_{venta\ ENER}$
Tiempo de operación anual promedio (horas/año)	6416.282	$t_{op,ANUAL}$
<b>Ingreso de energía vendida del proyecto al año (S./año)</b>	<b>929879.99</b>	<b><math>B_{ENER\ PROY}</math></b>

*Fuente: Elaboración propia.*

#### 4.2.2.1.2. Ingreso por mercado de carbono

**Tabla 40**

*Bono de carbono del ORC (sistema gases de escape) para venta directa a la red eléctrica.*

<b>BONO DE CARBONO (CON EL PROYECTO)</b>		
Factor de Margen Combinado (Ton CO <sub>2</sub> / MWh)	0.547	$F_{MC}$
Energía excedente anual con influencia del ORC (MWh/año)	4325.02	$E_{EXC, ANUAL\ ORC}$
Emisiones de CO <sub>2</sub> (Ton CO <sub>2</sub> / año)	2365.788	$Em_{CO_2}$
Precio de la Tonelada de CO <sub>2</sub> (\$/Ton CO <sub>2</sub> )	15	$p_u\ TON/CO_2$
Ingreso por bono de carbono (\$/año)	35486.815	$B_{CARBONO}$
<b>Ingreso por bono de carbono (S./año)</b>	<b>131301.22</b>	<b><math>B_{CARBONO}</math></b>

*Fuente: Elaboración propia.*

#### 4.2.2.1.3. Beneficio total anual del proyecto

Aplicando (138):

$$B_{ANUAL,PROY} = (929\ 879,99 + 131\ 301,22)S./año = 1\ 061\ 181,21\ S./año$$

#### 4.2.2.2. Costo de inversión del proyecto

Sería solamente el costo de inversión del ORC, visto en el capítulo 4.1.2.2.1.

$$C_{INV,PRO} = 4\,073\,547,02 \text{ S/}.$$

#### 4.2.2.3. Flujo de Caja anual

El costo de mantenimiento será el mismo que el visto en la Tabla 37. Aplicando la Ec. (149):

$$F_{ANUAL} = (1\,061\,181,21 - 61\,103,21)\text{S/./año} = 1\,000\,078 \text{ S/./año}$$

#### 4.2.2.4. Tasa de descuento

En Agroindustrias San Jacinto se suele trabajar con el 12% en las inversiones.

#### 4.2.2.5. Determinación del PRI simple

Para el Periodo de Retorno de Inversión simple se utiliza la Ec. (152)

$$PRI_{SIMPLE} = \frac{4\,073\,547,02 \text{ S/}}{1\,000\,078 \text{ S/}} = 4,07 \text{ años}$$

Es decir, la recuperación de capital se retorna en 4 años.

#### 4.2.2.6. Determinación del PRI real

Para el Periodo de Retorno de Inversión real se utiliza la Ec. (153)

$$PRI_{REAL} = \frac{\ln\left[\frac{1\,000\,078}{1\,000\,078 - 0,12(4\,073\,547,02)}\right]}{\ln[1 + 0,12]} = 5,92$$

Es decir, la inversión con intereses se retorna en 5 años y 11 meses.

#### 4.2.2.7. Determinación del VAN

Se aplica la Ec. (154):

$$VAN = \left( \sum_{t=1}^n \frac{1\,000\,078}{(1+0,12)^t} - 4\,073\,547,02 \right) \text{S/}.$$

$$VAN = 3\,396\,479,22 \text{ S/}.$$

#### 4.2.2.8. Determinación de la relación B/C

Se aplica la Ec. (156)

$$B/C = \frac{\sum_{i=1}^n \frac{1\ 061\ 181,21}{(1+0,12)^{20}}}{\sum_{i=1}^n \frac{61\ 103,21}{(1+0,12)^{20}} + 4\ 073\ 547,02}$$

$$B/C = 1,75$$

#### 4.2.2.9. Determinación del TIR

Para la Tasa Interna de Retorno se utiliza la Ec (157):

$$VAN = 0 = \left( \sum_{t=1}^n \frac{1\ 000\ 078}{(1+TIR)^{20}} - 4\ 073\ 547,02 \right)$$

$$TIR = 24,23 \%$$

### 4.3. ANÁLISIS DEL ORC (SISTEMA UNIFICADO) PARA LA ELECTRIFICACIÓN DE LOS EQUIPOS A VAPOR DEL ÁREA DE TRAPICHE

Como ya se ha mencionado en el capítulo 3.8, el ORC también puede tener la configuración con sistema unificado, usando como fuente adicional de calor, el nuevo flujo de vapor de escape de trapiche, debido al ahorro de vapor que se obtuvo en el escenario visto en el capítulo 4.1, del ORC. También debido al análisis hecho en el capítulo 4.1.1.2 este escenario será nombrado: ORC con sistema unificado para electrificación de molinos N°4 y N°5 [**ORC (UNIFICADO) – ELEC (MOLINOS N°4/ N°5)**].

#### 4.3.1. *Evaluación técnica del ORC (sistema unificado) para la electrificación de los molinos N°4 y N°5 de trapiche*

##### 4.3.1.1. Balance de energía

Para iniciar con este balance de energía, iniciamos con el algoritmo visto en el capítulo 3.7.5.

##### 4.3.1.1.1. *Condiciones principales de operación.*

Estas condiciones serán las mismas que vistas en el capítulo 4.1.1.1.1, con la diferencia de que ahora la temperatura de sobrecalentamiento del benceno será 195 °C en lugar de 185 °C y que ahora la temperatura de los gases de escape será el estado 8.

**Tabla 41***Condiciones principales de operación en el ORC (sistema unificado).*

<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN PRINCIPALES</b>		
T <sub>9</sub>	<b>Temperatura de entrada de los gases de escape (°C)</b>	<b>195</b>
T <sub>11</sub>	Temperatura de salida de los gases de escape (°C)	145
m <sub>ge</sub>	<b>Flujo másico de los gases de escape (kg/s)</b>	<b>31.33</b>
T <sub>3</sub>	Temperatura de evaporación del benceno (°C)	148
T <sub>5</sub>	Temperatura de sobrecalentamiento del benceno (°C)	195
P <sub>evap</sub>	<b>Presión de evaporación del benceno (kPa)</b>	<b>557.306</b>
T <sub>7</sub>	Temperatura de condensación del benceno (°C)	40
P <sub>cond</sub>	<b>Presión de condensación del benceno (kPa)</b>	<b>24.239</b>
T <sub>12</sub>	Temperatura de entrada del agua de enfriamiento (°C)	24
T <sub>14</sub>	Temperatura de salida del agua de enfriamiento (°C)	32

*Fuente: Elaboración propia.***4.3.1.1.2. Cálculo del balance de energía**

Calculamos la entalpía de la misma forma visto en el capítulo 4.1.1.1.2.

**Tabla 42***Cálculo de entalpías de la turbina en el ORC (sistema unificado).*

<b>EQUIPOS</b>	<b>TURBINA</b>	<b>BOMBA</b>
Entalpía de entrada del benceno (kJ/kg)	555.932	-74.022
Entalpía de salida isoentrópica del benceno (kJ/kg)	420.325	-73.401
Eficiencia (%)	85%	85%
<b>Entalpía de salida real del benceno (kJ/kg)</b>	<b>440.666</b>	<b>-73.29</b>

*Fuente: Elaboración propia.*

**Tabla 43**

*Balance en recuperador del calor de benceno en el ORC (sistema unificado).*

<b>BALANCE EN RECUPERADOR DEL CALOR DE BENCENO</b>		
$h_6$	Entalpía de entrada del vapor de benceno (kJ/kg)	440.666
$T_6$	Temperatura de entrada del vapor de benceno (°C)	112.85
$T_{6a}$	Temperatura de salida del vapor de benceno (°C)	48
$h_{6a}$	Entalpía de salida del vapor de benceno (kJ/kg)	357.906
$h_2$	Entalpía de entrada del benceno líquido (kJ/kg)	-73.291
$T_2$	Temperatura de entrada del vapor de benceno (°C)	40.2
<b><math>h_{2a}</math></b>	<b>Entalpía de salida del benceno líquido (kJ/kg)</b>	<b>9.469</b>
<b><math>T_{2a}</math></b>	<b>Temperatura de salida del benceno líquido (°C)</b>	<b>85.02</b>

*Fuente: Elaboración propia.*

**Tabla 44**

*Balance por evaporador gases/benceno en el ORC (sistema unificado).*

<b>BALANCE POR EVAPORADOR GASES/BENCENO</b>		
$C_{p,ge}$	Calor específico de los gases (kJ/kg°C)	1.1
$Q_{ge}$	<b>Flujo calorífico de los gases de escape (kW)</b>	<b>1723</b>
$h_{2a}$	Entalpía de entrada de benceno (kJ/kg)	9.469
$h_4$	Entalpía de salida de benceno (kJ/kg)	475.982
<b><math>m_{ben,evap}</math></b>	<b>Flujo másico del benceno (kg/s)</b>	<b>3.69</b>
$h_3$	Entalpía de líquido saturado del benceno (kJ/kg)	137.673
$h_4$	Entalpía de vapor saturado del benceno (kJ/kg)	475.982
<b><math>T_{10}</math></b>	<b>Temperatura del punto de pellizco (°C)</b>	<b>158.73</b>

*Fuente: Elaboración propia.*

$$\dot{m}_{ben,ORC} = 2(3.69 \text{ kg/s}) = 7.38 \text{ kg/s}$$

Ahora se realiza el balance en el sobrecalentador. Este intercambiador de calor es el que utilizará el nuevo vapor de escape de trapiche como fuente de calor, utilizando las Ec. (156) y (157).

**Tabla 45**

*Balance del sobrecalentador vapor/benceno en el ORC (sistema unificado) para electrificación de los molinos N°4 y N°5.*

<b>BALANCE DEL SOBRECALENTADOR VAPOR/BENCENO</b>		
$h_4$	Entalpía de entrada de benceno (kJ/kg)	475.982
$h_5$	Entalpía de salida de benceno (kJ/kg)	555.932
$Q_{SOB}$	Flujo calorífico del sobrecalentador (kW)	590.03
$m_{vap\ trap,NVO}$	<b>Nuevo flujo másico del vapor de escape de trapiche (kg/s)</b>	<b>4.15</b>
$C_{p,vap}$	Calor específico del vapor (kJ/kg°C)	2.01
$T_8$	Temperatura de entrada del vapor de escape (°C)	235
$T_{8a}$	<b>Temperatura de salida del vapor de escape (°C)</b>	<b>164.3</b>

*Fuente: Elaboración propia.*

Se determina el balance en el condensador de la misma forma vista en el capítulo 4.1.1.1.5.

**Tabla 46**

*Balance en el condensador benceno/agua en el ORC (sistema unificado).*

<b>BALANCE EN EL CONDENSADOR BENCENO/AGUA</b>		
$h_{6a}$	Entalpía de entrada de benceno (kJ/kg)	357.906
$h_1$	Entalpía de salida de benceno (kJ/kg)	-74.022
$C_{p,a}$	Calor específico del agua (kJ/kg°C)	4.18
$Q_{ae}$	Flujo calorífico del agua de enfriamiento (kW)	3187.63
$m_{ae}$	<b>Flujo másico del agua de enfriamiento (kg/s)</b>	<b>95.32</b>
$h_7$	Entalpía de vapor saturado del benceno (kJ/kg)	348.862
$T_{13}$	<b>Temperatura del punto de pellizco (°C)</b>	<b>31.83</b>

*Fuente: Elaboración propia.*

#### 4.3.1.1.3. Puntos de pellizco

Tras haberse determinado todas las temperaturas del ORC (sistema unificado) se calculan los puntos de pellizco con la Ec. (10) y (11) y las ecuaciones de la Ec. (158) hasta la Ec. (163), evaluando específicamente  $\Delta T_2$ ,  $\Delta T_4$  y  $\Delta T_5$  (los puntos de pellizco críticos).

**Tabla 47**

*Puntos de pellizco en el ORC (sistema unificado) para electrificación de los molinos N°4 y N°5.*

<b>PUNTOS DE PELLIZCO</b>	
$\Delta T_1$	59.98
$\Delta T_2$	<b>10.73</b>
$\Delta T_3$	47
$\Delta T_4$	16.3
$\Delta T_5$	40
$\Delta T_6$	16
$\Delta T_7$	<b>8.17</b>
$\Delta T_8$	16

*Fuente: Elaboración propia.*

Se observa que  $\Delta T_2$  es casi cercano a 10°C,  $\Delta T_4$  es mayor que 8°C y  $\Delta T_5$  es mayor que 5°C, los cuales son valores adecuados. Entonces el balance de energía es coherente.

#### 4.3.1.1.4. Cálculos finales del balance de energía en el ORC

Se procede a realizar los cálculos de la misma forma visto en el capítulo 4.1.1.1.4.

**Tabla 48**

*Cálculos de potencia térmica y eléctrica en el ORC (sistema unificado).*

<b>CÁLCULOS DE POTENCIA TÉRMICA Y ELÉCTRICA</b>		
$m_{ben,ORC}$	Flujo másico total del benceno en el ORC (kg/s)	7.38
$Q_{rec}$	Flujo calorífico del recuperador (kW)	610.769
$W_{tur}$	Potencia de la turbina (kW)	850.66
$\eta_{ge}$	Eficiencia del generador eléctrico	95%
$W_{gen}$	<b>Potencia del generador (kW)</b>	<b>808.13</b>
$W_{bom}$	Potencia de la bomba (kW)	5.39
$\eta_{mot,bom}$	Eficiencia del motor de la bomba	83%
$W_{mot,bom}$	<b>Potencia del motor de la bomba (kW)</b>	<b>6.49</b>

*Fuente: Elaboración propia.*

Se hace un cambio con la forma que se calculó en el capítulo 4.1.1.1.4 para los cálculos de potencia eléctrica y eficiencia térmica del ORC. Aplicando la Ec. (164) en lugar de la Ec. (22).

**Tabla 49**

*Cálculos finales del ORC en el ORC (sistema unificado).*

<b>CÁLCULOS FINALES DEL ORC</b>		
$W_{ter,ORC}$	Potencia térmica del ORC (kW)	845.27
$Q_{sum,ORC-S.U.}$	Flujo calorífico suministrado al ORC (kW)	4036.03
$W_{elec,ORC}$	<b>Potencia eléctrica del ORC (kW)</b>	<b>801.64</b>
$\eta_{ORC-S.U.}$	<b>Eficiencia del ORC (%)</b>	<b>20.94%</b>

*Fuente: Elaboración propia.*

#### **4.3.1.2. Influencia del ORC en el ingenio**

Como se evaluó en el capítulo 4.1.1.2, según los criterios de jerarquía y conveniencia, la potencia generada por el ORC, puede electrificar los molinos N°4 y N°5, razón por la cual el nuevo flujo de vapor de escape de trapiche se analizado como en el capítulo 4.3.1.1. Por lo cual ahora pasamos a ver su

influencia eléctrica y térmica de este ORC (sistema unificado para la electrificación de los molinos N°4 y N°5)

**4.3.1.2.1. Influencia eléctrica en el suministro del ORC (sistema unificado) en trapiche**

Se procede a calcular de la misma manera que en el capítulo 4.1.1.3.1.

**Tabla 50**

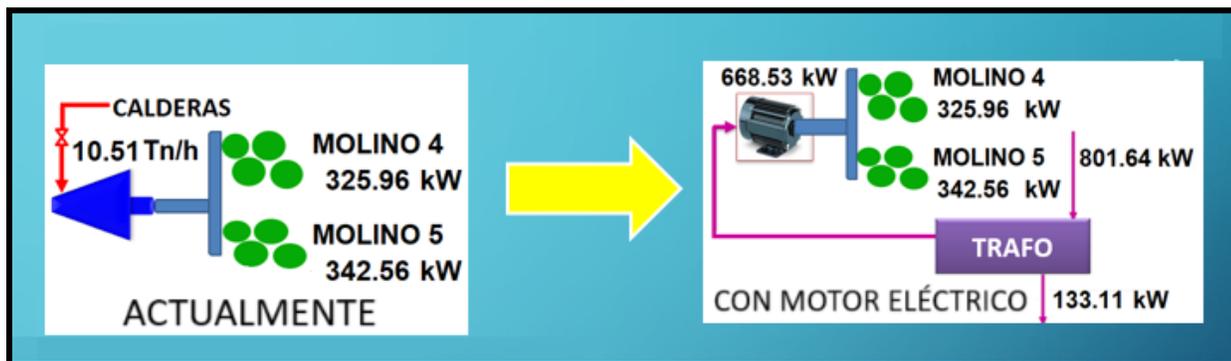
*Influencia directa del ORC (sistema unificado) para electrificación de los molinos N°4 y N°5.*

INFLUENCIA DEL ORC (EN EL ÁREA DE TRAPICHE)		
<b>INFLUENCIA DIRECTA</b>		
Potencia generada por el ORC (kW)	801.64	$W_{elec,ORC}$
Potencia suministrada por el ORC en trapiche (kW)	668.53	$W_{sum,ORC trap}$
Excedente de potencia del suministro de ORC (kW)	133.11	$W_{exc sum ORC}$
<b>INFLUENCIA INDIRECTA</b>		
Ahorro de vapor en trapiche (Ton/h)	10.51	$m_{vap,ahor}$
Consumo específico del turbogenerador (Ton/MWh)	7.223	$m/W_{v,TG}$
Potencia adicional generada por el ahorro de vapor (MW)	1.455	$W_{adi,ORC-v}$

Fuente: Elaboración propia.

**Figura 32**

*Influencia directa del ORC (sistema unificado) de la electrificación de los molinos N°4 y N°5.*



Fuente: Elaboración propia.

**Tabla 51**

*Influencia del ORC (sistema unificado) para electrificación de los molinos N°4 y N°5 en la venta de potencia a la red eléctrica.*

<b>INFLUENCIA DEL ORC EN LA VENTA A LA RED ELÉCTRICA</b>		
Potencia del proyecto para venta a la red eléctrica (MW)	1.588	$W_{RED\ PRO}$
Potencia actual para la venta a la red (MW)	1.5	$W_{RED\ ACT}$
<b>Potencia total de venta con incorporación del ORC (MW)</b>	<b>3.088</b>	<b><math>W_{RED\ TOT}</math></b>
<b>Aumento de la potencia para venta a la red</b>	<b>105.84%</b>	<b><math>AUM, W_{RED}</math></b>

*Fuente: Elaboración propia.*

#### **4.3.1.2.2. Influencia térmica del ORC (sistema unificado) en la recuperación de calor del vapor de escape**

##### **4.3.1.2.2.1 Análisis del vapor de escape de trapiche en el sobrecalentador**

Debido a la restricción del  $\Delta T_4$  (que sea mayor o igual que 8 °C), la temperatura de salida del sobrecalentador tendrá un valor mínimo. Usando la Ec. (169), Ec. (170) y (171) calculamos:

**Tabla 52**

*Análisis del vapor de escape de trapiche en el sobrecalentador del ORC (sistema unificado) para electrificación de los molinos N°4 y N°5.*

<b>ANÁLISIS DEL VAPOR DE ESCAPE DE TRAPICHE EN EL SOBRECALENTADOR</b>		
Flujo másico del vapor de escape de trapiche (kg/s)	4.15	$m_{vap,TRAP}$
Calor específico del vapor (kJ/kg°C)	2.01	$C_{p,vap}$
Temperatura de entrada del sobrecalentador (°C)	235	$T_{ent,SOB}$
Temperatura de salida mínima del sobrecalentador (°C)	156	$T_{sal\ MÍN,SOB}$
<b>Flujo calorífico disponible máximo del sobrecalentador (kW)</b>	<b>659.33</b>	<b><math>Q_{MÁX\ 125isp.,sob}</math></b>
Flujo calorífico del sobrecalentador (kW)	590.03	$Q_{SOB}$
<b>Factor del uso de flujo calorífico disponible del sobrecalentador</b>	<b>89.49%</b>	<b><math>F.U.Q\ disp.,sob</math></b>

*Fuente: Elaboración propia.*

#### 4.3.1.2.2 Recuperación de calor disponible del vapor de escape con el ORC

Se determina de la misma forma vista en el capítulo 4.1.1.3.2.

**Tabla 53**

*Balance de energía del vapor de escape en el ORC (sistema unificado) para electrificación de los molinos N°4 y N°5.*

ÁREA	P (PSI)	T (°C)	$m_{v, \text{área}}$ (kg/s)	$h_{(T^{\circ}\text{C})}$ (kJ/kg)	$E_{\text{área}}$ (kW)
TURBOGENERADOR	20	125	18.53	2722.72	50441.569
ESTACIÓN REDUCTORA	18	125	0.76	2734.96	2077.283
TRAPICHE	18	164.3	4.15	2803.08	11638.904
TURBO BOMBA W600	18	235	0.85	2947.87	2508.336
DESAIREADOR	18	125	0.59	2734.96	1610.503
ELABORACIÓN (saturador)	15	<b>133.9</b>	23.70	<b>2744.97</b>	65055.589

*Fuente: Elaboración propia.*

**Tabla 54**

*Cálculo del flujo calorífico disponible en el ORC (sistema unificado) para electrificación de los molinos N°4 y N°5.*

<b>CÁLCULO DEL FLUJO CALORÍFICO DISPONIBLE CON EL ORC</b>		
Flujo másico del vapor de escape de elaboración (kg/s)	23.70	$m_{\text{vap,elab}}$
Entalpía de entrada al saturador (kJ/kg)	2744.97	$h_{\text{ent,SAT}}$
Temperatura de entrada a elaboración (°C)	120	$T_{\text{sal,elab}}$
Entalpía de salida al saturador (kJ/kg)	2705.96	$h_{\text{sal,SAT}}$
<b>Flujo calorífico disponible del escape con el ORC (kW)</b>	<b>924.55</b>	<b><math>Q_{\text{disp esc,ORC}}</math></b>

*Fuente: Elaboración propia.*

**Tabla 55**

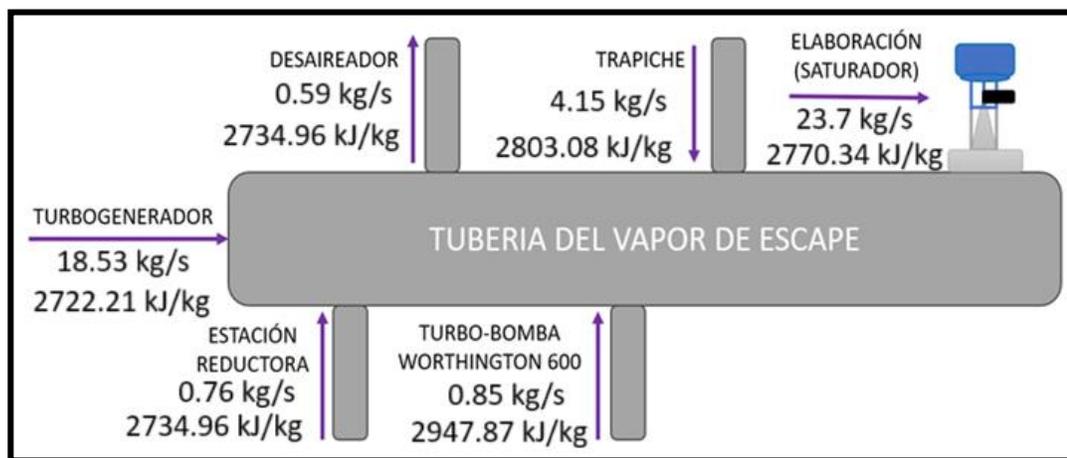
*Influencia del ORC (sistema unificado) para electrificación de los molinos N°4 y N°5 en la recuperación de calor disponible del vapor de escape.*

<b>INFLUENCIA DEL ORC EN LA RECUPERACIÓN DE CALOR DEL ESCAPE</b>		
Flujo calorífico recuperado del escape con el ORC (kW)	1216.46	$Q_{rec\ esc, ORC}$
Flujo calorífico disponible del escape actual (kW)	2141.01	$Q_{disp\ esc, ACT}$
<b>Eficiencia de la recuperación de calor disponible del escape</b>	<b>56.82%</b>	$\eta_{Q\ 127isp.\ rec, esc}$

*Fuente: Elaboración propia.*

**Figura 33**

*Balance de energía del vapor de escape total en el ingenio con la implementación del ORC (sistema gases de escape) para electrificación de los molinos N°4 y N°5.*



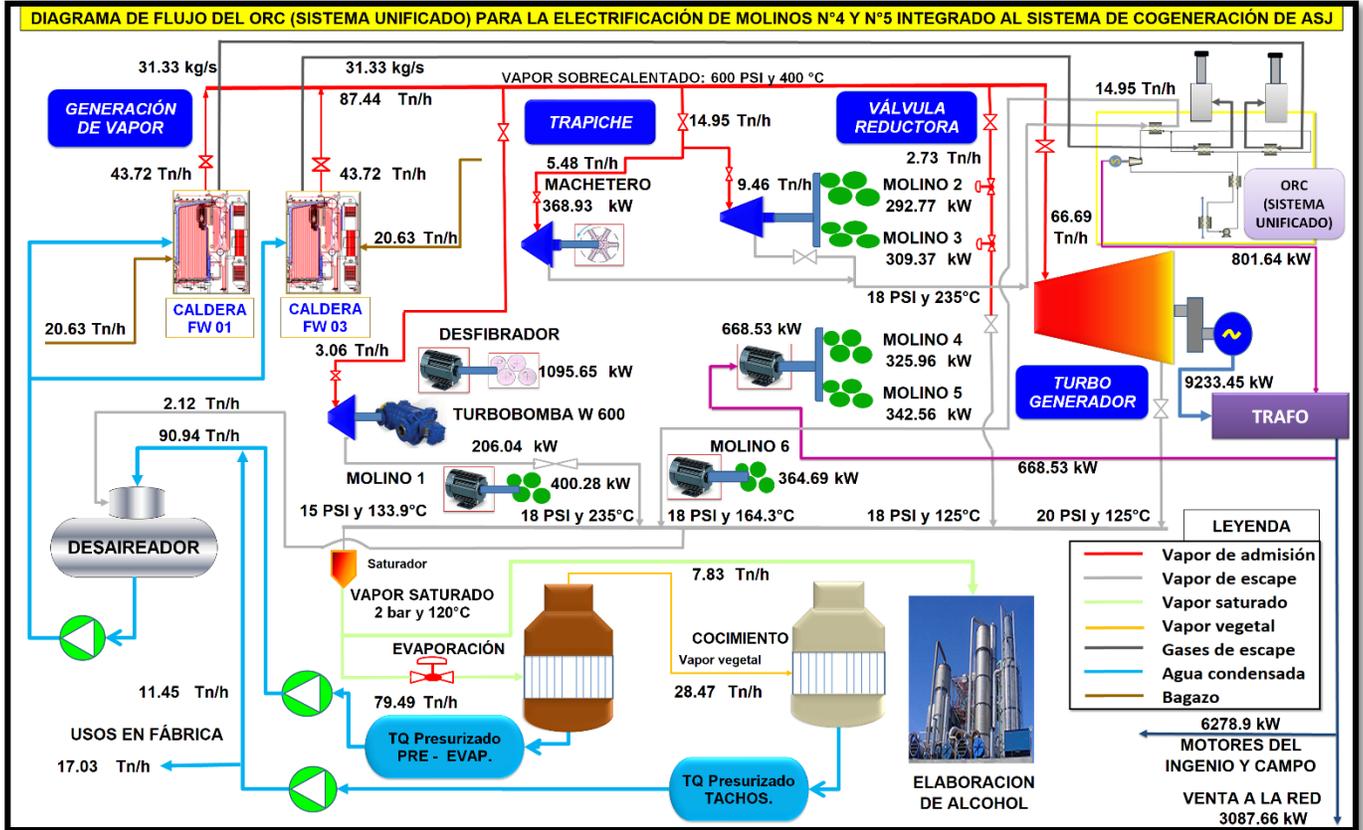
*Fuente: Elaboración propia.*

### **4.3.1.3. Diagrama de flujo del ORC (sistema unificado) para la electrificación de los molinos N°4 y N°5 en la cogeneración**

Una vez obtenidas la influencia eléctrica y térmica de la incorporación del ORC (UNIFICADO) – ELEC (MOLINOS N°4/ N°5) la cogeneración se ha optimizado al disminuir la temperatura del vapor de escape que ingresa a elaboración y al aumentar la producción de potencia para la venta a la red eléctrica. El diagrama de cogeneración se aprecia en la Figura 34.

**Figura 34**

Diagrama de flujo del sistema de cogeneración de Agroindustrias San Jacinto con el ORC con sistema unificado para la electrificación de los molinos N°4 y N°5.



Fuente: Adaptada de Oficina de Generación de vapor en Agroindustrias San Jacinto S.A.A.

#### 4.3.1.4. Análisis exergético del ORC

Se evaluará la exergía de todos los equipos del ORC, usando las ecuaciones desde la Ec. (127) hasta la Ec. (130), la Ec. (175), Ec. (176) y Ec. (180). Como se describió en el capítulo 3.11, para analizar las irreversibilidades de los procesos termodinámicos y calcular la eficiencia exergética de la forma vista en el capítulo 4.1.1.5.

**Tabla 56**

*Entropías del benceno en el ORC (sistema unificado) para electrificación de los molinos N°4 y N°5.*

<b>ENTROPIAS (kJ/kg-K)</b>	
s <sub>1</sub>	-0.22201
s <sub>2</sub>	-0.2217
s <sub>2a</sub>	0.025
s <sub>4</sub>	1.158
s <sub>5</sub>	1.338
s <sub>6</sub>	1.392
s <sub>6a</sub>	1.158

*Fuente: Elaboración propia.*

**Tabla 57**

*Exergías de los componentes en el ORC (sistema unificado).*

<b>COMPO- NENTES</b>	<b>EVAPORA- DORES</b>	<b>SOBRECA- LENTADOR</b>	<b>CONDENSADOR</b>	<b>TURBINA</b>	<b>BOMBA</b>
T <sub>amb</sub> (°C)	25	25	25	25	25
m <sub>ben,ORC</sub> (kg/s)	6.38	6.38	6.38	6.38	6.38
s <sub>entrada</sub> (kJ/kg-K)	0.025	1.158	1.158	1.338	-0.222
s <sub>salida</sub> (kJ/kg-K)	1.158	1.338	-0.222	1.392	-0.2217
T <sub>f</sub> (K)	443	472.65	301	-	-
<b>Ex<sub>evap</sub> (kW)</b>	<b>173.662</b>	<b>23.857</b>	<b>120.908</b>	<b>118.759</b>	<b>0.660</b>

*Fuente: Elaboración propia.*

**Tabla 58***Exergía en el recuperador de calor en el ORC (sistema unificado).*

<b>RECUPERADOR DE CALOR</b>	
$T_{amb}$ (°C)	25
$m_{ben}$ (kg/s)	7.38
$s_{6a}$ (kJ/kg-K)	1.158
$s_{2a}$ (kJ/kg-K)	0.025
$s_6$ (kJ/kg-K)	1.392
$s_2$ (kJ/kg-K)	-0.2217
<b><math>Ex_{rec}</math> (kW)</b>	<b>27.930</b>

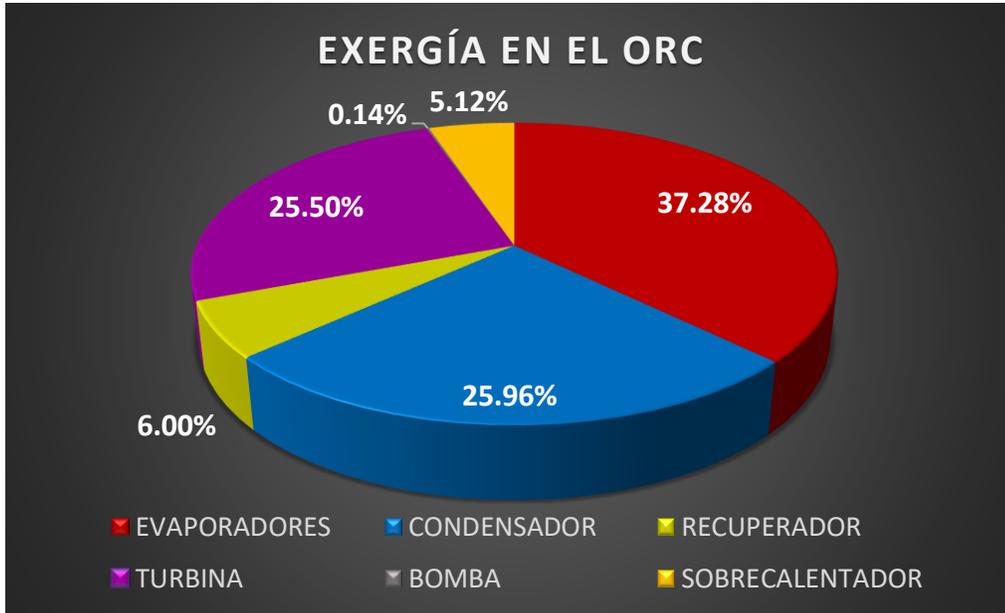
*Fuente: Elaboración propia.***Tabla 59***Rendimiento exergético en el ORC (sistema unificado) para la electrificación de los molinos N°4 y N°5.*

<b>ANÁLISIS EXERGÉTICO</b>	
$EX_{TOTAL-S.U.}$ (kW)	465.776
$W_{ter,ORC}$ (kW)	845.27
<b><math>\eta_{EXER-S.U.}</math></b>	<b>64.47%</b>

*Fuente: Elaboración propia.*

**Figura 35**

Porcentajes de exergía en los equipos del ORC (sistema unificado) para electrificación de los molinos N°4 y N°5.



Fuente: Elaboración propia.

Los porcentajes de exergía de los componentes del ORC y la eficiencia exergética son similares a los obtenidos por Ribeiro, A. 2010, por lo cual se concluye que el proceso del ORC con el benceno no es afectado por las irreversibilidades.

#### **4.3.1.5. Diseño de los intercambiadores de calor del ORC (sistema unificado) para electrificación de los molinos N°4 y N°5 de trapiche**

Debido a la extensión de estos cálculos (que abarcan todo el capítulo 3 desde la Ec. (48) hasta la Ec. (124) y el capítulo 3.10 desde la Ec. (172) hasta la Ec. (174), el desarrollo de sus cálculos se encuentra desde el Anexo 16 hasta el Anexo 29, presentándose en este capítulo solo el resumen del diseño, también para las resistencias se usó la tabla del Anexo 39. Las propiedades del benceno en función de presión y temperatura se determinan según las tablas de Goodwin, R., 1988; Avgeri et al., 2014 y Tanaka et al.,

1988. Cabe mencionar que los gases de escape y el agua de enfriamiento tendrán su presión a condiciones estándar, es decir 101,325 kPa.

**Tabla 60**

*Dimensionamiento del sobrecalentador del ORC para electrificación de los molinos N°4 y N°5 (sistema unificado).*

<b>INTERCAMBIADORES</b>	<b>EVAPORADORES</b>	<b>SOBRECALENTADOR</b>	<b>RECUPERADOR</b>
<b>Área total de transferencia de calor (m<sup>2</sup>)</b>	<b>156.8</b>	<b>57.8</b>	<b>37.64</b>
Longitud total por tubería (m)	6.21	1.91	1.13
Número de tubos	423	566	621
Distancia entre aletas (m)	0.17	0.3	0.3
Cantidad de aletas	36	6	3
Diámetro interior de la tubería (mm)	9	9	9
Diámetro exterior de la tubería (mm)	19	17	17
Ancho del evaporador (m)	3.12	3	2.5
Altura del evaporador (m)	0.8	0.7	0.7
Largo del evaporador (m)	6.25	1.91	1.13
Paso transversal (mm)	95	85	68
Paso longitudinal (mm)	47.5	34	34
Caída de presión de las tuberías (kPa)	0.059	4.06	0.056
Caída de presión de los gases de escape (kPa)	0.008	0.01	0.052

*Fuente: Elaboración propia.*

Las caídas de presión en las tuberías, de los gases de escape y del vapor de benceno tienen valores adecuados ya que representan menos del 10% de sus respectivas presiones.

**Tabla 61**

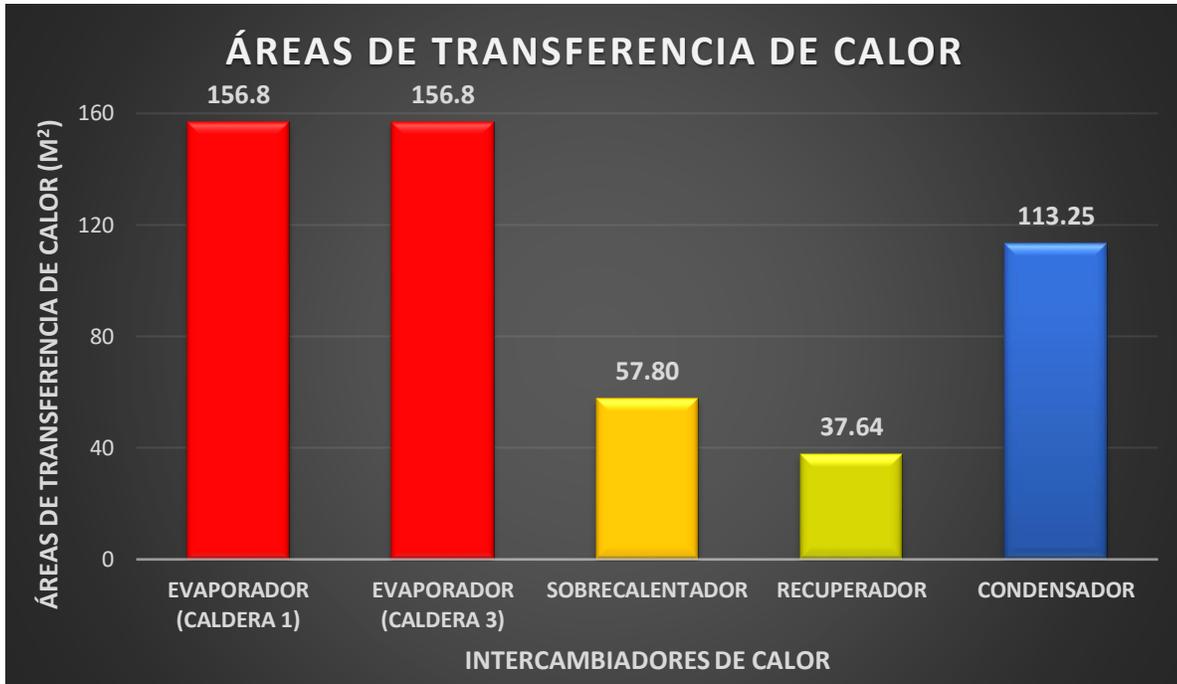
*Dimensionamiento del condensador del ORC (sistema unificado).*

<b>CONDENSADOR DEL ORC</b>	
<b>Área total de transferencia de calor (m<sup>2</sup>)</b>	<b>113.25</b>
Número de placas	21
Distancia entre placas (m)	0.015
Ancho de la placa (m)	1.5
Largo de la placa (m)	2.8
Espesor de la placa (m)	0.002
Ángulo chevron	60
Caída de presión (kPa)	3.384
Flujo másico del agua de refrigeración (gpm)	1510.822

*Fuente: Elaboración propia.*

**Figura 36**

Áreas de los intercambiadores de calor del ORC (sistema unificado) para electrificación de los molinos N°4 y N°5.



Fuente: Elaboración propia.

#### **4.3.2. Evaluación económica del ORC (sistema unificado) para la electrificación de los molinos N°4 y N°5 de trapiche**

Se evaluará los beneficios técnicos y económicos con los costos de instalación y de operación para determinar la rentabilidad del ORC, para los cálculos se considera el cambio del sol a dólar 3,7, un interés del 12% y un periodo de tiempo de 20 años al proyecto.

##### **4.3.2.1. Beneficio actual del proyecto**

Se calcula de la misma forma que en el capítulo 4.1.2.1.

#### 4.3.2.1.1. Ingreso por venta de energía del proyecto a la red

**Tabla 62**

*Ingreso de energía vendida anual a la red eléctrica con la incorporación del ORC (sistema unificado) para la electrificación de los molinos N°4 y N°5.*

<b>VENTA DE POTENCIA DEL PROYECTO A LA RED</b>		
Potencia para venta a red del proyecto (MW)	1.588	$W_{RED\ PRO}$
Costo de la energía vendida (S./MWh)	215	$C_{venta\ ENER}$
Tiempo de operación anual promedio (horas/año)	6416.282	$t_{op,ANUAL}$
<b>Ingreso de energía vendida del proyecto al año (S./año)</b>	<b>2190175.86</b>	<b><math>B_{ENER\ PROJ}</math></b>

*Fuente: Elaboración propia.*

#### 4.3.2.1.2. Ingreso por mercado de carbono

**Tabla 63**

*Bono de carbono con el ORC (sistema unificado) para la electrificación de los molinos N°4 y N°5.*

<b>BONO DE CARBONO (CON EL ORC)</b>		
Factor de Margen Combinado (Ton CO <sub>2</sub> / MWh)	0.547	$F_{MC}$
Energía excedente anual con influencia del ORC (MWh/año)	10186.86	$E_{EXC, ANUAL\ ORC}$
Emisiones de CO <sub>2</sub> (Ton CO <sub>2</sub> / año)	5572.215	$E_{mCO_2}$
Precio de la Tonelada de CO <sub>2</sub> (\$/Ton CO <sub>2</sub> )	15	$p_u\ TON/CO_2$
Ingreso por bono de carbono (\$/año)	83583.223	$B_{CARBONO}$
<b>Ingreso por bono de carbono (S./año)</b>	<b>309257.92</b>	<b><math>B_{CARBONO}</math></b>

*Fuente: Elaboración propia.*

#### 4.3.2.1.3. Beneficio total del proyecto

Aplicando la Ec. (138):

$$B_{ANUAL,PROY} = (2\ 190\ 175,86 + 309\ 257,92)S./año = 2\ 499\ 433,78\ S./año$$

#### 4.3.2.2. Costo de inversión del proyecto

Se procede calcular de la misma forma visto en el capítulo 4.1.2.2. agregando el sobrecalentador.

4.3.2.2.1. Costo de inversión del ORC (sistema unificado)

**Tabla 64**

Costo de los evaporadores, sobrecalentador, recuperador de calor y condensador en el ORC (sistema unificado) para la electrificación de los molinos N°4 y N°5.

<b>INTERCAM- BIADORES DE CALOR</b>	<b>EVAPORADORES</b>	<b>SOBRECALENTADOR</b>	<b>RECUPERADOR DE CALOR</b>	<b>CONDENSADOR</b>
A (m <sup>2</sup> )	156.8	57.80	37.64	113.25
K <sub>1</sub>	4.3247	4.3247	4.3247	4.6626
K <sub>2</sub>	-0.303	-0.303	-0.303	-0.1577
K <sub>3</sub>	0.1634	0.1634	0.1634	0.1547
C <sub>pi</sub> (\$)	27991.340	19865.209	17903.862	98032.203
P (kPa)	557.306	557.306	290.773	24.239
C <sub>1</sub>	-0.00164	-0.00164	0	0
C <sub>2</sub>	-0.00627	-0.00627	0	0
C <sub>3</sub>	0.0123	0.0123	0	0
F <sub>pi</sub>	1.185	1.185	1.000	1.000
B <sub>1</sub>	1.63	1.63	1.63	0.96
B <sub>2</sub>	1.66	1.66	1.66	1.21
F <sub>M</sub>	1.25	1.25	1.25	1
<b>C<sub>COMP</sub> (\$)</b>	<b>228962.71</b>	<b>81246.42</b>	<b>66333.81</b>	<b>212729.88</b>

Fuente: Elaboración propia.

**Tabla 65**

*Costo de la turbina, bomba, motor de la bomba y del generador eléctrico en el ORC (sistema unificado).*

<b>EQUIPOS ELÉCTRICOS</b>	<b>BOMBA</b>	<b>TURBINA</b>	<b>GENERADOR ELÉCTRICO</b>	<b>MOTOR DE LA BOMBA</b>
W (kW)	5.39	850.66	808.13	6.49
K <sub>1</sub>	3.3892	2.2476	-	1.956
K <sub>2</sub>	0.0536	1.4965	-	1.7142
K <sub>3</sub>	0.1538	-0.1618	-	-0.2282
C <sub>pi</sub> (\$)	3241.38	175054.94	34694.32	1576.87
P (kPa)	290.77	-	-	-
C <sub>1</sub>	0	0	-	-
C <sub>2</sub>	0	0	-	-
C <sub>3</sub>	0	0	-	-
F <sub>pi</sub>	1	1	-	-
B <sub>1</sub>	1.89	-	-	-
B <sub>2</sub>	1.35	-	-	-
F <sub>M</sub>	1.5	1	-	-
<b>C<sub>COMP</sub> (\$)</b>	<b>12690.01</b>	<b>524291.08</b>	<b>52041.48</b>	<b>2365.31</b>

*Fuente: Elaboración propia.*

**Tabla 66**

*Costo del fluido de trabajo (sistema unificado).*

<b>FLUIDO DE TRABAJO</b>	
m <sub>ben</sub> (kg)	7.38
C <sub>pi</sub> (\$)	162.36
<b>C<sub>COMP</sub> (\$)</b>	<b>202.95</b>

*Fuente: Elaboración propia.*

**Tabla 67***Costo estimado de la tubería (sistema unificado).*

<b>TUBERÍA ESTIMADA</b>	
$d_e$ (mm)	17
$L_{tub}$ (m)	800
$C_{COMP}$ (\$)	<b>4300.56</b>

*Fuente: Elaboración propia.***Tabla 68***Costo de instalación de control de sistema (sistema unificado).*

<b>CONTROL DE SISTEMA</b>	
HARD	300
SIST	500
$C_{COMP}$ (\$)	<b>880</b>

*Fuente: Elaboración propia.*

Con los costos de todos los componentes del ORC se procede a calcular el costo de inversión de la implementación del ORC, con la Ec. (147) y (150):

**Tabla 69**

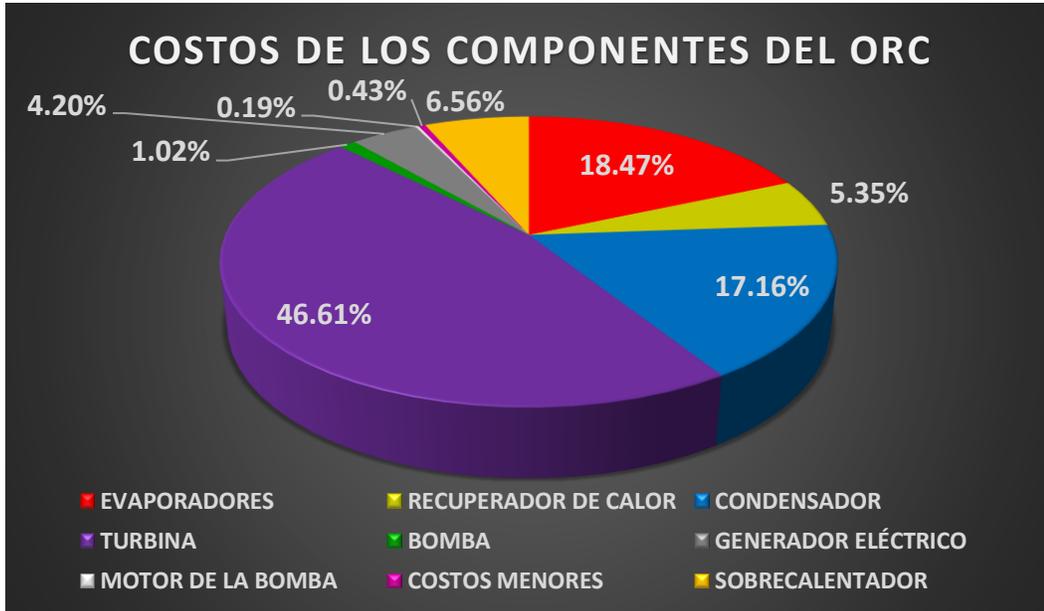
*Cálculo de inversión de los equipos del ORC (sistema unificado) para la electrificación de los molinos N°4 y N°5.*

<b>CÁLCULO DE INVERSIÓN DE LOS EQUIPOS DEL ORC</b>		
$C_{INV, ORC}$	Costo de la inversión del ORC (\$)	1239434.45
$C_{INV, ORC}$	Costo de la inversión del ORC (S/.)	4585907.46
$C_{OG}$	Costo anual por operación y mantenimiento (S/.)	68788.61

*Fuente: Elaboración propia.*

**Figura 37**

Porcentajes de costos de los componentes del ORC (sistema unificado) para la electrificación de los molinos N°4 y N°5.



Fuente: Elaboración propia.

Se aprecia en la Figura 37, que el componente del ORC que mayor costo tiene con diferencia es la turbina, seguido de los evaporadores y del condensador.

#### 4.3.2.2.2. Costo de la electrificación de los molinos de trapiche

El cálculo será el mismo que visto en el capítulo 4.1.2.2.2. Por lo cual:

$$\text{Costo total de electrificación} = 3\,432\,504,21 \text{ S/./año}$$

$$\text{Costo anual por mantenimiento} = 74\,000 \text{ S/./año}$$

#### 4.3.2.2.3. Costo total del proyecto

Aplicando la Ec. (148):

$$C_{INV,PRO} = (4\,585\,907,46 + 3\,342\,504,21)S/. = 8\,018\,411,67 \text{ S/./}$$

#### 4.3.2.3. Flujo de caja anual

Aplicando la Ec. (149):

$$F_{ANUAL} = (2\,499\,433,78 - 68\,788,61 - 74\,000)S./\text{año} = 2\,356\,645,17 \text{ S./año}$$

#### 4.3.2.4. Tasa de descuento

En Agroindustrias San Jacinto se suele trabajar con el 12% en las inversiones.

#### 4.3.2.5. Determinación del PRI simple

Para el Periodo de Retorno de Inversión simple se utiliza la Ec. (152)

$$PRI_{SIMPLE} = \frac{S/. \, 8\,018\,411,67}{S/. \, 2\,356\,645,17} = 3,4 \text{ años}$$

Es decir, a recuperación de capital se retorna en 3 años y 4 meses.

#### 4.3.2.6. Determinación del PRI real

Para el Periodo de Retorno de Inversión real se utiliza la Ec. (153)

$$PRI_{REAL} = \frac{\ln \left[ \frac{2\,356\,645,17}{2\,356\,645,17 - 0,12(8\,018\,411,67)} \right]}{\ln[1 + 0,12]} = 4,63$$

Es decir, la inversión con intereses se retorna en 4 años y 7 meses.

#### 4.3.2.7. Determinación del VAN

Se aplica la Ec. (154):

$$VAN = \left( \sum_{t=1}^n \frac{2\,356\,645,17}{(1+0,12)^{20}} - 8\,018\,411,67 \right) S/.$$

$$VAN = 9\,584\,416,57 \text{ S/}.$$

#### 4.3.2.8. Determinación de la relación B/C

Se aplica la Ec. (150) y Ec. (156)

$$C_{ANUAL} = (68\,788,61 + 74\,000)S./\text{año} = 142\,788,61 \text{ S./año}$$

$$B/C = \frac{\sum_{i=1}^n \frac{2\,499\,433,78}{(1+0,12)^{20}}}{\sum_{i=1}^n \frac{142\,788,61}{(1+0,12)^{20}} + 8\,018\,411,67}$$

$$B/C = 2,05$$

#### 4.3.2.9. Determinación del TIR

Para la Tasa Interna de Retorno se utiliza la Ec (157):

$$VAN = 0 = \left( \sum_{t=1}^n \frac{2\,356\,645,17}{(1+TIR)^t} - 8\,018\,411,67 \right)$$

$$TIR = 29,22 \%$$

#### 4.4. ANÁLISIS DEL ORC (SISTEMA UNIFICADO) PARA VENTA DIRECTA DE POTENCIA A LA RED ELÉCTRICA

Como en el propósito de realizar una menor inversión, se propone no electrificar los molinos de trapiche, y que el ORC suministre su potencia para venta directa a la red, considerando que la Agroindustria San Jacinto no suele hacer inversiones demasiado elevadas.

Para resumir se le abrevia: **ORC (UNIFICADO) – VENTA DIRECTA (RED ELEC)**.

##### 4.4.1. *Evaluación técnica del ORC (sistema unificado) para la venta directa de potencia a la red eléctrica*

##### 4.4.1.1. **Balance de energía en el ORC con sistema unificado (gases de escape y vapor de escape de trapiche)**

Para iniciar este balance de energía, iniciamos con el algoritmo visto en el capítulo 3.7.5, las condiciones de operación es la misma que el ORC con sistema unificado para la electrificación de los molinos N°4 y N°5, por tanto, los balances de energía en los intercambiadores de calor, potencias térmicas y eléctricas y cálculos finales son los mismos que el capítulo 4.3.1.1., excepto el balance de energía en el sobrecalentador y los puntos de pellizco.

##### 4.4.1.1.1. *Balance de energía en el sobrecalentador*

Se calcula solo el balance del sobrecalentador del capítulo 4.3.1.1.2, pero al no haber en este escenario un ahorro de vapor, ya que no habrá electrificación de ningún equipo a vapor de trapiche, se usará el flujo de vapor de escape de trapiche actual del ingenio como fuente de calor adicional:

**Tabla 70**

*Balance del sobrecalentador vapor/benceno en el ORC (sistema unificado) para la venta directa de potencia a la red eléctrica.*

<b>BALANCE DEL SOBRECALENTADOR VAPOR/BENCENO</b>		
$h_{ent,sob}$	Entalpía de entrada de benceno (kJ/kg)	475.982
$h_{sal,sob}$	Entalpía de salida de benceno (kJ/kg)	555.932
$Q_{SOB}$	Flujo calorífico del sobrecalentador (kW)	590.03
$m_{vap\ trap}$	Flujo másico del vapor de escape de trapiche (kg/s)	7.07
$C_{p,vap}$	Calor específico del vapor (kJ/kg°C)	2.01
$T_{ent,vap}$	Temperatura de entrada del vapor de escape (°C)	235
<b><math>T_{sal,vap}</math></b>	<b>Temperatura de salida del vapor de escape (°C)</b>	<b>193.48</b>

*Fuente: Elaboración propia.*

#### **4.4.1.1.2. Puntos de pellizco**

Se calcula de la misma forma vista en el capítulo 4.3.1.1.3.

**Tabla 71**

*Puntos de pellizco en el ORC (sistema unificado) para la venta directa de potencia a la red eléctrica.*

<b>PUNTOS DE PELLIZCO</b>	
$\Delta T_1$	59.98
<b><math>\Delta T_2</math></b>	<b>10.73</b>
$\Delta T_3$	47
$\Delta T_4$	45.48
$\Delta T_5$	40
$\Delta T_6$	16
<b><math>\Delta T_7</math></b>	<b>8.17</b>
$\Delta T_8$	16

*Fuente: Elaboración propia.*

Se observa que  $\Delta T_2$  es casi cercana a  $10^\circ\text{C}$ ,  $\Delta T_4$  es mayor que  $8^\circ\text{C}$  y  $\Delta T_5$  es mayor que  $5^\circ\text{C}$ , siendo estos valores adecuados. Entonces el dimensionamiento del balance de energía es coherente, por lo cual procedemos con los cálculos finales.

#### 4.4.1.2. Influencia en el ingenio del ORC (sistema unificado) para la venta directa de la potencia de la red eléctrica

Se hará el análisis en forma similar visto en el capítulo 4.2.1.1 agregando la influencia térmica del ORC, ya que al usarse el vapor de escape de trapiche si habrá un cambio en el flujo de calor disponible con el ORC en cuestión.

##### 4.4.1.2.1. Influencia del ORC (sistema unificado) en la venta a la red

**Tabla 72**

*Influencia del ORC (sistema unificado) para la venta directa de potencia a la red eléctrica.*

<b>INFLUENCIA DEL ORC EN LA VENTA A LA RED ELÉCTRICA</b>		
Potencia del ORC para venta a la red eléctrica (MW)	0.802	$W_{\text{RED PRO}}$
Potencia actual para la venta a la red (MW)	1.5	$W_{\text{RED ACT}}$
<b>Potencia total de venta con incorporación del ORC (MW)</b>	<b>2.302</b>	<b><math>W_{\text{RED TOT}}</math></b>
<b>Aumento de la potencia para venta a la red</b>	<b>53.44%</b>	<b><math>AUM, W_{\text{RED}}</math></b>

*Fuente: Elaboración propia.*

##### 4.4.1.2.2. Influencia térmica del ORC (sistema unificado) en la recuperación de calor

Se determina de la misma forma vista en el capítulo 4.3.1.2.2.

##### 4.4.1.2.2.1 Análisis del vapor de escape de trapiche en el sobrecalentador

**Tabla 73**

*Análisis de vapor del escape de trapiche en el sobrecalentador del ORC (sistema unificado) para la venta directa de potencia a la red eléctrica.*

<b>ANÁLISIS DE VAPOR DEL ESCAPE DE TRAPICHE EN EL SOBRECALENTADOR</b>		
Flujo másico del vapor de escape de trapiche (kg/s)	7.07	$m_{\text{vap,TRAP}}$
Calor específico del vapor (kJ/kg°C)	2.01	$C_{p,\text{vap}}$
Temperatura de entrada del sobrecalentador (°C)	235	$T_{\text{ent,SOB}}$
Temperatura de salida mínima del sobrecalentador (°C)	156	$T_{\text{sal MIN,SOB}}$
<b>Flujo calorífico disponible máximo del sobrecalentador (kW)</b>	<b>1122.74</b>	<b><math>Q_{\text{MÁX disp,sob}}</math></b>
Flujo calorífico del sobrecalentador (kW)	590.03	$Q_{\text{SOB}}$
<b>Factor del uso de flujo calorífico disponible del sobrecalentador</b>	<b>52.55%</b>	<b><math>F.U.Q_{\text{disp.,sob}}</math></b>

*Fuente: Elaboración propia.*

#### **4.4.1.2.2 Recuperación de calor disponible del vapor de escape con el ORC**

**Tabla 74**

*Balance de energía del vapor de escape en el ORC (sistema unificado) para la venta directa de potencia a la red eléctrica.*

<b>BALANCE DE ENERGÍA DEL VAPOR DE ESCAPE CON EL ORC</b>						
ÁREA	P (PSI)	T (°C)	$m_{v,\text{área}}$ (kg/s)	$h_{(T^{\circ}\text{C})}$ (kJ/kg)	$E_{\text{area}}$ (kW)	
TURBOGENERADOR	20	125	15.61	2722.72	42495.513	
ESTACIÓN REDUCTORA	18	125	0.76	2734.96	2077.283	
TRAPICHE	18	193.48	7.07	2861.23	20230.642	
TURBO BOMBA W600	18	235	0.85	2947.87	2508.336	
DESAIREADOR	18	125	0.59	2734.96	1610.503	
<b>ELABORACIÓN (saturador)</b>	15	<b>147.8</b>	23.70	<b>2772.21</b>	65701.270	

*Fuente: Elaboración propia.*

**Tabla 75**

*Cálculo del flujo calorífico disponible en el ORC (sistema unificado) para la venta directa de potencia a la red eléctrica.*

<b>CÁLCULO DEL FLUJO CALORÍFICO DISPONIBLE CON EL ORC</b>		
Flujo másico del vapor de escape de elaboración (kg/s)	23.70	$m_{\text{vap,elab}}$
Entalpía de entrada al saturador (kJ/kg)	2772.21	$h_{\text{ent,SAT}}$
Temperatura de entrada a elaboración (°C)	120	$T_{\text{sal,elab}}$
Entalpía de salida al saturador (kJ/kg)	2705.96	$h_{\text{sal,SAT}}$
<b>Flujo calorífico disponible del escape con el ORC (kW)</b>	<b>1570.23</b>	<b><math>Q_{\text{disp esc,ORC}}</math></b>

*Fuente: Elaboración propia.*

**Tabla 76**

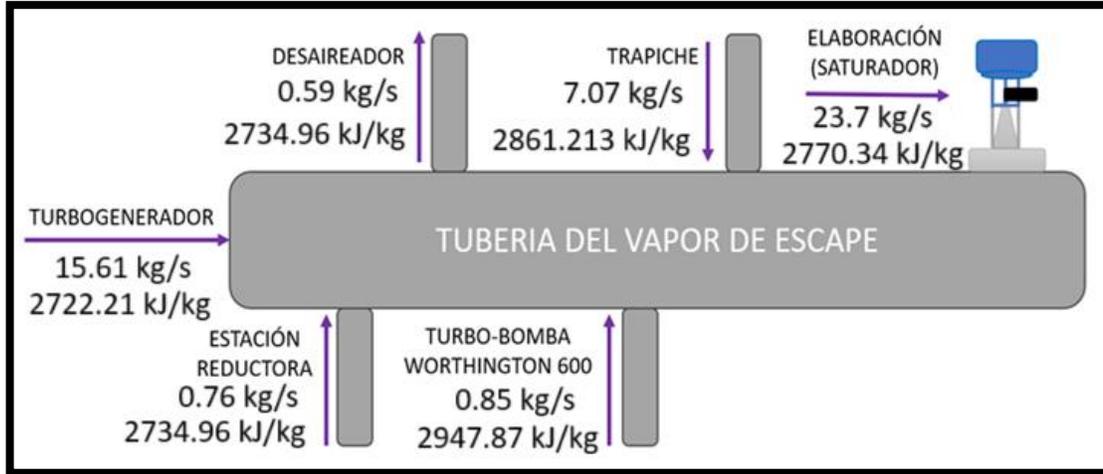
*Influencia del ORC (sistema unificado) para la venta directa de potencia a la red eléctrica en la recuperación de calor disponible del vapor de escape.*

<b>INFLUENCIA DEL ORC EN LA RECUPERACIÓN DE CALOR DEL ESCAPE</b>		
Flujo calorífico recuperado del escape con el ORC (kW)	570.78	$Q_{\text{rec esc,ORC}}$
Flujo calorífico disponible del escape actual (kW)	2141.01	$Q_{\text{disp esc,ACT}}$
<b>Eficiencia de la recuperación de calor disponible del escape</b>	<b>26.66%</b>	<b><math>\eta_{Q \text{ disp rec,esc}}</math></b>

*Fuente: Elaboración propia.*

**Figura 38**

Balance de energía del vapor de escape total en el ingenio con la implementación del ORC (sistema gases de escape) para la venta de potencia a la red eléctrica.



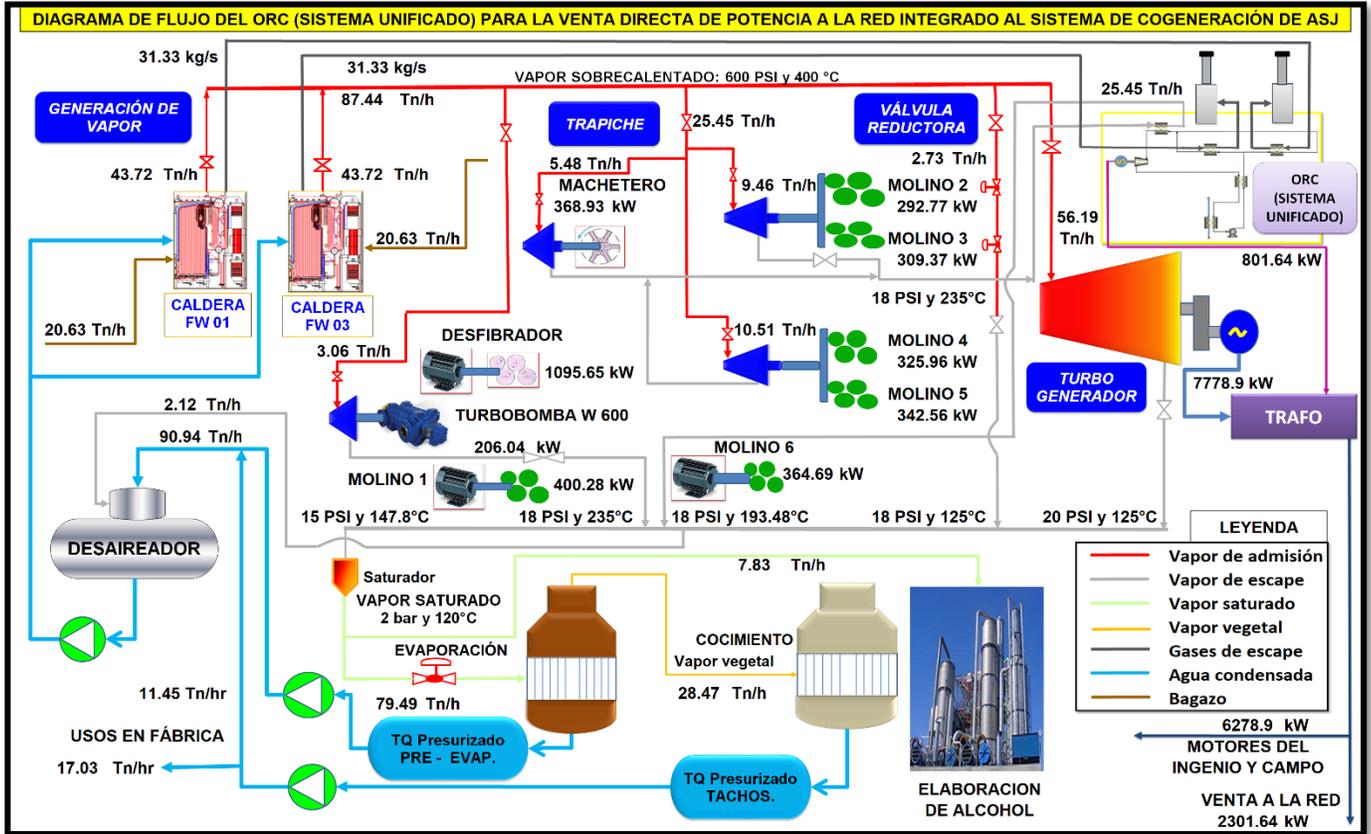
Fuente: Elaboración propia.

#### 4.4.1.3. Diagrama de flujo del ORC (sistema unificado) para la venta de potencia a la red eléctrica en la cogeneración

Una vez obtenidas la influencia eléctrica y térmica de la incorporación del ORC (GASES DE ESCAPE) – VENTA DIRECTA (RED ELEC) la cogeneración se ha optimizado solamente al aumentar la producción de potencia para la venta a la red eléctrica. El diagrama de cogeneración se aprecia en la Figura 39:

Figura 39

Diagrama de flujo del sistema de cogeneración de Agroindustrias San Jacinto con el ORC (sistema unificado) para venta directa de potencia a la red eléctrica.



Fuente: Adaptada de Oficina de Generación de vapor en Agroindustrias San Jacinto S.A.A.

#### 4.4.1.4. Análisis exergético del ORC.

Los valores de exergía de los equipos del ORC son los mismos que se han calculado en el capítulo 4.3.1.3. Excepto en el sobrecalentador, ya que la  $T_{8a}$  en el presente escenario varía en comparación al ORC (UNIFICADO) – ELEC (MOLINOS N°4/ N°5). Las exergías son las mismas que las presentadas en la Tabla 56 Calculando la eficiencia exergética de la forma vista en el capítulo 4.3.1.4.

**Tabla 77**

*Exergía en el sobrecalentador en el ORC (sistema unificado) para la venta directa de potencia a la red eléctrica.*

<b>SOBRECALENTADOR</b>	
$T_{amb}$ (°C)	25
$m_{ben}$ (kg/s)	7.38
$s_5$ (kJ/kg-K)	1.338
$s_4$ (kJ/kg-K)	1.158
$T_{H,SOB}$ (K)	487.24
<b><math>EX_{SOB}</math> (kW)</b>	<b>34.996</b>

*Fuente: Elaboración propia.*

**Tabla 78**

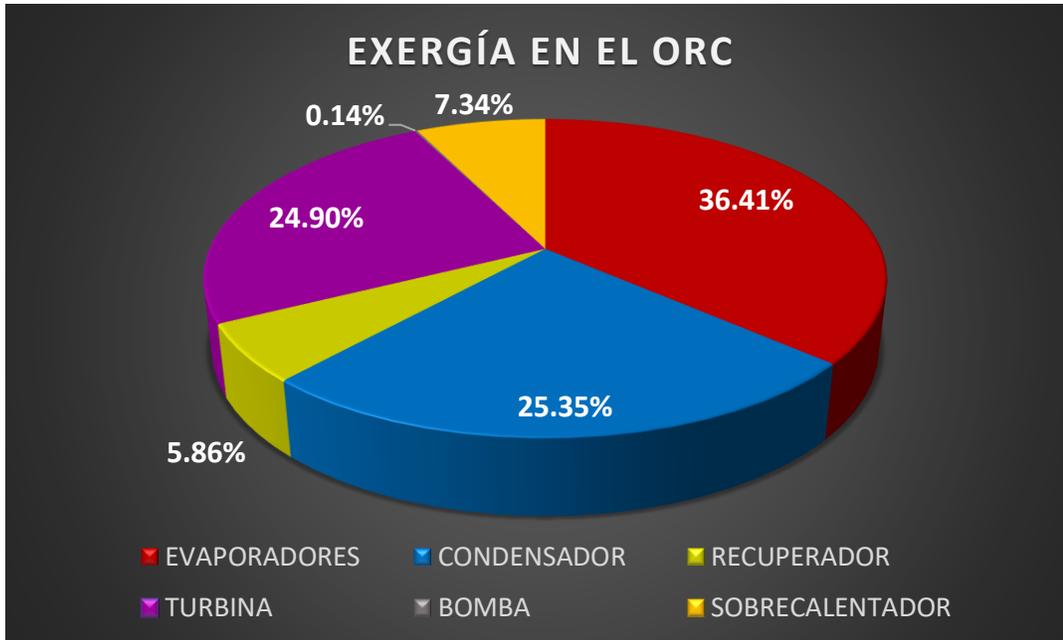
*Rendimiento exergético en el ORC (sistema unificado) para la venta directa de potencia a la red eléctrica.*

<b>ANÁLISIS EXERGÉTICO</b>	
$EX_{TOTAL-S.U.}$ (kW)	476.916
$W_{ter,ORC}$ (kW)	845.27
<b><math>\eta_{EXER-S.U.}</math></b>	<b>63.93%</b>

*Fuente: Elaboración propia.*

**Figura 40**

*Porcentajes de exergía en los equipos del ORC (sistema unificado) para la venta directa de potencia a la red eléctrica.*



*Fuente: Elaboración propia.*

Los porcentajes de exergía de los componentes del ORC y la eficiencia exergética son similares a los obtenidos por Ribeiro, A. 2010, por lo cual se concluye que el proceso del ORC con el benceno no es afectado por las irreversibilidades.

#### **4.4.1.5. Diseño de los intercambiadores de calor del ORC (sistema unificado) para la venta directa a la red**

Debido a la extensión de estos cálculos (que abarcan todo el capítulo 3 desde la Ec. (48) hasta la Ec. (124) y el capítulo 3.10 desde la Ec. (172) hasta la Ec. (174), el desarrollo de sus cálculos se encuentra en el Anexo 16, Anexo 17, Anexo 18, Anexo 19 y desde el Anexo 23 hasta el Anexo 32, presentándose en este capítulo solo el resumen del diseño, también para las resistencias se usó la tabla del Anexo 39. Las propiedades del benceno en función de presión y temperatura se determinan según las tablas de Goodwin,

R., 1988; Avgeri et al., 2014 y Tanaka et al., 1988. Cabe mencionar que los gases de escape y el agua de enfriamiento tendrán su presión a condiciones estándar, es decir 101,325 kPa.

**Tabla 79**

*Dimensionamiento del sobrecalentador del ORC (sistema unificado) para la venta directa de potencia a la red eléctrica.*

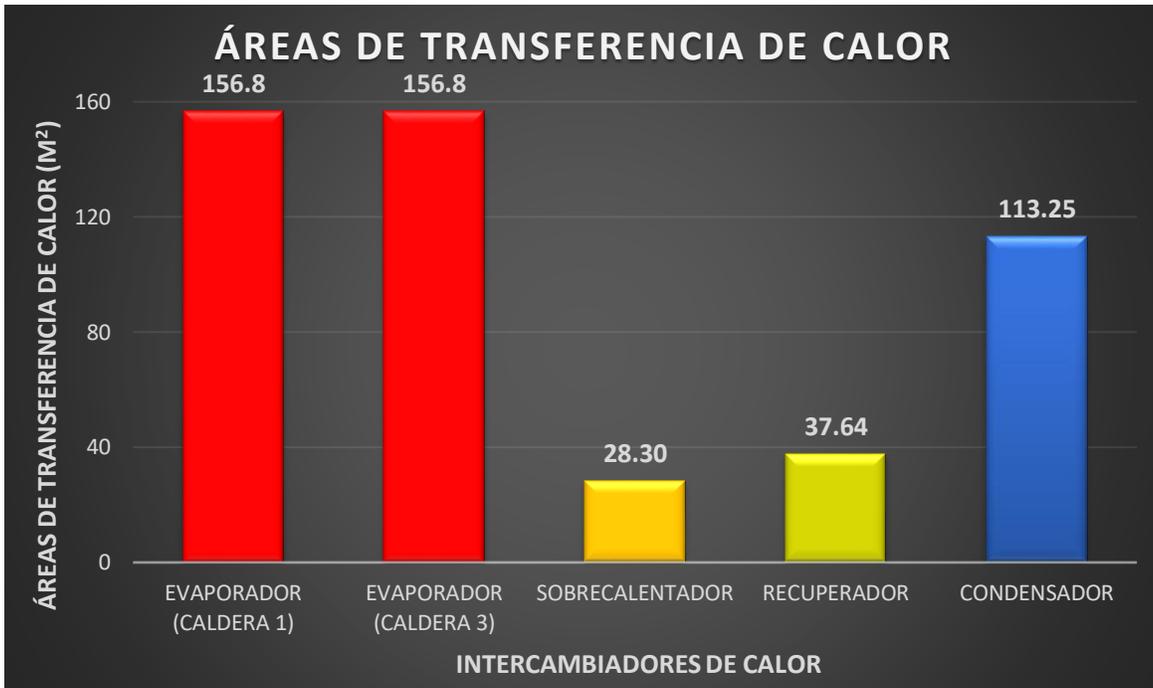
<b>SOBRECALENTADOR</b>	
<b>Área total de transferencia de calor (m<sup>2</sup>)</b>	<b>28.30</b>
Longitud total por tubería (m)	1.00
Número de tubos	472
Distancia entre aletas (m)	0.2
Cantidad de aletas	4
Diámetro interior de la tubería (m)	9
Diámetro exterior de la tubería (m)	19
Ancho del sobrecalentador (m)	1.6
Altura del sobrecalentador (m)	1
Largo del sobrecalentador (m)	1
Paso transversal (mm)	76
Paso longitudinal (mm)	38
Caída de presión de las tuberías (kPa)	2.616
Caída de presión del vapor de escape (kPa)	0.038

*Fuente: Elaboración propia.*

Las caídas de presión en las tuberías y del vapor de escape de trapiche tienen valores adecuados ya que representan menos del 10% de sus respectivas presiones.

**Figura 41**

Áreas de los intercambiadores de calor del ORC (sistema unificado) para venta directa de potencia a la red eléctrica.



Fuente: Elaboración propia.

#### **4.4.2. Evaluación económica del ORC (sistema unificado) para la venta directa de potencia a la red eléctrica.**

Se evaluará los beneficios técnicos y económicos con los costos de instalación y de operación para determinar la rentabilidad del ORC, para los cálculos se considera el cambio del sol a dólar 3.7, un interés del 12% y un periodo de tiempo de 20 años al proyecto.

#### 4.4.2.1. Beneficio actual del proyecto

##### 4.4.2.1.1. Ingreso por venta de energía del proyecto a la red

**Tabla 80**

*Ingreso de energía vendida anual a la red eléctrica con la incorporación del ORC (sistema gases de escape) para venta directa a la red eléctrica.*

<b>VENTA DE POTENCIA DEL ORC A LA RED ELÉCTRICA</b>		
Potencia para venta a red del proyecto (MW)	0.802	$W_{\text{RED PRO}}$
Costo de la energía vendida (S./MWh)	215	$C_{\text{venta ENER}}$
Tiempo de operación anual promedio (horas/año)	6416.282	$t_{\text{op,ANUAL}}$
<b>Ingreso de energía vendida del proyecto al año (S./año)</b>	<b>1105862.89</b>	<b><math>B_{\text{ENER PROJ}}</math></b>

*Fuente: Elaboración propia.*

##### 4.4.2.1.2. Ingreso por mercado de carbono

**Tabla 81**

*Bono por mercado de carbono del ORC (sistema unificado) para la venta directa de potencia a la red eléctrica.*

<b>BONO DE CARBONO (CON EL ORC)</b>		
Factor de Margen Combinado (Ton CO <sub>2</sub> / MWh)	0.547	$F_{\text{MC}}$
Energía excedente anual con influencia del ORC (MWh/año)	5143.55	$E_{\text{EXC, ANUAL ORC}}$
Emisiones de CO <sub>2</sub> (Ton CO <sub>2</sub> / año)	2813.521	$E_{\text{mCO}_2}$
Precio de la Tonelada de CO <sub>2</sub> (\$/Ton CO <sub>2</sub> )	15	$p_u \text{ TON/CO}_2$
Ingreso por bono de carbono (\$/año)	42202.814	$B_{\text{CARBONO}}$
<b>Ingreso por bono de carbono (S./año)</b>	<b>156150.41</b>	<b><math>B_{\text{CARBONO}}</math></b>

*Fuente: Elaboración propia.*

##### 4.4.2.1.3. Beneficio total del proyecto

Aplicando (138):

$$B_{ANUAL,PROY} = (1\ 105\ 862,89 + 156\ 150,41)S/./año = 1\ 262\ 013,3\ S/./año$$

#### 4.4.2.2. Costo de inversión del proyecto

Será solamente el costo de inversión del ORC, los equipos principales que conformarían el ORC serán evaluados según la metodología vista en el capítulo 3.6.2.

Los costos de los equipos del ORC serán los mismos que fueron vistos en el capítulo 4.3.2.1, con excepción del sobrecalentador, el cual es:

**Tabla 82**

*Costo de inversión del sobrecalentador del ORC (sistema unificado) para la venta directa de potencia a la red eléctrica.*

<b>SOBRECALENTADOR</b>	
A (m <sup>2</sup> )	28.30
K <sub>1</sub>	4.3247
K <sub>2</sub>	-0.303
K <sub>3</sub>	0.1634
C <sub>pi</sub> (\$)	16951.348
P (kPa)	557.306
C <sub>1</sub>	-0.00164
C <sub>2</sub>	-0.00627
C <sub>3</sub>	0.0123
F <sub>pi</sub>	1.185
B <sub>1</sub>	1.63
B <sub>2</sub>	1.66
F <sub>M</sub>	1.25
<b>C<sub>COMP</sub> (\$)</b>	<b>69329.06</b>

*Fuente: Elaboración propia.*

Con los costos de todos los componentes del ORC, se procede a calcular el costo de inversión de la implementación del ORC, con la Ec. (147) y (150).

**Tabla 83**

*Cálculo de inversión de los equipos del ORC (sistema unificado) para la venta directa de potencia a la red eléctrica.*

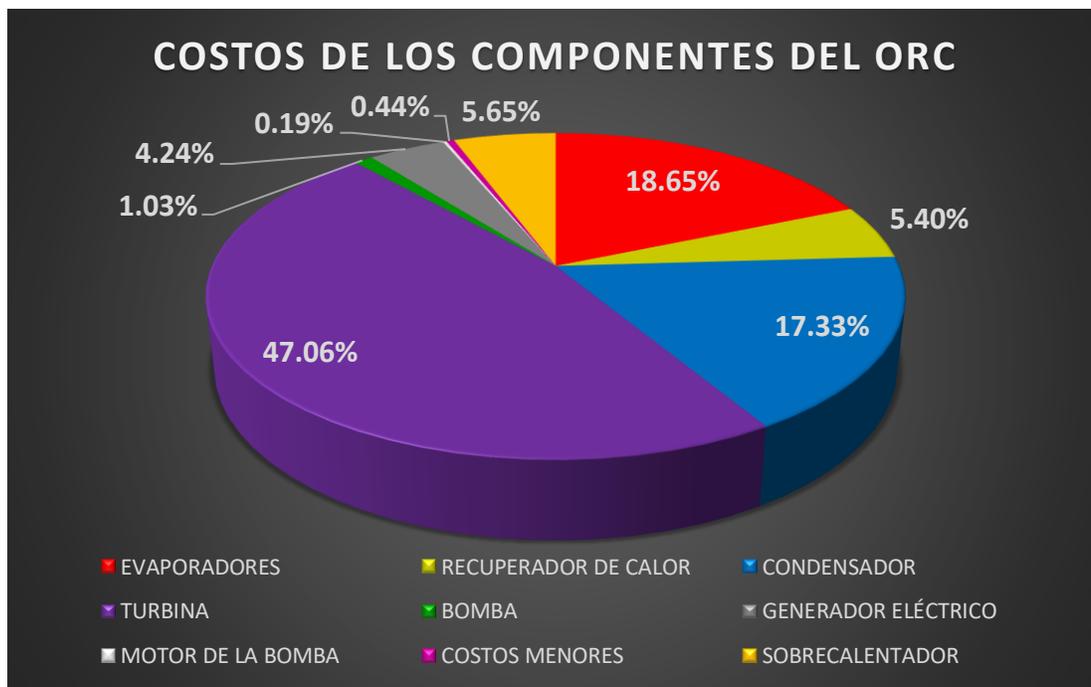
CÁLCULO DE INVERSIÓN DE LOS EQUIPOS DEL ORC		
$C_{INV, ORC}$	Costo de la inversión del ORC (\$)	1227517.09
$C_{INV, ORC}$	Costo de la inversión del ORC (S/.)	4541813.25
$C_{OG}$	Costo anual por operación y mantenimiento (S/.)	68127.20

*Fuente: Elaboración propia.*

$$C_{INV, PRO} = 4\,541\,813,25 \text{ S/}.$$

**Figura 42**

*Porcentajes de costos de los componentes del ORC (sistema unificado) para la venta directa de potencia a la red eléctrica.*



*Fuente: Elaboración propia.*

Se aprecia en la Figura 42, que el componente del ORC que mayor costo tiene con diferencia es la turbina, seguido de los evaporadores y del condensador.

#### 4.4.2.3. Flujo de caja anual

Aplicando la Ec. (149)

$$F_{ANUAL} = (1\ 262\ 013,3 - 68\ 127,2) S./año = 1\ 193\ 886,1 S./año$$

#### 4.4.2.4. Tasa de descuento

En Agroindustrias San Jacinto se suele trabajar con el 12% en las inversiones.

#### 4.4.2.5. Determinación del PRI simple

Para el Periodo de Retorno de Inversión simple se utiliza la Ec. (152)

$$PRI_{SIMPLE} = \frac{4\ 541\ 813,25 S/.}{1\ 193\ 886,1 S/.} = 3,8 \text{ años}$$

Es decir, la recuperación de capital se retorna en 3 años y 9 meses.

#### 4.4.2.6. Determinación del PRI real

Para el Periodo de Retorno de Inversión real se utiliza la Ec. (153)

$$PRI_{REAL} = \frac{\ln \left[ \frac{1\ 193\ 886,1}{1\ 193\ 886,1 - 0,12(4\ 541\ 813,25)} \right]}{\ln[1 + 0,12]} = 5,38$$

Es decir, la inversión con intereses se retorna en 5 años y 4 meses.

#### 4.4.2.7. Determinación del VAN

Se aplica la Ec. (154):

$$VAN = \left( \sum_{t=1}^n \frac{1\ 193\ 886,1}{(1+0,12)^t} - 4\ 541\ 813,25 \right) S/.$$

$$VAN = 4\ 375\ 851,67 S/.$$

#### 4.4.2.8. Determinación de la relación B/C

Se aplica la Ec. (156)

$$B/C = \frac{\sum_{i=1}^n \frac{1\ 262\ 013,3}{(1+0,12)^{20}}}{\sum_{i=1}^n \frac{68\ 127,23}{(1+0,12)^{20}} + 4\ 541\ 813,25}$$

$$B/C = 1,87$$

#### 4.4.2.9. Determinación del TIR

Para la Tasa Interna de Retorno se utiliza la Ec. (157):

$$VAN = 0 = \left( \sum_{t=1}^{10} \frac{1\ 193\ 886,1}{(1+TIR)^{20}} - 4\ 541\ 813,25 \right)$$

$$TIR = 26,03 \%$$

### 4.5. RESUMEN DE ESCENARIOS

Finalmente se presentan dos cuadros comparativos, uno técnico y uno económico, para los cuatro escenarios analizados:

#### 4.5.1. Resumen técnico

Para el resumen técnico se muestra para cada escenario: la eficiencia térmica del ORC, el aumento de la potencia para la venta directa a la red eléctrica, la eficiencia en la recuperación de calor disponible, la eficiencia exergética del ORC y el área total de los intercambiadores de calor.

En los escenarios del ORC con sistema gases de escape cada uno de los dos evaporadores del ORC tiene un área de 179,86 m<sup>2</sup> y para los escenarios del ORC con sistema unificado cada uno de los dos evaporadores del ORC tiene un área de 149,59 m<sup>2</sup>, por lo cual el total de áreas se contabiliza sumando el área del recuperador de calor, del condensador, del sobrecalentador (en los escenarios del ORC con sistema unificado), con el área de los evaporadores (ya que son dos unidades de evaporadores se multiplica el área por dos).

**Tabla 84**

*Resumen técnico de los cuatro diferentes escenarios dados del ORC.*

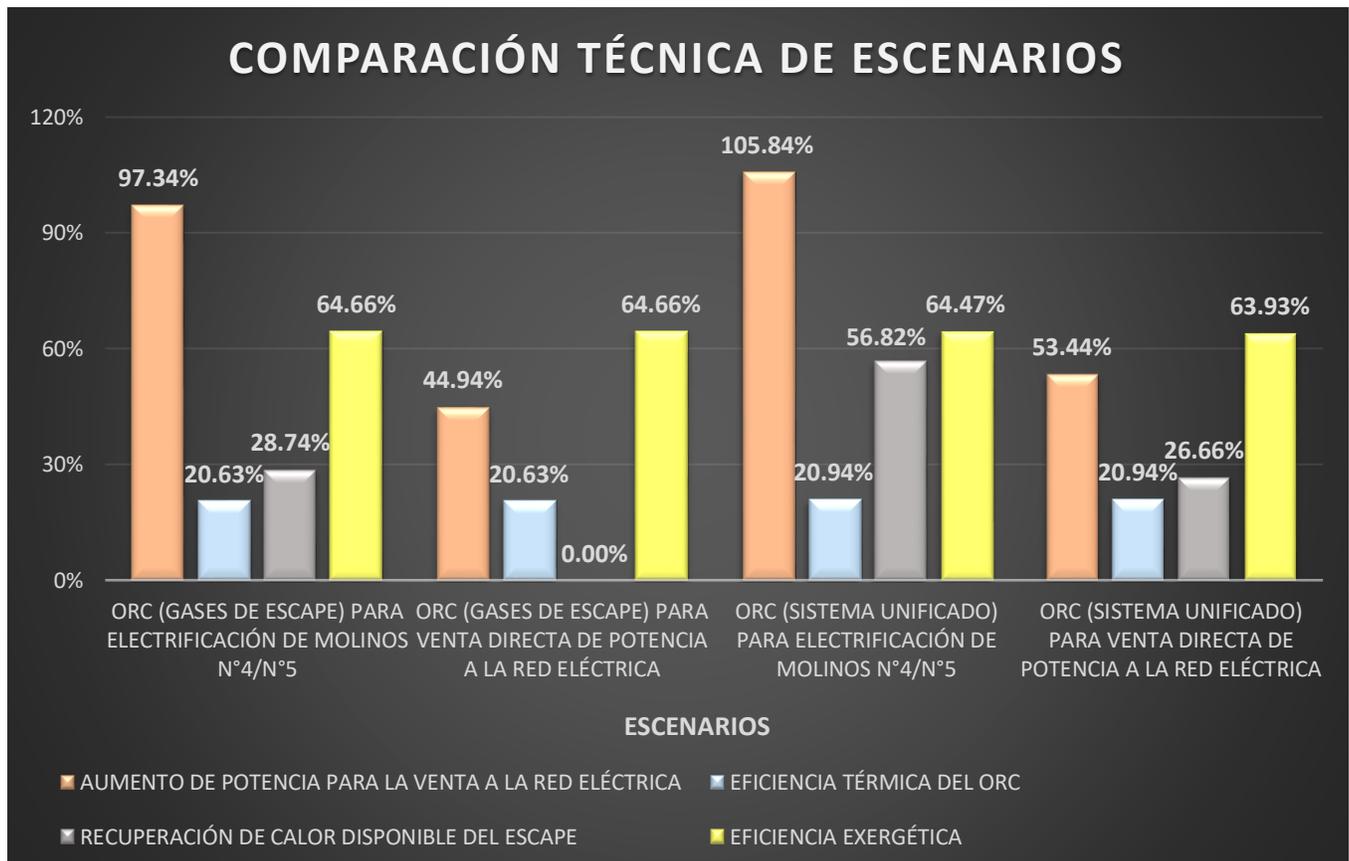
ESCENARIO	ORC (GASES DE ESCAPE)-ELEC (MOLINOS N°4/N°5)	ORC (GASES DE ESCAPE)-VENTA DIRECTA (RED ELEC)	ORC (UNIFICADO)- ELEC (MOLINOS N°4/N°5)	ORC (UNIFICADO) - VENTA DIRECTA (RED ELEC)
POTENCIA DEL ORC (kW)	674.07	674.07	801.64	801.64
AUMENTO DE POTENCIA PARA LA VENTA A LA RED ELÉCTRICA	97.34%	44.94%	105.84%	53.44%
EFICIENCIA TÉRMICA DEL ORC	20.63%	20.63%	20.94%	20.94%
EFICIENCIA EN LA RECUPERACIÓN DE CALOR DISPONIBLE DEL ESCAPE	28.74%	0.00%	56.82%	26.66%
EFICIENCIA EXERGÉTICA	64.66%	64.66%	64.47%	63.93%
EVAPORADORES	178.3	178.3	156.8	156.8
SOBRECALENTADOR	-	-	57.80	28.30
RECUPERADOR	52.84	52.84	37.64	37.64
CONDENSADOR	99.08	99.08	113.25	113.25
TOTAL	508.52	508.52	522.29	492.79

*Fuente: Elaboración propia.*

Como se aprecia en la Tabla 84 en términos de aumento de potencia para la venta a la red eléctrica y recuperación de calor disponible del escape el escenario del ORC (sistema unificado) para electrificación de los molinos N°4 y N°5, y el escenario del ORC (sistema gases de escape) para la venta directa de potencia a la red, es el único escenario que no recupera calor disponible, ya que su instalación cambia la distribución actual de vapor.

**Figura 43**

*Comparación técnica de los cuatro escenarios de incorporación del ORC.*

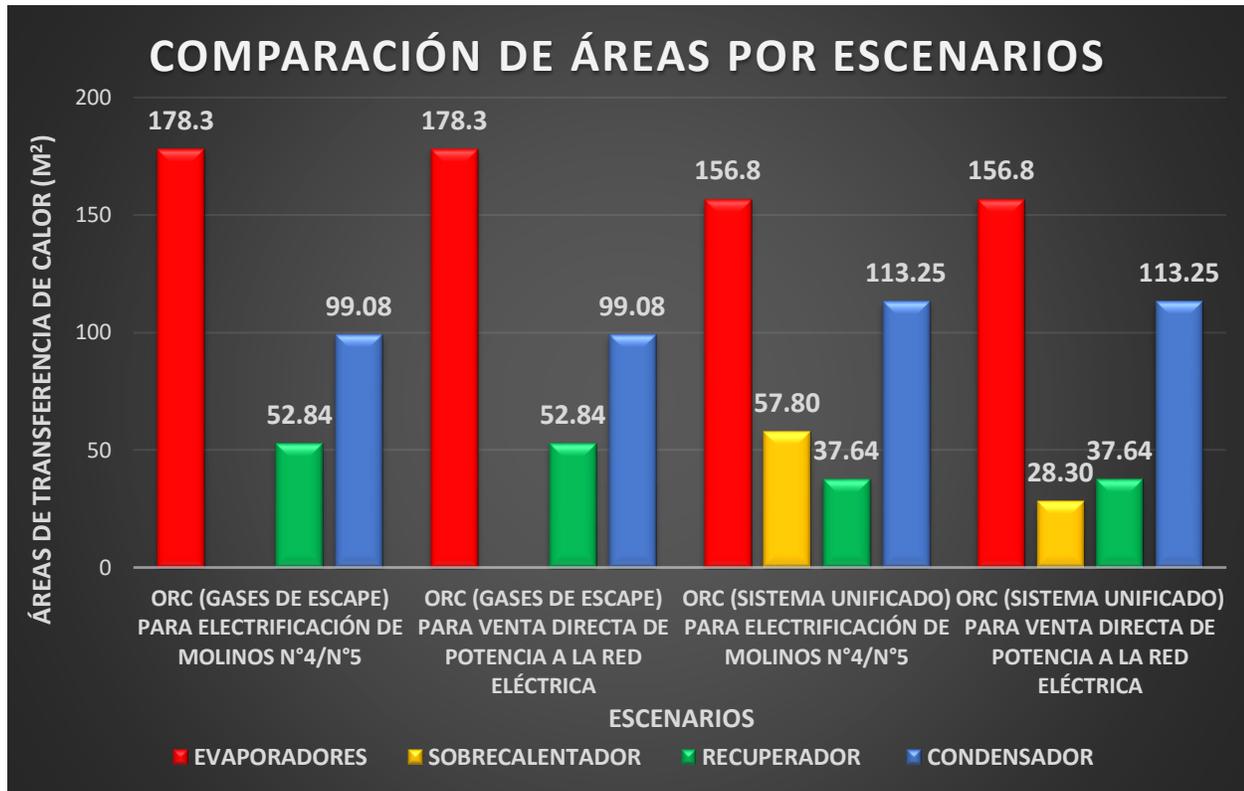


*Fuente: Elaboración propia.*

Observando las áreas de los intercambiadores de calor del ORC en cada escenario, evidentemente se denota que los evaporadores son los que más área requieren, en los escenarios del ORC con sistema gases de escape los evaporadores tienen las tres fases de calentamiento (precalentamiento, evaporación y sobrecalentamiento), sin embargo debido a la incorporación del sobrecalentador en los escenarios del ORC con sistema unificado, el área de los evaporadores disminuye (al igual que el área de los recuperadores de calor), y además el área del condensador aumenta, esto se debe al aumento del flujo másico del benceno.

**Figura 44**

Comparación de áreas de los cuatro escenarios de incorporación del ORC.



Fuente: Elaboración propia.

#### 4.5.2. Resumen económico

En el resumen económico se muestran las variables de evaluación de proyectos: inversión, flujo de caja anual, Pay Back simple, Pay Back real, el VAN, relación costo beneficio (B/C) y TIR. Considerando una tasa de interés del 12% y el periodo de tiempo de vida útil de 20 años al proyecto.

**Tabla 85**

*Resumen económico de los cuatro diferentes escenarios dados del ORC.*

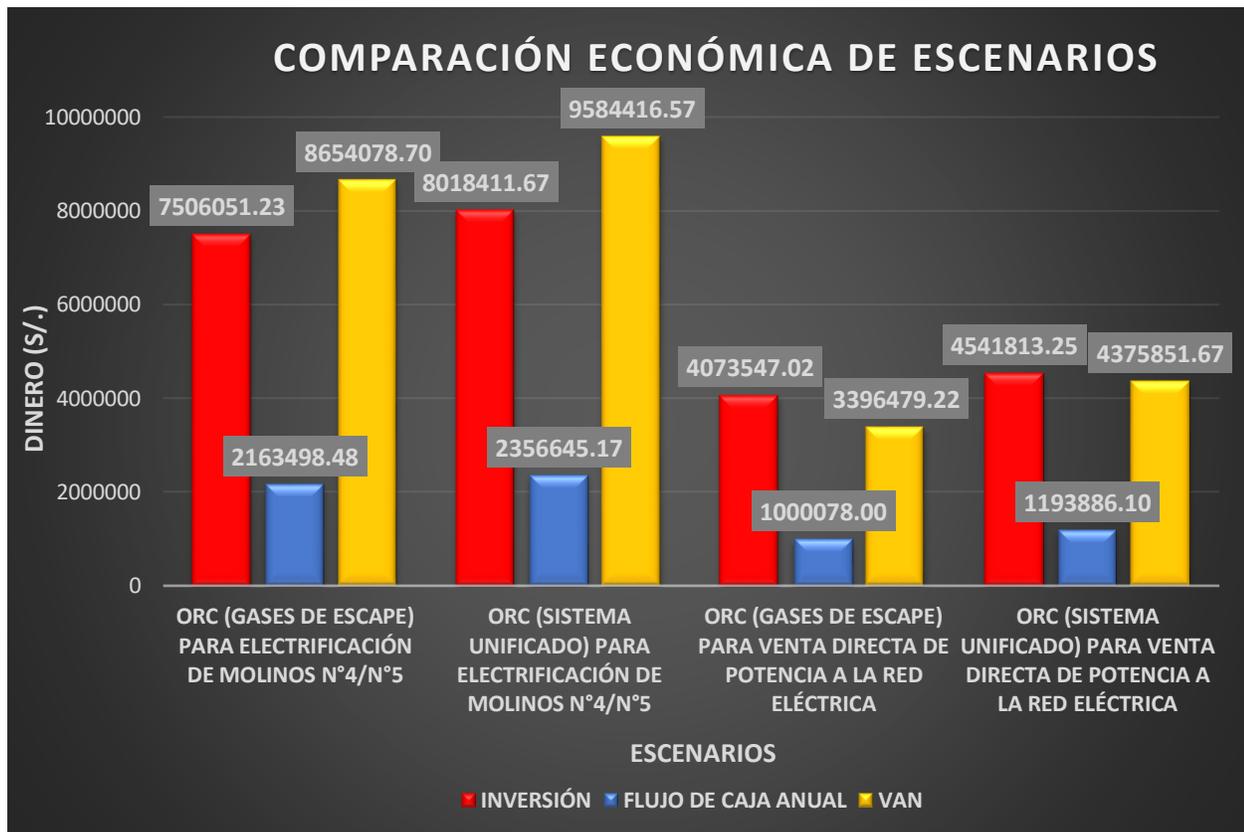
<b>ESCENARIO</b>	<b>ORC (GASES DE ESCAPE)-ELEC (MOLINOS N°4/N°5)</b>	<b>ORC (UNIFICADO)- ELEC (MOLINOS N°4/N°5)</b>	<b>ORC (GASES DE ESCAPE)-VENTA DIRECTA (RED ELEC)</b>	<b>ORC (UNIFICADO) - VENTA DIRECTA (RED ELEC)</b>
INVERSIÓN	7506051.23 S/.	8018411.67 S/.	4073547.02 S/.	4541813.25 S/.
FLUJO DE CAJA ANUAL	2163498.48 S/.	2356645.17 S/.	1000078 S/.	1193886.1 S/.
PAY BACK SIMPLE	3.47 3 años y 5 meses	3.40 3 años y 4 meses	4.07 4 años y 0 meses	3.80 3 años y 9 meses
PAY BACK REAL	4.75 4 años y 9 meses	4.63 4 años y 7 meses	5.92 5 años y 11 meses	5.38 5 años y 4 meses
VAN	8654078.7 S/.	9584416.57 S/.	3396479.22 S/.	4375851.67 S/.
B/C	2.02	2.05	1.75	1.87
TIR	28.64%	29.22%	24.23%	26.03%

*Fuente: Elaboración propia.*

Como se aprecia en la Tabla 85 el escenario más atractivo económicamente es el ORC (sistema unificado) para electrificación de molinos N°4 y N°5. Ahora teniendo en cuenta que Agroindustrias San Jacinto S.A.A. suele hacer inversiones que no sean elevadas, el escenario del ORC (sistema gases de escape) para electrificación de molinos N°4 y N°5 sería el elegido por la empresa.

**Figura 45**

*Comparación económica de los cuatro escenarios de incorporación del ORC.*

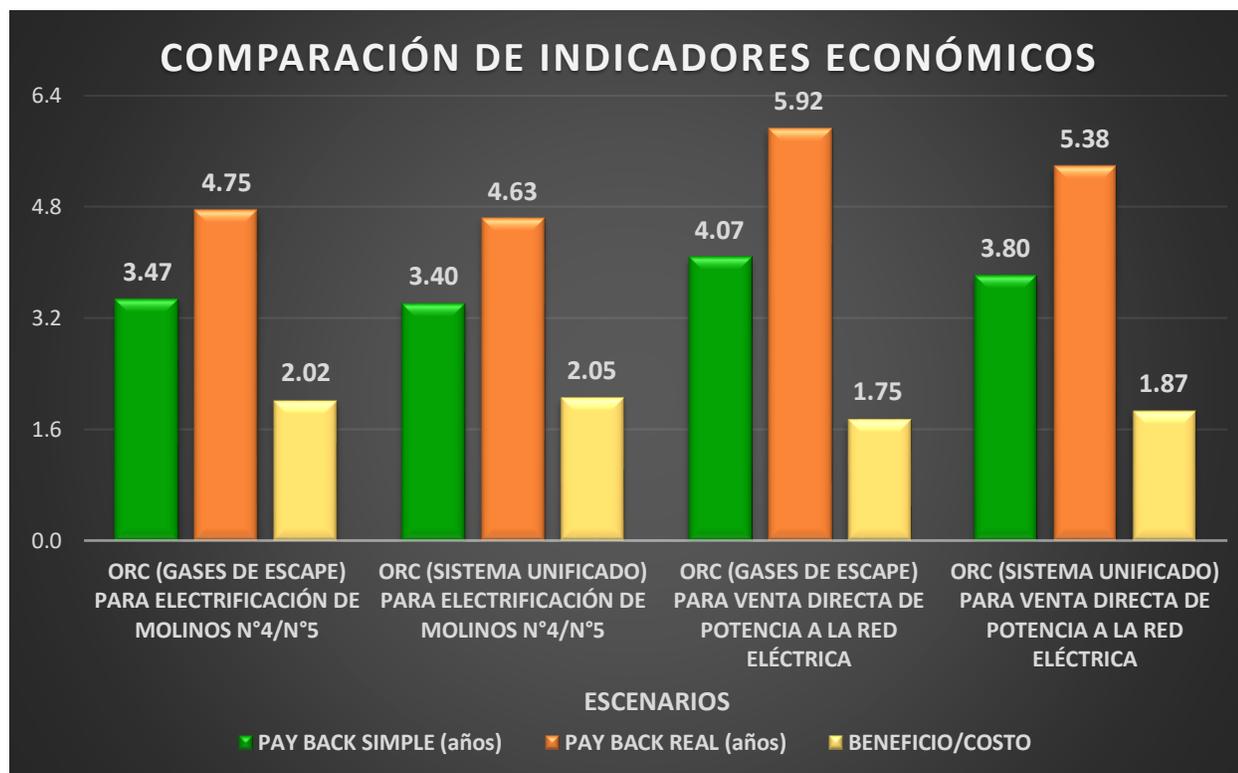


*Fuente: Elaboración propia.*

Sin embargo, el escenario de ORC (sistema gases de escape) para electrificación de molinos N°4 y N°5, tiene el PAY BACK básico más alto, siendo de 4 años, a comparación del resto que son de 3 años y algunos meses, además de contar con el menor B/C, siendo de 1,75; mientras que el escenario del ORC (sistema unificado) para electrificación de molinos N°4 y N°5 tiene el PAY BACK básico y real más bajo, siendo de 4 años y 6 meses y el mayor B/C, siendo de 2,05.

**Figura 46**

*Comparación de indicadores económicos de los cuatro escenarios de incorporación del ORC.*



*Fuente: Elaboración propia.*

#### **4.6. DISCUSIONES**

El análisis técnico y económico hecho en los cuatro escenarios se realizó considerando el actual déficit de operación en el área de trapiche, debido a una mala gestión, teniendo como consecuencia mantenimiento correctivo constante en los martillos de los molinos, sumándose a esto la escasez esporádica de caña, por lo cual, esta afecta el tiempo de operación anual en cualquier escenario y por ende limita el beneficio económico. Si se corrige este déficit de operación en trapiche los escenarios de ORC para la venta directa de potencia a la red eléctrica podrían acercarse a la rentabilidad de los escenarios de ORC para la electrificación de los molinos N°4 y N°5.

También se debe mencionar que cuando ocurren inconvenientes de parada de molienda o falta de caña, el vapor que normalmente debería ser suministrado a los molinos podría, al menos en parte, ir al

turbogenerador para producir más potencia y por ende obtener una ganancia mayor, hasta que los inconvenientes mencionados sean solucionados. Sin embargo, no se puede elegir esta opción, sin que antes se solucionen los problemas de disparos y desconexión del turbogenerador, lo cual impide que se pueda vender a la red eléctrica más de 1,5 MW.

## V. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

### 5.1. CONCLUSIONES

- Según los trabajos referenciados se determinó que el benceno es el fluido más óptimo en aplicaciones de ORC en centrales térmicas a biomasa (considerando que Agroindustrias San Jacinto S.A.A. es un ingenio azucarero) y que la configuración más adecuada es el ciclo Rankine orgánico con recuperador de calor.
- Se realizó un algoritmo donde se estableció que puede haber cinco escenarios para la instalación de un ORC en el ingenio: ORC con sistema de gases de escape para la electrificación de los molinos N°4 y N°5, ORC con sistema de gases de escape para venta directa de potencia a la red eléctrica, ORC con sistema unificado para la electrificación de los molinos N°4 y N°5; y ORC con sistema unificado para venta directa de potencia a la red eléctrica; el otro escenario de ORC con sistema de gases de escape para la electrificación total de los equipos a vapor en trapiche no es viable.
- Se realizó el balance de energía por cada configuración del ORC, en la cual el sistema gases de escape nos genera una potencia de 674,07 kW y el sistema unificado nos genera una potencia de 801,64 kW.
- La influencia eléctrica del ORC fue en el aumento de potencia para la venta a la red eléctrica, comenzando por los escenarios de electrificación de los molinos N°4 y N°5: en el ORC (sistema gases de escape) el aumento es del 97.34% y en el ORC (sistema unificado) el aumento es del 44.94%; y finalizando en los escenarios de venta directa de potencia a la red: en el ORC (gases de escape) el aumento es del 105.84% y en el ORC (sistema unificado) el aumento es del 53.44%.
- La influencia térmica del ORC fue en la recuperación de calor disponible del escape, comenzando por los escenarios de electrificación de los molinos N°4 y N°5: en el ORC (sistema gases de escape) la recuperación es del 28,74% y en el ORC (sistema unificado) la recuperación es del 56,82%; y en los

escenarios de venta directa de potencia a la red eléctrica: en el ORC (sistema gases de escape) no hay recuperación y en el ORC (sistema unificado) la recuperación es del 26,66%.

- Se realizó un análisis exergético donde la eficiencia exergética de los escenarios del ORC (sistema gases de escape) es de 64,66%, para el del ORC (sistema unificado) para electrificación de los molinos N°4 y N°5 es de 64.47% y el escenario del ORC (sistema unificado) para la venta directa de potencia a la red eléctrica es de 63.93%.
- Se dimensionaron los intercambiadores de calor en los cuatro escenarios del ORC, donde en los dos escenarios del ORC (sistema gases de escape) el área total fue de 508,52 m<sup>2</sup>, en el ORC (sistema unificado) para la electrificación de los molinos N°4 y N°5 el área total fue de 522,29 m<sup>2</sup> y en el ORC (sistema unificado) para venta directa de potencia a la red eléctrica el área total fue de 492,79 m<sup>2</sup>.
- Los dos escenarios de electrificación de los molinos N°4 y N°5 tienen un PAY BACK real de aproximadamente 4 años y medio y una relación B/C superior a 2, valores óptimos para hacer la inversión del proyecto, solo desde el punto de vista económico. Los dos escenarios de venta directa de potencia a la red eléctrica tienen un PAY BACK real de aproximadamente 5 años y medio y una relación B/C entre 1.7 y 1.9, lo cual también es bueno, si no se desea hacer una elevada inversión del proyecto, y además todos los escenarios tienen una TIR superior a 24%, más del doble de la tasa de interés.
- Por lo anterior explicado, tanto técnica como económicamente el escenario más conveniente es el ORC con sistema unificado para la electrificación de molinos N°4 y N°5.

## **5.2. RECOMENDACIONES**

- Se recomienda según C. Zhang et al., 2017 que los materiales que se usen para los evaporadores y recuperador de calor serán: en las tuberías CS ASTM SAA333 y para las aletas Aluminio; y para las placas del condensador será CS ASTM SAA333.

- Para la ejecución real del proyecto se deben retirar parte de los antiguos ductos de petróleo bunker de las calderas para que haya espacio y se pueda instalar las tuberías que atravesarían los ductos de los gases de escape que serían usados como evaporadores del ORC.
- Se debe realizar en estudio en el turbogenerador que detecte el origen de las fallas que actualmente impiden una venta mayor a 1,5 MW, para que el proyecto del ORC pueda vender la potencia adicional que genera.
- Se recomienda hacer un mantenimiento predictivo en trapiche, evitando así el desgaste de martillos en los molinos, erradicando las paradas semanales y así tener un mayor tiempo de operación anual para los escenarios del ORC.

## Bibliografía

- Alshammar, F. (2018). *Expansores para la Tecnología de Ciclo Rankine Orgánico*. Disponible en: <http://dx.doi.org/10.5772/intechopen.78720>
- Asadi, M. Haghghi. (2013) *Analysis of heat transfer arising radiation in circular finned-tube heat exchanger*. Aditi International. Disponible en: [https://www.researchgate.net/profile/Masoud-Asadi/6/publication/258521408\\_ANALYSIS\\_OF\\_HEAT\\_TRANSFER ARISING\\_RADIATION\\_IN\\_CIRCULAR\\_FINNEDTUBE\\_HEAT\\_EXCHANGER/links/02e7e5289c435df9b7000000/ANALYSIS-OF-HEAT-TRANSFER-ARISING-RADIATION-IN-CIRCULAR-FINNED-TUBE-HEAT-EXCHANGER.pdf](https://www.researchgate.net/profile/Masoud-Asadi/6/publication/258521408_ANALYSIS_OF_HEAT_TRANSFER ARISING_RADIATION_IN_CIRCULAR_FINNEDTUBE_HEAT_EXCHANGER/links/02e7e5289c435df9b7000000/ANALYSIS-OF-HEAT-TRANSFER-ARISING-RADIATION-IN-CIRCULAR-FINNED-TUBE-HEAT-EXCHANGER.pdf)
- Avgeri, S. Assael, M. Huber, M. Perkins, R. (2014) *Reference Correlation of the Viscosity of Benzene from the Triple Point to 675 K and up to 300 MPa*. University Thessaloniki. Disponible en: <https://srd.nist.gov/jpcrdreprint/1.4892935.pdf>
- Bertrand, F. Lambrinos, Gr. Frangoudakis, A. Papadakis G. (2011) *Low-grade heat to power conversion using organic Rankine cycles: a review of various applications*. Elsevier. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S1364032111002644>
- Bombarda, P. Invernizzi, C. Pietra, C. (2010) *Heat recovery from Diesel engines: A thermodynamic comparison between Kalina and ORC cycles*. Elsevier. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S1359431109002518>
- Caetano Silva, T. (2016) *Dimensionamento de trocadores de calor para recuperação de calor residual no sistema ORC de um FPSO*. Universidade Federal de Itajubá. Disponible en: [https://repositorio.unifei.edu.br/jspui/bitstream/123456789/523/1/dissertacao\\_silva1\\_2016.pdf](https://repositorio.unifei.edu.br/jspui/bitstream/123456789/523/1/dissertacao_silva1_2016.pdf)
- Cengel, Y. Ghajar, A. (2011) *Transferencia de calor y masa*. Cuarta edición.

- Cerrada, G. (2020). *Análisis de Ciclos de Rankine Orgánicos*. Universidad de Sevilla. Disponible en: <https://idus.us.es/handle/11441/103258>
- Cheng, Z. Chao, L. Shukun, W. Xiaoxiao, X. Qibin, L. (2016) *Thermo-economic comparison of the subcritical organic Rankine cycle based on different configurations of heat exchangers*. Elsevier. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0360544217301391>
- Cheng, Z. Liu, C. Xu, X. Qibin, L. Shukun, W. Xi, C. (2018) *Effects of superheat and internal heat exchanger on thermo-economic performance of organic Rankine cycle based on fluid type and heat sources*. Elsevier. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0360544218312428>
- Dias, R. (2018) *Recuperação de calor utilizando Ciclo Rankine Orgânico em usinas termelétricas de potência a vapor*. Instituto de Pesquisas Tecnológicas de Estado de Sao Paulo. Disponible en: [https://www.ipt.br/pos\\_graduacao\\_ipt/solucoes/dissertacoes/1076\\_recuperacao\\_de\\_calor\\_utilizando\\_ciclo\\_rankine\\_organico\\_em\\_usinas\\_termeletricas\\_de\\_potencia\\_a\\_vapor.htm](https://www.ipt.br/pos_graduacao_ipt/solucoes/dissertacoes/1076_recuperacao_de_calor_utilizando_ciclo_rankine_organico_em_usinas_termeletricas_de_potencia_a_vapor.htm)
- Díaz, R. Ordinola, D. (2016) *INFLUENCIA EN LA INSTALACIÓN DEL TURBO GENERADOR DE 21.7 MW EN LA REPOTENCIACIÓN DE LA CENTRAL DE COGENERACIÓN DE AGROINDUSTRIAS SAN JACINTO S.A.A.* Disponible en: [https://alicia.concytec.gob.pe/vufind/Record/UNSR\\_14747698dfa6f591926b6f96bf27bc31](https://alicia.concytec.gob.pe/vufind/Record/UNSR_14747698dfa6f591926b6f96bf27bc31)
- Dudley, B. (2018). *Revisión estadística de BP de la energía mundial 2018. Economía energética, Centro de investigación y política de economía energética*. Petróleo británica, Disponible en: <https://www.bp.com/en/global/corporate/energy-economics/statistical-review-of-world-energy/electricity.html>.

- Faroni, L. Mantovani, R. (2016) *MODELAGEM DE UM CICLO RANKINE ORGÂNICO (ORC) PARA APROVEITAMENTO DE CALOR RESIDUAL DE UM MOTOR DE COMBUSTÃO INTERNA (MCI)*. Universidad Federal de Espíritu Santo. Recuperado de: [https://mecanica.ufes.br/sites/engenhariamecanica.ufes.br/files/field/anexo/9.tcc\\_lara\\_e\\_raul.pdf](https://mecanica.ufes.br/sites/engenhariamecanica.ufes.br/files/field/anexo/9.tcc_lara_e_raul.pdf)
- Feng, Y. Zhang, Y. Li, B. Yang, J. Shi, Y. (2014) *Comparison between regenerative organic Rankine cycle (RORC) and basic organic Rankine cycle (BORC) based on thermoeconomic multi-objective optimization considering exergy efficiency and levelized energy cost (LEC)*. Elsevier.  
Disponibile en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0196890415001582>
- Gang, L. (2015) *Organic Rankine cycle performance evaluation and thermoeconomic assessment with various applications part I: Energy and exergy performance evaluation* Elsevier.  
Disponibile en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S1364032115009302>
- Goodwin, R. (1988) *Benzene Thermophysical properties from 279-900 K at pressures to 1000 Bar*. National Institute of Standards and Technology, Boulder, Colorado.  
Recuperado de: <https://www.nist.gov/system/files/documents/srd/jpcrd350.pdf>
- Hong. (1997). *Recuperación de calor Residual. Tecnología y oportunidades en la industria estadounidense*.  
Disponibile en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0360544219316998>
- Igbong, D. Nyong, O. Enyia, J. Agba, A. (2021) *Working Fluid Selection for Simple and Recuperative Organic Rankine Cycle Operating Under Varying Conditions: A Comparative Analysis*. Advances in Science and Techonology Research Jorunal. Disponibile en: [https://www.researchgate.net/publication/355915905\\_Working\\_Fluid\\_Selection\\_for\\_Simple\\_and\\_Rcuperative\\_Organic\\_Rankine\\_Cycle\\_Operating\\_Under\\_Varying\\_Conditions\\_A\\_Comparative\\_Analysis](https://www.researchgate.net/publication/355915905_Working_Fluid_Selection_for_Simple_and_Rcuperative_Organic_Rankine_Cycle_Operating_Under_Varying_Conditions_A_Comparative_Analysis)

- Lecompte, S. Huisseune, H. Broek, M. Vanslambrouck, B. Paepe, M. (2015). *Review of organic Rankine cycle architectures for waste heat recovery*. Elsevier.  
Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S1364032115002427>
- Longobardo, A. (2015) *Diseño energético del evaporador de un ciclo Rankine Orgánico utilizando el refrigerante R123 para el aprovechamiento de los gases de combustión de un motor a gas natural de 3000 kW*. PUCP.  
Disponible en: <https://tesis.pucp.edu.pe/repositorio/handle/20.500.12404/7075>
- Macchi, E. Astolfi, M. (s/f) *Organic Rankine Cycle (ORC) Powers Systems*.
- Mahmoudi A. Fazli M. Morad M. (2018) *A recent review of waste heat recovery by Organic Rankine Cycle*. Applied Thermal Engineering.  
Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S1359431118301248>
- Mota, F. Carvalho, E. Ravagnani, A. (s/f) *Modeling and Design of Plate Heat Exchanger*. Web of Science. Disponible en: <https://cdn.intechopen.com/pdfs/48647.pdf>
- Muhammad, I. Muhammad, U. Byung-Sik, P. Hyouck-Ju, K. Dong-Hyun, L. (2015) *Multi-objective optimization of evaporator of organic Rankine cycle (ORC) for low temperature geothermal heat source*. Science. Direct.  
Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S1359431115000393>
- Quoilin, S. Declaye S. Tchanche, B. Lemort, V. (2011) *Thermo-economic optimization of waste heat recovery Organic Rankine Cycles*. Elsevier.  
Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S1359431111002663>
- Ramesh, K. Shah. Dusan, P. (2003) *FUNDAMENTALS OF HEAT EXCHANGER DESIGN*. Universidad de Kentucky.

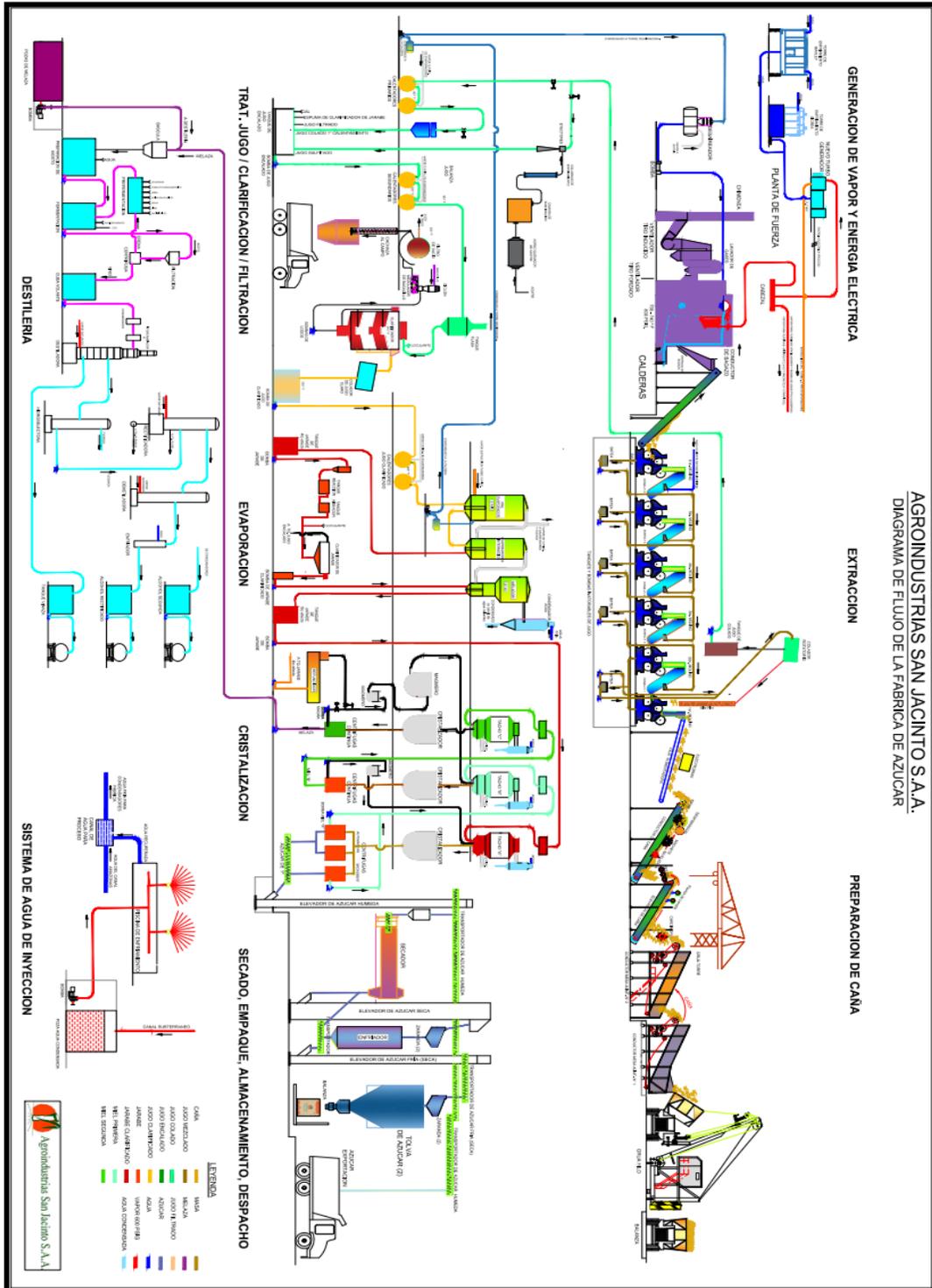
- Ribeiro A. (2010) *Projecto de um Ciclo de Rankine Orgânico para a Produção de 1 MW de Electricidade*. Universidade de Porto.  
Recuperado de: <https://repositorio-aberto.up.pt/bitstream/10216/59624/1/000141168.pdf>
- Tanaka, Y. Hase, T. Kubota, H. Makita, T. (1988) *Thermal Conductivity of Benzene and Cyclohexane under High Pressures*.  
Disponível em: <https://onlinelibrary.wiley.com/doi/abs/10.1002/bbpc.198800192>
- T, Chanche. (2011). *Low-grade heat to power conversion using organic Rankine cycles: a review of various applications*. Elsevier.  
Disponível em: <https://ideas.repec.org/a/eee/rensus/v15y2011i8p3963-3979.html>
- Van Long, L. Abdelhamid, K. Michel, F. Sandrine, P. (2014) *Thermodynamic and economic optimizations of a waste heat to power plant driven by a subcritical ORC (Organic Rankine Cycle) using pure or zeotropic working fluid*. Elsevier.  
Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0360544214012018>
- Vaja, I. Gambarotta, A. (2009) *Internal Combustion Engine (ICE) bottoming with Organic Rankine Cycles (ORCs)*. Elsevier.  
Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0360544209002321>
- Valdimarsson, P. (2017). *Ciclo Rankine Orgânico (ORC) Sistema de Potencia*. Science Direct.  
Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/book/9780081005101/organic-rankine-cycle-orc-power-systems>
- Wei, D. Lu, X. Lu, Z. Gu, Ji. *Performance analysis and optimization of organic Rankine cycle (ORC) for waste heat recovery*. Energy Conversion & Management. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0196890406003347>

- Xia, X. Wang, Z. Hu, Y. Zhou, N. (2018) *A novel comprehensive evaluation methodology of organic Rankine cycle for parameters design and working fluid selection*. Elsevier. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S1359431117365705>
- Yunli, J. Naiping, Gao. Tiantian, W. (2020) *Influence of heat exchanger pinch point on the control strategy of Organic Rankine cycle (ORC)*. Energy. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0360544220313037>
- Yie, Yi. Hsiang-Chao, L. Tsing-Fa L. (1988) *Condensation heat transfer and pressure drop of refrigerant R-134 in a plate heat exchanger*. Elsevier. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0017931098002178>
- Zhang, C. Liu, C. Whang, S. Xu, X. Li, Q. (2017) *Thermo-economic comparison of subcritical organic Rankine cycle based on different heat exchanger configurations*. Elsevier. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0360544217301391>
- Zhang, H. Wang, E. Fan, B. (2013) *Heat transfer analysis of a finned-tube evaporator for engine exhaust heat recovery*. Elsevier.  
Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0196890412003676>

# ANEXOS

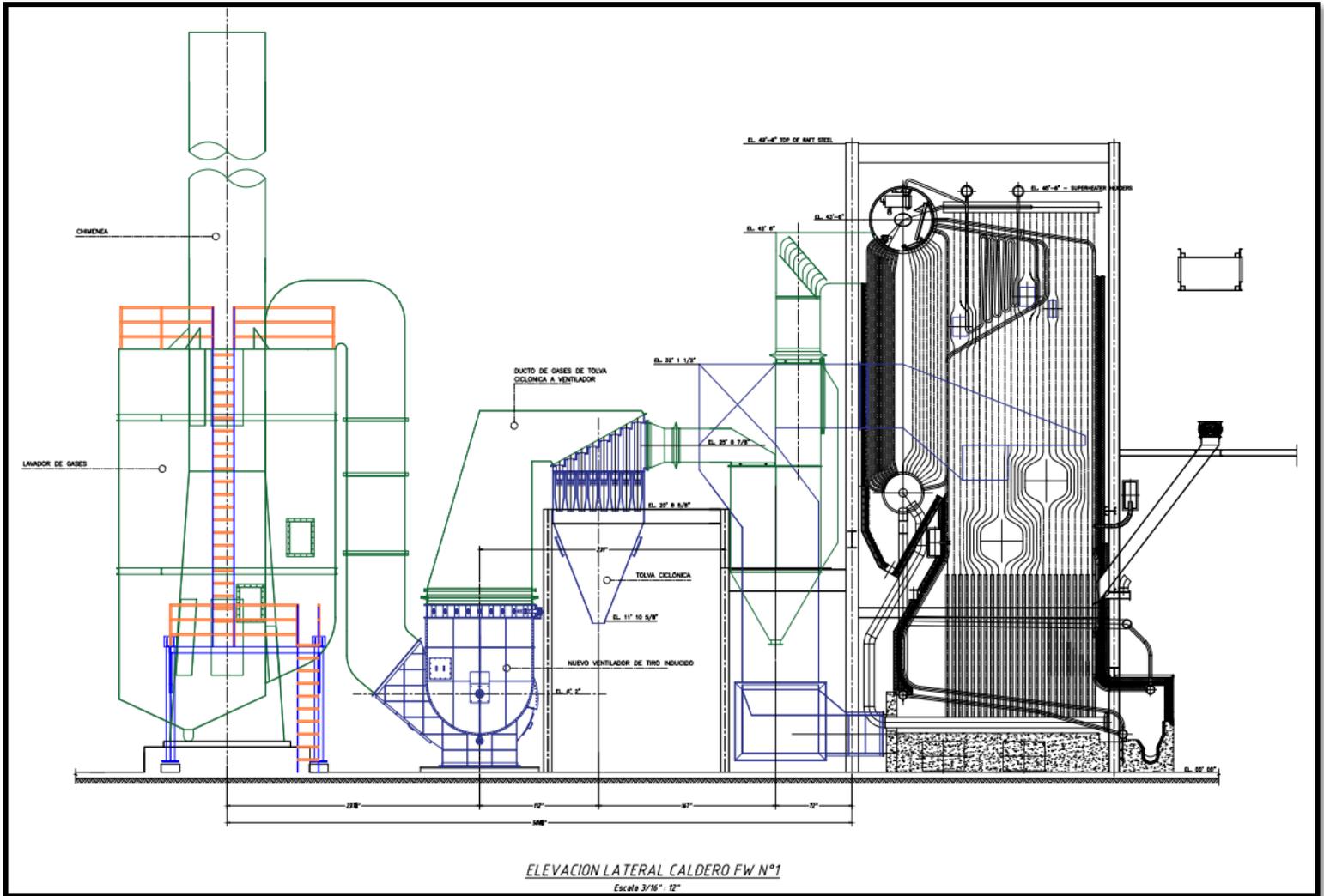
## ANEXO 1

Diagrama de flujo de la fábrica de azúcar de Agroindustrias San Jacinto S.A.A



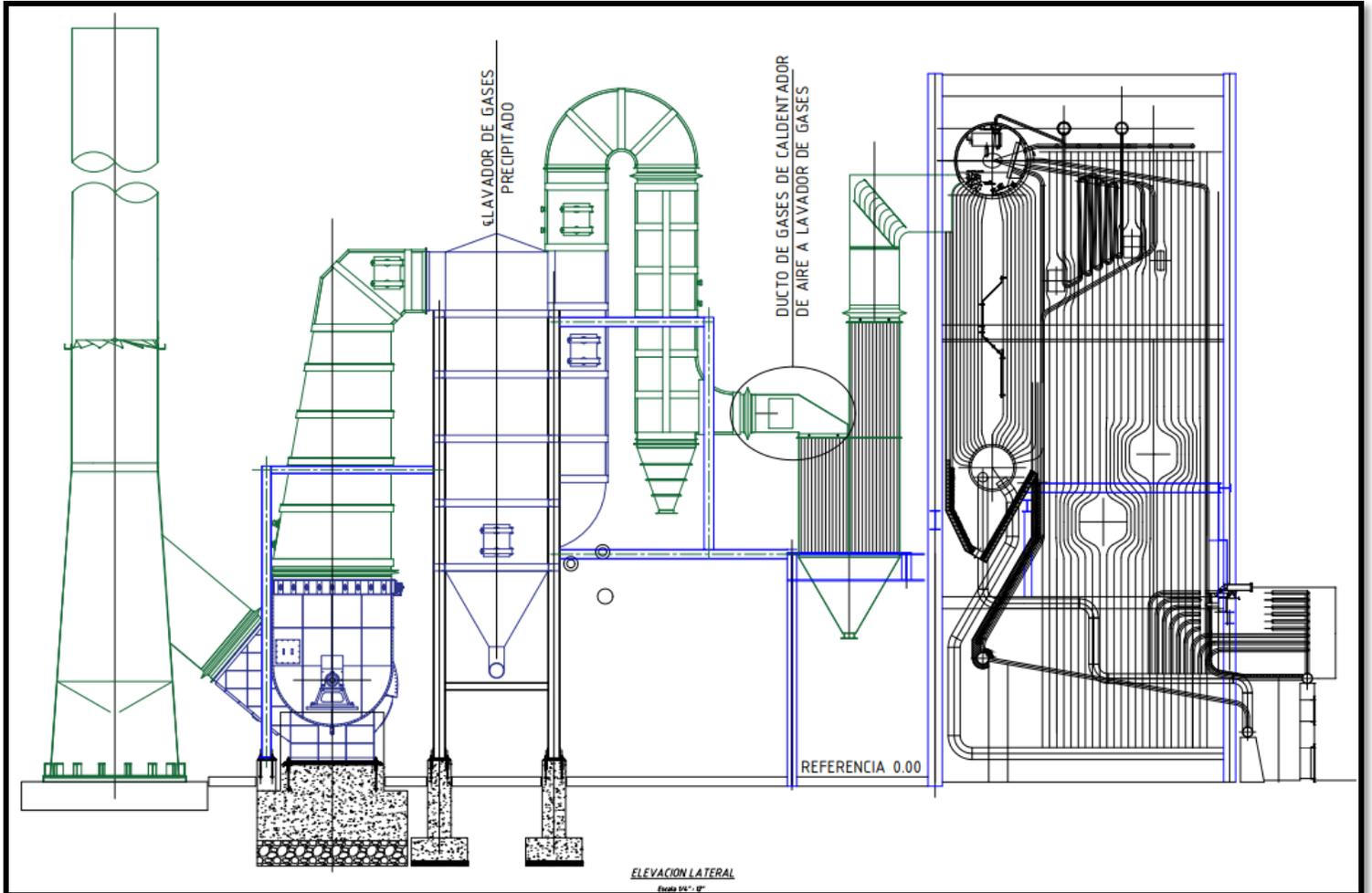
## ANEXO 2

### Plano de la caldera N°1 Foster Wheeler



### ANEXO 3

#### Plano de la caldera N°3 Foster Wheeler



## ANEXO 4

Parámetros para el dimensionamiento del evaporador del ORC (sistema gases de escape)

PARÁMETROS DE ALETAS, TUBOS Y DIMENSIONES DEL DUCTO DEL EVAPORADOR		
$d_i$	Diámetro interior de la tubería (m)	0.009
$e_t$	Espesor de tuberías (m)	0.004
$d_e$	Diámetro exterior de la tubería (m)	0.017
$S_T/d_e$	Relación del paso transversal con el diámetro exterior	5
$S_L/d_e$	Relación del paso longitudinal con el diámetro exterior	2.5
$S_T$	Paso transversal (m)	0.085
$S_L$	Paso longitudinal (m)	0.0425
$S_D$	Paso diagonal (m)	0.0601
$a$	Distancia entre aletas (m)	0.16
$e_a$	Espesor de aleta (m)	0.002
$H_{duc}$	Alto del ducto (m)	0.8
$A_{duc}$	Ancho del ducto (m)	3.12
$L_{duc}$	Largo del ducto (m)	6.25
$N_L$	Número de filas de los tubos	72
$N_{T,CM}$	Número de tubos de la columna mayor	8
$N_{T,Cm}$	Número de tubos de la columna menor	7

## ANEXO 5

Dimensionamiento del evaporador (fase de precalentamiento) del ORC (sistema gases de escape)

PROCESO DE PRECALENTAMIENTO EN EL EVAPORADOR (ESTADO: 2b->3)					
$T_w$	Temperatura de la pared (°C)	151.075			
TUBERÍAS (REFRIGERANTE BENCENO)			CORAZA (GASES DE LA COMBUSTIÓN)		
$T_{p,prec}$	Temperatura promedio del benceno (°C)	113.65	Temperatura promedio de los gases (°C)	170	$T_{p,ge}$
k	Conductividad Térmica (W/m-K)	0.106	Conductividad Térmica (W/m-K)	0.0288	k
Pr	Número de PRANDTL	4.57	Número de PRANDTL	0.732	Pr
$\mu$	Viscosidad Absoluta (kg/m-sg)	2.377E-04	Viscosidad Absoluta (kg/m-sg)	2.16E-05	$\mu$
$\rho$	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	775.417	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	1.21	$\rho$
$\mu_w$	Viscosidad Absoluta en la pared (kg/m-sg)	1.22E-04	Viscosidad Absoluta en la pared (kg/m-sg)	2.080E-05	$\mu_w$
$d_i$	Diámetro interior de la tubería (m)	0.009	Espesor de tuberías (m)	0.004	$e_t$
$N_T$	Número de tubos	540	Diámetro exterior de la tubería (m)	0.017	$d_e$
$A_i$	Área interior (m <sup>2</sup> )	6.362E-05	Área frontal del evaporador (m <sup>2</sup> )	5	$A_f$
$A_{tp}$	Área de paso total (m <sup>2</sup> )	0.03435	Velocidad de flujo por área (kg/s-m <sup>2</sup> )	6.265	$G_e$
$v_{prom}$	Velocidad promedio (m/s)	0.11975	Velocidad máxima de flujo por área (kg/s-m <sup>2</sup> )	7.832	$G_{max,e}$
Re	Número de Reynolds	3515.884	Diámetro equivalente (m)	0.452	$D_e$
f	Coefficiente de fricción	1.854E-01	Número de Reynolds máximo	1.64E+05	$Re_{ge,max}$
Nu	Número de Nusselt	136.957	Coefficiente convectivo (W/m <sup>2</sup> -K)	724.308	$h_e$
$h_i$	Coefficiente convectivo (W/m <sup>2</sup> -K)	1620.306	Resistencia del fluido	1.76E-04	$R_f$
CÁLCULOS FINALES DEL PRECALENTAMIENTO					
$Q_{prec}$	Calor de precalentamiento (kW)	443.84	Diferencia media logarítmica (K)	29.46	$\Delta T_{ML}$
$U_{prec}$	Coefficiente global de transferencia de calor (W/m <sup>2</sup> -K)	325.86	Área de transferencia de calor (m <sup>2</sup> )	52.1	$A_{prec}$
P	Parámetro P	0.8743	Longitud por tubería (m)	1.81	$L_{prec}$
R	Parámetro R	0.1875	Caída de presión en el precalentamiento		
F	Factor de corrección	0.8875	Factor de fricción	4.23E-02	$\zeta$
$k_{ace}$	Conductividad del acero (W/m-K)	386	Caída de presión de los tubos (kPa)	2.50E-02	$\Delta P_{prec}$

## ANEXO 6

Dimensionamiento del evaporador (fase de evaporación) del ORC (sistema gases de escape)

PROCESO DE EVAPORACIÓN EN EL EVAPORADOR (ESTADO: 3->4)					
TUBERÍAS (REFRIGERANTE BENCENO)			CORAZA (GASES DE LA COMBUSTIÓN)		
$T_{evap}$	Temperatura del benceno (°C)	148	Temperatura promedio de los gases (°C)	170	$T_{p,ge}$
$k$	Conductividad Térmica (W/m-K)	0.0935	Conductividad Térmica (W/m-K)	0.0288	$k$
$Pr$	Número de PRANDTL	3.124627312	Número de PRANDTL	0.732	$Pr$
$\mu$	Viscosidad Absoluta (kg/m-sg)	1.332E-04	Viscosidad Absoluta (kg/m-sg)	2.16E-05	$\mu$
$\rho_L$	Densidad líquida (kg/m <sup>3</sup> )	733.265	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	1.21	$\rho$
$\rho_g$	Densidad gaseosa (kg/m <sup>3</sup> )	14.035	Viscosidad Absoluta en la pared (kg/m-sg)	2.080E-05	$\mu_w$
$d_i$	Diámetro interior de la tubería (m)	0.009	Espesor de tuberías (m)	0.004	$e_t$
$N_T$	Número de tubos	540	Diámetro exterior de la tubería (m)	0.017	$d_e$
$A_i$	Área interior (m <sup>2</sup> )	6.362E-05	Área frontal del evaporador (m <sup>2</sup> )	5	$A_{tg}$
$A_{tp}$	Área de paso total (m <sup>2</sup> )	0.03435	Velocidad de flujo por área (kg/s-m <sup>2</sup> )	6.265	$G_e$
$v_{prom}$	Velocidad promedio (m/s)	0.127	Velocidad máxima de flujo por área (kg/s-m <sup>2</sup> )	7.832	$G_{max,e}$
$Fr_1$	Numero de Froude de liquido	1.8164E-01	Diámetro equivalente (m)	0.452	$D_e$
$B_0$	Número de ebullición	1.00071	Número de Reynolds máximo	1.64E+05	$Re_{ge,max}$
$X_{evap}$	Calidad de la evaporación (%)	100%	Coefficiente convectivo (W/m <sup>2</sup> -K)	724.308	$h_e$
$C_0$	Número de convección	1.383E-01	Resistencia del fluido	1.76E-04	$R_f$
$\rho_{prom}$	Densidad promedio (kg/m <sup>3</sup> )	27.543			
$Re$	Número de Reynolds	235.750			
$h_1$	Coefficiente de convección forzada (benceno)	94.54			
$h_{r1}$	Coefficiente convectivo (W/m <sup>2</sup> -K)	9028.889			
CÁLCULOS FINALES DE LA EVAPORACIÓN					
$Q_{evap}$	Calor de evaporación (kW)	1079.97	Longitud por tubería (m)	3.61	$L_{evap}$
$U_{evap}$	Coefficiente global de transferencia de calor (W/m <sup>2</sup> -K)	473.42	Caída de presión en la evaporación		
$k_{ace}$	Conductividad del acero (W/m-K)	386	Factor de fricción	9.27E-02	$\zeta$
$\Delta TML$	Diferencia media logarítmica (K)	21.94	Caída de presión de los tubos (kPa)	4.345E-03	$\Delta P_{evap}$
$A_{evap}$	Área de transferencia de calor (m <sup>2</sup> )	103.97			

## ANEXO 7

Dimensionamiento del evaporador (fase de sobrecalentamiento) del ORC (sistema gases de escape)

PROCESO DE SOBRECALENTAMIENTO EN EL EVAPORADOR (ESTADO: 4->5)					
$T_w$	Temperatura de la pared (°C)	179.305			
TUBERÍAS (REFRIGERANTE BENCENO)			CORAZA (GASES DE LA COMBUSTIÓN)		
$T_{p,sob}$	Temperatura promedio del benceno (°C)	166.5	Temperatura promedio de los gases (°C)	170	$T_{p,ge}$
$k$	Conductividad Térmica (W/m-K)	0.0864	Conductividad Térmica (W/m-K)	0.0288	$k$
$Pr$	Número de PRANDTL	1.58	Número de PRANDTL	0.732	$Pr$
$\mu$	Viscosidad Absoluta (kg/m-sg)	6.481E-05	Viscosidad Absoluta (kg/m-sg)	2.16E-05	$\mu$
$\rho$	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	13.269	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	1.21	$\rho$
$\mu_w$	Viscosidad Absoluta en la pared (kg/m-sg)	1.22E-04	Viscosidad Absoluta en la pared (kg/m-sg)	2.08E-05	$\mu_w$
$d_i$	Diámetro interior de la tubería (m)	0.009	Espesor de tuberías (m)	0.004	$e_t$
$N_T$	Número de tubos	540	Diámetro exterior de la tubería (m)	0.017	$d_e$
$A_i$	Área interior (m <sup>2</sup> )	6.362E-05	Área frontal del evaporador (m <sup>2</sup> )	5	$A_{fg}$
$A_{tp}$	Área de paso total (m <sup>2</sup> )	0.03435	Velocidad de flujo por área (kg/s-m <sup>2</sup> )	6.265	$G_e$
$v_{prom}$	Velocidad promedio (m/s)	6.998	Velocidad máxima de flujo por área (kg/s-m <sup>2</sup> )	7.832	$G_{max,e}$
$Re$	Número de Reynolds	12895.00	Diámetro equivalente (m)	0.452	$D_e$
$f$	Coefficiente de fricción	9.678E-02	Número de Reynolds máximo	1.64E+05	$Re_{ge,max}$
$Nu$	Número de Nusselt	455.453	Coefficiente convectivo (W/m <sup>2</sup> -K)	724.308	$h_e$
$h_i$	Coefficiente convectivo (W/m <sup>2</sup> -K)	4374.419	Resistencia del fluido	1.76E-04	$R_f$
CÁLCULOS FINALES DEL SOBRECALENTAMIENTO					
$Q_{sob}$	Calor de sobrecalentamiento (kW)	199.18	Diferencia media logarítmica (K)	22.04	$\Delta T_{ML}$
$U_{sob}$	Coefficiente global de transferencia de calor (W/m <sup>2</sup> -K)	428.29	Área de transferencia de calor (m <sup>2</sup> )	22.23	$A_{sob}$
$P$	Parámetro P	0.7872	Longitud por tubería (m)	0.77	$L_{sob}$
$R$	Parámetro R	0.1562	Caída de presión en el sobrecalentamiento		
$F$	Factor de corrección	0.9491	Factor de fricción	2.98E-02	$\zeta$
$k_{ace}$	Conductividad del acero (W/m-K)	386	Caída de presión de los tubos (kPa)	0.438	$\Delta P_{sob}$

## ANEXO 8

Resumen del dimensionamiento del evaporador del ORC (sistema gases de escape)

RESUMEN DEL EVAPORADOR DEL ORC	
Área total de transferencia de calor (m <sup>2</sup> )	178.3
Longitud total por tubería (m)	6.19
Paso transversal (m)	0.085
Paso longitudinal (m)	0.0425
Diámetro interior de la tubería (m)	0.009
Diámetro exterior de la tubería (m)	0.017
Número de tubos	540
Cantidad de aletas	38
Caída de presión total de los tubos (kPa)	0.468
Caída de presión de los gases de escape	
Factor de fricción de los gases	4.03E-01
Caída de presión de los gases de escape (kPa)	0.010

## ANEXO 9

Principales parámetros para el dimensionamiento del recuperador de calor del ORC (sistema gases de escape)

PARÁMETROS DE ALETAS, TUBOS Y DIMENSIONES DEL DUCTO DEL RECUPERADOR DE CALOR		
$d_i$	Diámetro interior de la tubería (m)	0.009
$e_t$	Espesor de tuberías (m)	0.004
$d_e$	Diámetro exterior de la tubería (m)	0.017
$S_T/d_e$	Relación del paso transversal con el diámetro exterior	4
$S_L/d_e$	Relación del paso longitudinal con el diámetro exterior	2
$S_T$	Paso transversal (m)	0.068
$S_L$	Paso longitudinal (m)	0.034
$S_D$	Paso diagonal (m)	0.0481
$e_a$	Espesor de aleta (m)	0.002
$H_{duc}$	Alto del ducto (m)	0.8
$A_{duc}$	Ancho del ducto (m)	3
$a$	Distancia entre aletas (m)	0.2
$N_L$	Número de filas de los tubos	87
$N_{T,CM}$	Número de tubos de la columna mayor	11
$N_{T,cm}$	Número de tubos de la columna menor	10

## ANEXO 10

Dimensionamiento del recuperador de calor del ORC (sistema gases de escape)

PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CALOR (ESTADO: 2->2a) y (ESTADO 6->6a)					
$T_w$	Temperatura de la pared (°C)	66.745			
TUBERÍAS (REFRIGERANTE BENCENO)			CORAZA (VAPOR DE BENCENO)		
$T_{p,ben liq}$	Temperatura promedio del benceno líquido (°C)	59.75	Temperatura promedio del vapor de benceno (°C)	73.74	$T_{p,vap ben}$
k	Conductividad Térmica (W/m-K)	1.269E-01	Conductividad Térmica (W/m-K)	1.211E-01	k
Pr	Número de PRANDTL	5.836	Número de PRANDTL	0.669	Pr
$\mu$	Viscosidad Absoluta (kg/m-sg)	4.003E-04	Viscosidad Absoluta (kg/m-sg)	6.618E-05	$\mu$
$\rho$	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	836.2	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	0.665	$\rho$
$\mu_w$	Viscosidad Absoluta en la pared (kg/m-sg)	4.359E-04	Viscosidad Absoluta en la pared (kg/m-sg)	4.359E-04	$\mu_w$
$d_i$	Diámetro interior de la tubería (m)	0.009	Largo estimado de la recuperación (m)	1.08	$L_{e,rec}$
$N_T$	Número de tubos	914	Área frontal del evaporador (m <sup>2</sup> )	0.86	$A_f$
$A_i$	Área interior (m <sup>2</sup> )	6.362E-05	Espesor (m)	0.004	e
$A_{tp}$	Área de paso total (m <sup>2</sup> )	0.05815	Diámetro exterior de la tubería (m)	0.017	$d_e$
$v_{prom}$	Velocidad promedio (m/s)	0.13122	Velocidad de flujo por área (kg/s-m <sup>2</sup> )	7.384	$G_e$
Re	Número de Reynolds	2466.77	Velocidad máxima de flujo por área (kg/s-m <sup>2</sup> )	9.846	$G_{max,e}$
f	Coefficiente de fricción	2.312E-01	Diámetro equivalente	0.283	$D_e$
Nu	Número de Nusselt	92.672	Número de Reynolds máximo	4.21E+04	$Re_{ge,max}$
$h_{ri}$	Coefficiente convectivo (W/m <sup>2</sup> -K)	1306.795	Coefficiente convectivo (W/m <sup>2</sup> -K)	1190.580	$h_e$
			Resistencia del fluido	1.76E-04	$R_f$
CÁLCULOS FINALES DE LA RECUPERACIÓN DE CALOR					
$Q_{rec}$	Calor de recuperación de calor (KW)	458.301	Diferencia media logarítmica (K)	46.91	$\Delta TML$
$U_{rec}$	Coefficiente global de transferencia de calor (W/m <sup>2</sup> -K)	356.15	Área de transferencia de calor (m <sup>2</sup> )	52.84	$A_T$
P	Parámetro P	0.6278	Longitud por tubería (m)	1.08	L
R	Parámetro R	1.4701	Caída de presión en los tubos		
F	Factor de corrección	0.5191	Factor de fricción	4.67E-02	$\zeta$
$k_{ace}$	Conductividad del acero (W/m-K)	386	Caída de presión de los tubos (kPa)	0.021	$\Delta P_{sob}$

## ANEXO 11

Resumen del dimensionamiento del recuperador de calor del ORC (sistema gases de escape)

RESUMEN DEL RECUPERADOR DEL ORC	
Área total de transferencia de calor (m <sup>2</sup> )	52.84
Longitud total por tubería (m)	1.08
Paso transversal (m)	0.068
Paso longitudinal (m)	0.034
Diámetro interior de la tubería (m)	0.009
Diámetro exterior de la tubería (m)	0.017
Número de tubos	914
Cantidad de aletas	5
Caída de presión total de los tubos (kPa)	0.021
Caída de presión de los gases de escape	
Factor de fricción del vapor de benceno	6.11E-01
Caída de presión del vapor de benceno (kPa)	0.045

## ANEXO 12

Principales parámetros para el dimensionamiento del condensador del ORC (sistema gases de escape)

PARÁMETROS DE PLACAS		
$d_p$	Distancia entre placas	0.015
$L_p$	Largo de la placa	2.8
$W_p$	Ancho de la placa	1.5
$d_{pu}$	Diámetro de puerto (m)	0.3
$\Phi$	Factor de ampliación de área de placa	1.2
$\beta$	Ángulo de chevron (°)	60
$A_p$	Área por placa (m <sup>2</sup> )	0
$e_p$	Espesor de la placa (m)	0.002

## ANEXO 13

Dimensionamiento del condensador (fase de atemperación) del ORC (sistema gases de escape)

PROCESO DE ATEMPERACIÓN DEL CONDENSADOR (ESTADO: 6a->7)					
$T_w$	Temperatura de la pared (°C)	35.25			
AGUA DE REFRIGERACIÓN			VAPOR DE BENCENO		
$T_{p,ae}$	Temperatura promedio del agua (°C)	28	Temperatura promedio del benceno (°C)	42.5	$T_{p,atem}$
$k$	Conductividad Térmica (W/m-K)	0.613	Conductividad Térmica (W/m-K)	0.134	$k$
$Pr$	Número de PRANDTL	5.61	Número de PRANDTL	1.134	$Pr$
$\mu$	Viscosidad Absoluta (kg/m-sg)	8.230E-04	Viscosidad Absoluta (kg/m-sg)	1.239E-04	$\mu$
$\rho$	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	996	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	121.304	$\rho$
$\mu_w$	Viscosidad Absoluta en la pared (kg/m-sg)	7.12E-04	Velocidad de flujo por área (kg/s-m <sup>2</sup> )	2.836E+02	$G_c$
$G_c$	Velocidad de flujo por área (kg/s-m <sup>2</sup> )	3.633E+03	Diámetro equivalente (m)	0.0250	$D_e$
$D_e$	Diámetro equivalente (m)	0.0250	Número de Reynolds	5.72E+04	$Re$
$Re$	Número de Reynolds	1.104E+05	Número de Nusselt	9.591E+03	$Nu$
$Nu$	Número de Nusselt	6.901E+02	Coefficiente convectivo (W/m <sup>2</sup> -K)	5.132E+04	$h_e$
$h_i$	Coefficiente convectivo (W/m <sup>2</sup> -K)	1.692E+04	Resistencia del benceno	1.76E-04	$R_{ben}$
$R_{ae}$	Resistencia del agua de enfriamiento	1.76E-04			
CÁLCULOS FINALES DE LA ATEMPERACIÓN					
$Q_{atem}$	Calor de atemperación (KW)	34.172	Densidad de entrada (kg/m <sup>3</sup> )	120.907	$\rho_i$
$U_{atem}$	Coefficiente global de transferencia de calor (W/m <sup>2</sup> -K)	2294.81	Factor de ventilación	7.21E-02	$f$
$k_{ace}$	Conductividad del acero (W/m-K)	386	Velocidad de flujo por área en el puerto (kg/s-m <sup>2</sup> )	9.03E+01	$G_p$
$\Delta TML$	Diferencia media logarítmica (K)	10.34	Número de pasos	0	$N_{pa}$
$A_{atem}$	Área de transferencia de calor (m <sup>2</sup> )	1.44	Longitud vertical (m)	3.1	$L_v$
$N_p$	Número de placas	0	Caída de presión (kPa)	0.00	$\Delta P_{cond}$

## ANEXO 14

Dimensionamiento del condensador (fase de condensación) del ORC (sistema gases de escape)

PROCESO DE CONDENSACIÓN DEL CONDENSADOR (ESTADO: 7->1)					
AGUA DE REFRIGERACIÓN			VAPOR DE BENCENO		
$T_{p,ae}$	Temperatura promedio del agua (°C)	28	Temperatura del benceno (°C)	40	$T_{cond}$
$k$	Conductividad Térmica (W/m-K)	0.613	Conductividad Térmica (W/m-K)	0.134	$k$
$Pr$	Número de PRANDTL	5.61	Número de PRANDTL	0.666	$Pr$
$\mu$	Viscosidad Absoluta (kg/m-sg)	8.23E-04	Viscosidad Absoluta (kg/m-sg)	1.278E-04	$\mu$
$\rho$	Densidad líquida (kg/m <sup>3</sup> )	996	Densidad líquida (kg/m <sup>3</sup> )	859.265	$\rho_L$
$\mu_w$	Viscosidad Absoluta en la pared (kg/m-sg)	7.12E-04	Densidad vaporizada (kg/m <sup>3</sup> )	0.697	$\rho_g$
$X_{cond}$	Calidad de la condensación (%)	100%	Velocidad de flujo por área (kg/s-m <sup>2</sup> )	2.836E+02	$G_C$
$G_C$	Velocidad de flujo por área (kg/s-m <sup>2</sup> )	3.633E+03	Velocidad de flujo por área equivalente (kg/s-m <sup>2</sup> )	9.956E+03	$G_{e,eq}$
$D_e$	Diámetro equivalente (m)	0.0250	Diámetro equivalente (m)	0.02500	$D_e$
$Re$	Número de Reynolds	1.104E+05	Número de Reynolds	1.95E+06	$Re$
$Nu$	Número de Nusselt	6.901E+02	Número de Nusselt	1.179E+03	$Nu$
$h_i$	Coefficiente convectivo (W/m <sup>2</sup> -K)	1.692E+04	Coefficiente convectivo (W/m <sup>2</sup> -K)	2.745E+05	$h_e$
$R_{ae}$	Resistencia del agua de enfriamiento	1.76E-04	Resistencia del fluido	1.76E-04	$R_f$
CÁLCULOS FINALES DE LA CONDENSACIÓN					
$Q_{cond}$	Calor de condensación (KW)	2699.549	Densidad media (kg/m <sup>3</sup> )	429.981	$\rho_m$
$U_{cond}$	Coefficiente global de transferencia de calor (W/m <sup>2</sup> -K)	2381.38	Factor de ventilación	3.38E-02	$f$
$k_{ace}$	Conductividad del acero (W/m-K)	386	Velocidad de flujo por área en el puerto (kg/s-m <sup>2</sup> )	9.03E+01	$G_p$
$\Delta T_{ML}$	Diferencia media logarítmica (K)	11.61	Número de pasos	9	$N_{pa}$
$A_{cond}$	Área de transferencia de calor (m <sup>2</sup> )	97.64	Longitud vertical (m)	3.1	$L_v$
$N_p$	Número de placas	19	Factor de fricción	2.47E-02	$f_f$
			Caída de presión (kPa)	4.658	$\Delta P_{cond}$

## ANEXO 15

Resumen del dimensionamiento del condensador del ORC (sistema gases de escape)

RESUMEN DEL CONDENSADOR DEL ORC	
Área total de transferencia de calor (m <sup>2</sup> )	99.08
Número de placas	19
Ángulo de chevron (°)	60
Caída de presión (kPa)	4.7

## ANEXO 16

Principales parámetros para el dimensionamiento del evaporador del ORC (sistema unificado)

PARÁMETROS DE ALETAS, TUBOS Y DIMENSIONES DEL DUCTO DEL EVAPORADOR		
$d_i$	Diámetro interior de la tubería (m)	0.009
$e_t$	Espesor de tuberías (m)	0.005
$d_e$	Diámetro exterior de la tubería (m)	0.019
$S_T/d_e$	Relación del paso transversal con el diámetro exterior	5
$S_L/d_e$	Relación del paso longitudinal con el diámetro exterior	2.5
$S_T$	Paso transversal (m)	0.095
$S_L$	Paso longitudinal (m)	0.0475
$S_D$	Paso diagonal (m)	0.0672
$a$	Distancia entre aletas (m)	0.17
$e_a$	Espesor de aleta (m)	0.002
$H_{duc}$	Alto del ducto (m)	0.8
$A_{duc}$	Ancho del ducto (m)	3.12
$L_{duc}$	Largo del ducto (m)	6.25
$N_L$	Número de filas de los tubos	65
$N_{T,CM}$	Número de tubos de la columna mayor	7
$N_{T,cm}$	Número de tubos de la columna menor	6

## ANEXO 17

Dimensionamiento del evaporador (fase de precalentamiento) del ORC (sistema unificado)

PROCESO DE PRECALENTAMIENTO EN EL EVAPORADOR (ESTADO: 2b->3)					
$T_w$	Temperatura de la pared (°C)	143.255			
<b>TUBERÍAS (REFRIGERANTE BENCENO)</b>			<b>CORAZA (GASES DE LA COMBUSTIÓN)</b>		
$T_{p,prec}$	Temperatura promedio del benceno (°C)	116.51	Temperatura promedio de los gases (°C)	170	$T_{p,ge}$
$k$	Conductividad Térmica (W/m-K)	0.105	Conductividad Térmica (W/m-K)	0.0288	$k$
$Pr$	Número de PRANDTL	4.54	Número de PRANDTL	0.732	$Pr$
$\mu$	Viscosidad Absoluta (kg/m-sg)	2.322E-04	Viscosidad Absoluta (kg/m-sg)	2.16E-05	$\mu$
$\rho$	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	772.081	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	1.21	$\rho$
$\mu_w$	Viscosidad Absoluta en la pared (kg/m-sg)	1.51E-04	Viscosidad Absoluta en la pared (kg/m-sg)	2.040E-05	$\mu_w$
$d_i$	Diámetro interior de la tubería (m)	0.009	Espesor de tuberías (m)	0.005	$e_t$
$N_T$	Número de tubos	423	Diámetro exterior de la tubería (m)	0.019	$d_e$
$A_i$	Área interior (m <sup>2</sup> )	6.362E-05	Área frontal del evaporador (m <sup>2</sup> )	5	$A_f$
$A_{tp}$	Área de paso total (m <sup>2</sup> )	0.02691	Velocidad de flujo por área (kg/s-m <sup>2</sup> )	6.265	$G_e$
$v_{prom}$	Velocidad promedio (m/s)	0.17760	Velocidad máxima de flujo por área (kg/s-m <sup>2</sup> )	7.832	$G_{max,e}$
$Re$	Número de Reynolds	5315.550	Diámetro equivalente (m)	0.505	$D_e$
$f$	Coefficiente de fricción	1.472E-01	Número de Reynolds máximo	1.83E+05	$Re_{ge,max}$
$Nu$	Número de Nusselt	205.971	Coefficiente convectivo (W/m <sup>2</sup> -K)	714.653	$h_e$
$h_i$	Coefficiente convectivo (W/m <sup>2</sup> -K)	2411.992	Resistencia del fluido	1.76E-04	$R_f$
<b>CÁLCULOS FINALES DEL PRECALENTAMIENTO</b>					
$Q_{prec}$	Calor de precalentamiento (kW)	473.14	Diferencia media logarítmica (K)	28.62	$\Delta T_{ML}$
$U_{prec}$	Coefficiente global de transferencia de calor (W/m <sup>2</sup> -K)	352.05	Área de transferencia de calor (m <sup>2</sup> )	52.56	$A_{prec}$
$P$	Parámetro P	0.8544	Longitud por tubería (m)	2.08	$L_{prec}$
$R$	Parámetro R	0.2180	Caída de presión en el precalentamiento		
$F$	Factor de corrección	0.8934	Factor de fricción	3.77E-02	$\zeta$
$k_{ace}$	Conductividad del acero (W/m-K)	386	Caída de presión de los tubos (kPa)	5.03E-02	$\Delta P_{prec}$

## ANEXO 18

Dimensionamiento del evaporador (fase de evaporación) del ORC (sistema unificado)

PROCESO DE EVAPORACIÓN EN EL EVAPORADOR (ESTADO: 3->4)					
TUBERÍAS (REFRIGERANTE BENCENO)			CORAZA (GASES DE LA COMBUSTIÓN)		
$T_{p, \text{evap}}$	Temperatura del benceno (°C)	148	Temperatura promedio de los gases (°C)	170	$T_{p, \text{ge}}$
$k$	Conductividad Térmica (W/m-K)	0.0935	Conductividad Térmica (W/m-K)	0.0288	$k$
$Pr$	Número de PRANDTL	3.124627312	Número de PRANDTL	0.732	$Pr$
$\mu$	Viscosidad Absoluta (kg/m-sg)	1.332E-04	Viscosidad Absoluta (kg/m-sg)	2.16E-05	$\mu$
$\rho_L$	Densidad líquida (kg/m <sup>3</sup> )	733.265	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	1.21	$\rho$
$\rho_g$	Densidad gaseosa (kg/m <sup>3</sup> )	14.035	Viscosidad Absoluta en la pared (kg/m-sg)	2.040E-05	$\mu_w$
$d_i$	Diámetro interior de la tubería (m)	0.009	Espesor de tuberías (m)	0.005	$e_t$
$N_T$	Número de tubos	423	Diámetro exterior de la tubería (m)	0.019	$d_e$
$A_i$	Área interior (m <sup>2</sup> )	6.362E-05	Área frontal del evaporador (m <sup>2</sup> )	5	$A_{tg}$
$A_{tp}$	Área de paso total (m <sup>2</sup> )	0.02691	Velocidad de flujo por área (kg/s-m <sup>2</sup> )	6.265	$G_e$
$v_{prom}$	Velocidad promedio (m/s)	0.187	Velocidad máxima de flujo por área (kg/s-m <sup>2</sup> )	7.832	$G_{max,e}$
$X_{evap}$	Calidad del evaporador (%)	100%	Diámetro equivalente (m)	0.505	$D_e$
$Fr_1$	Numero de Froude de liquido	3.9609E-01	Número de Reynolds máximo	1.83E+05	$Re_{ge,max}$
$B_0$	Número de ebullición	1.00120	Coefficiente convectivo (W/m <sup>2</sup> -K)	714.653	$h_e$
$C_0$	Número de convección	1.383E-01	Resistencia del fluido	1.76E-04	$R_f$
$\rho_{prom}$	Densidad promedio (kg/m <sup>3</sup> )	27.543			
$Re$	Número de Reynolds	348.129			
$h_1$	Coefficiente de convección forzada (benceno)	129.14			
$h_{fi}$	Coefficiente convectivo (W/m <sup>2</sup> -K)	25648.665			
CÁLCULOS FINALES DE LA EVAPORACIÓN					
$Q_{evap}$	Calor de evaporación (kW)	1249.86	Longitud por tubería (m)	4.13	$L_{evap}$
$U_{evap}$	Coefficiente global de transferencia de calor (W/m <sup>2</sup> -K)	488.39	Caída de presión en la evaporación		
$k_{ace}$	Conductividad del acero (W/m-K)	386	Factor de fricción	8.24E-02	$\zeta$
$\Delta TML$	Diferencia media logarítmica (K)	24.55	Caída de presión de los tubos (kPa)	8.631E-03	$\Delta P_{evap}$
$A_{evap}$	Área de transferencia de calor (m <sup>2</sup> )	104.24			

## ANEXO 19

Resumen del dimensionamiento del evaporador del ORC (sistema unificado)

RESUMEN DEL EVAPORADOR DEL ORC	
Área total de transferencia de calor (m <sup>2</sup> )	156.8
Longitud total por tubería (m)	6.21
Paso transversal (m)	0.095
Paso longitudinal (m)	0.0475
Diámetro interior de la tubería (m)	0.009
Diámetro exterior de la tubería (m)	0.019
Número de tubos	423
Cantidad de aletas	36
Caída de presión total de los tubos (kPa)	0.059
Caída de presión de los gases de escape	
Factor de fricción de los gases	5.17E-01
Caída de presión de los gases de escape (kPa)	0.008

## ANEXO 20

Principales parámetros para el dimensionamiento del sobrecalentador del ORC (sistema unificado) para la electrificación de los molinos N°4 y N°5

PARÁMETROS DE ALETAS, TUBOS Y DIMENSIONES DEL DUCTO DEL SOBRECALENTADOR		
$d_i$	Diámetro interior de la tubería (m)	0.009
$e_t$	Espesor de tuberías (m)	0.004
$d_e$	Diámetro exterior de la tubería (m)	0.017
$S_T/d_e$	Relación del paso transversal con el diámetro exterior	5
$S_L/d_e$	Relación del paso longitudinal con el diámetro exterior	2
$S_T$	Paso transversal (m)	0.085
$S_L$	Paso longitudinal (m)	0.034
$S_D$	Paso diagonal (m)	0.0544
$a$	Distancia entre aletas (m)	0.3
$e_a$	Espesor de aleta (m)	0.002
$H_{duc}$	Alto del ducto (m)	0.7
$A_{duc}$	Ancho del ducto (m)	3
$N_L$	Número de filas de los tubos	87
$N_{T,CM}$	Número de tubos de la columna mayor	7
$N_{T,cm}$	Número de tubos de la columna menor	6

## ANEXO 21

Dimensionamiento del sobrecalentador del ORC (sistema unificado) para la electrificación de los molinos N°4 y N°5

PROCESO DE SOBRECALENTAMIENTO EN EL SOBRECALENTADOR (ESTADO: 4->5)					
$T_w$	Temperatura de la pared (°C)	185.575			
TUBERÍAS (REFRIGERANTE BENCENO)			CORAZA (VAPOR DE AGUA)		
$T_{p,sob}$	Temperatura promedio del benceno (°C)	171.5	Temperatura promedio del vapor de escape (°C)	199.65	$T_{p,ve}$
$k$	Conductividad Térmica (W/m-K)	0.0845	Conductividad Térmica (W/m-K)	0.0333	$k$
$Pr$	Número de PRANDTL	1.04	Número de PRANDTL	0.96	$Pr$
$\mu$	Viscosidad Absoluta (kg/m-sg)	4.634E-05	Viscosidad Absoluta (kg/m-sg)	1.62E-05	$\mu$
$\rho$	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	13.07	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	0.476	$\rho$
$\mu_w$	Viscosidad Absoluta en la pared (kg/m-sg)	2.37E-05	Viscosidad Absoluta en la pared (kg/m-sg)	1.56E-05	$\mu_w$
$d_i$	Diámetro interior de la tubería (m)	0.009	Largo estimado del sobrecalentamiento (m)	1.91	$L_{est,sob}$
$N_T$	Número de tubos	566	Área frontal del evaporador (m <sup>2</sup> )	1.34	$A_{fg}$
$A_i$	Área interior (m <sup>2</sup> )	6.362E-05	Espesor de tuberías (m)	0.004	$e_t$
$A_{tp}$	Área de paso total (m <sup>2</sup> )	0.03601	Diámetro exterior de la tubería (m)	0.017	$d_e$
$v_{prom}$	Velocidad promedio (m/s)	15.682	Velocidad de flujo por área (kg/s-m <sup>2</sup> )	3.106	$G_e$
$Re$	Número de Reynolds	39807.70	Velocidad máxima de flujo por área (kg/s-m <sup>2</sup> )	3.882	$G_{max,e}$
$f$	Coefficiente de fricción	6.288E-02	Diámetro equivalente (m)	0.452	$D_e$
$Nu$	Número de Nusselt	1199.619	Número de Reynolds máximo	1.08E+05	$Re_{e,max}$
$h_i$	Coefficiente convectivo (W/m <sup>2</sup> -K)	11269.137	Coefficiente convectivo (W/m <sup>2</sup> -K)	853.213	$h_e$
			Resistencia del fluido	1.76E-04	$R_f$
CÁLCULOS FINALES DEL SOBRECALENTAMIENTO					
$Q_{sob}$	Calor de sobrecalentamiento (kW)	590.03	Diferencia media logarítmica (K)	26.4	$\Delta T_{ML}$
$U_{sob}$	Coefficiente global de transferencia de calor (W/m <sup>2</sup> -K)	537.03	Área de transferencia de calor (m <sup>2</sup> )	57.8	$A_{sob}$
$P$	Parámetro P	0.5402	Longitud por tubería (m)	1.91	$L_{sob}$
$R$	Parámetro R	1.5043	Caída de presión en el sobrecalentamiento		
$F$	Factor de corrección	0.72	Factor de fricción	2.25E-02	$\zeta$
$k_{ace}$	Conductividad del acero (W/m-K)	386	Caída de presión de los tubos (kPa)	4.056	$\Delta P_{sob}$

## ANEXO 22

Resumen del dimensionamiento del sobrecalentador del ORC (sistema unificado) para la electrificación de los molinos N°4 y N°5

RESUMEN DEL SOBRECALENTADOR DEL ORC	
Área total de transferencia de calor (m <sup>2</sup> )	57.8
Longitud total por tubería (m)	1.91
Paso transversal (m)	0.085
Paso longitudinal (m)	0.034
Diámetro interior de la tubería (m)	0.009
Diámetro exterior de la tubería (m)	0.017
Número de tubos	566
Cantidad de aletas	6
Caída de presión total de los tubos (kPa)	4.056
Caída de presión del vapor de escape de trapiche	
Factor de fricción del vapor de escape	6.43E-01
Caída de presión del vapor de escape (kPa)	0.010

## ANEXO 23

Principales parámetros para el dimensionamiento del recuperador de calor del ORC (sistema unificado)

PARÁMETROS DE ALETAS, TUBOS Y DIMENSIONES DEL DUCTO DEL RECUPERADOR DE CALOR		
$d_i$	Diámetro interior de la tubería (m)	0.009
$e_t$	Espesor de tuberías (m)	0.004
$d_e$	Diámetro exterior de la tubería (m)	0.017
$S_T/d_e$	Relación del paso transversal con el diámetro exterior	4
$S_L/d_e$	Relación del paso longitudinal con el diámetro exterior	2
$S_T$	Paso transversal (m)	0.068
$S_L$	Paso longitudinal (m)	0.034
$S_D$	Paso diagonal (m)	0.0481
$e_a$	Espesor de aleta (m)	0.002
$H_{duc}$	Alto del ducto (m)	0.7
$A_{duc}$	Ancho del ducto (m)	2.5
$a$	Distancia entre aletas (m)	0.3
$N_L$	Número de filas de los tubos	73
$N_{T,CM}$	Número de tubos de la columna mayor	9
$N_{T,Cm}$	Número de tubos de la columna menor	8

## ANEXO 24

### Dimensionamiento del recuperador de calor del ORC (sistema unificado)

PROCESO DE RECUPERACIÓN DE CALOR (ESTADO: 2->2a) y (ESTADO 6->6a)					
$T_w$	Temperatura de la pared (°C)	71.518			
TUBERÍAS (REFRIGERANTE BENCENO)			CORAZA (VAPOR DE BENCENO)		
$T_{p,ben liq}$	Temperatura promedio del benceno líquido (°C)	62.61	Temperatura promedio del vapor de benceno (°C)	80.425	$T_{p,vap ben}$
k	Conductividad Térmica (W/m-K)	1.258E-01	Conductividad Térmica (W/m-K)	1.185E-01	k
Pr	Número de PRANDTL	5.726	Número de PRANDTL	0.404	Pr
$\mu$	Viscosidad Absoluta (kg/m-sg)	3.873E-04	Viscosidad Absoluta (kg/m-sg)	3.740E-05	$\mu$
$\rho$	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	833.035	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	0.652	$\rho$
$\mu_w$	Viscosidad Absoluta en la pared (kg/m-sg)	4.359E-04	Viscosidad Absoluta en la pared (kg/m-sg)	4.359E-04	$\mu_w$
$d_i$	Diámetro interior de la tubería (m)	0.009	Largo estimado de la recuperación (m)	1.13	$L_{est,rec}$
$N_T$	Número de tubos	621	Área frontal del evaporador (m <sup>2</sup> )	0.79	$A_f$
$A_i$	Área interior (m <sup>2</sup> )	6.362E-05	Espesor (m)	0.004	e
$A_{tp}$	Área de paso total (m <sup>2</sup> )	0.03951	Diámetro exterior de la tubería (m)	0.017	$d_e$
$v_{prom}$	Velocidad promedio (m/s)	0.22425	Velocidad de flujo por área (kg/s-m <sup>2</sup> )	9.330	$G_e$
Re	Número de Reynolds	4340.53	Velocidad máxima de flujo por área (kg/s-m <sup>2</sup> )	12.440	$G_{max,e}$
f	Coefficiente de fricción	1.643E-01	Diámetro equivalente (m)	0.28	$D_e$
Nu	Número de Nusselt	174.373	Número de Reynolds máximo	9.41E+04	$Re_{ge,max}$
$h_{ji}$	Coefficiente convectivo (W/m <sup>2</sup> -K)	2437.878	Coefficiente convectivo (W/m <sup>2</sup> -K)	2058.623	$h_e$
			Resistencia del fluido	1.76E-04	$R_f$
CÁLCULOS FINALES DE LA RECUPERACIÓN					
$Q_{rec}$	Calor de recuperación de calor (KW)	610.769	Diferencia media logarítmica (K)	52.85	$\Delta TML$
$U_{rec}$	Coefficiente global de transferencia de calor (W/m <sup>2</sup> -K)	560.846	Área de transferencia de calor (m <sup>2</sup> )	37.64	$A_{rec}$
P	Parámetro P	0.6169	Longitud por tubería (m)	1.13	L
R	Parámetro R	1.4469	Caída de presión en los tubos		
F	Factor de corrección	0.5474	Factor de fricción	3.99E-02	$\zeta$
$k_{ace}$	Conductividad del acero (W/m-K)	386	Caída de presión de los tubos (kPa)	0.056	$\Delta P_{rec}$

## ANEXO 25

### Resumen del dimensionamiento del recuperador de calor del ORC (sistema unificado)

RESUMEN DEL RECUPERADOR DEL ORC	
Área total de transferencia de calor (m <sup>2</sup> )	37.64
Longitud total por tubería (m)	1.13
Paso transversal (m)	0.068
Paso longitudinal (m)	0.034
Diámetro interior de la tubería (m)	0.009
Diámetro exterior de la tubería (m)	0.017
Número de tubos	621
Cantidad de aletas	3
Caída de presión total de los tubos (kPa)	0.056
Caída de presión de los gases de escape	
Factor de fricción del vapor de benceno	4.40E-01
Caída de presión del vapor de benceno (kPa)	0.052

## ANEXO 26

Principales parámetros para el dimensionamiento del condensador del ORC (sistema unificado)

PARÁMETROS DE PLACAS		
$d_p$	Distancia entre placas	0.015
$L_p$	Largo de la placa	2.8
$W_p$	Ancho de la placa	1.5
$d_{pu}$	Diámetro de puerto (m)	0.3
$\Phi$	Factor de ampliación de área de placa	1.2
$\beta$	Ángulo de chevron (°)	60
$A_p$	Área por placa (m <sup>2</sup> )	0
$e_p$	Espesor de la placa (m)	0.002

## ANEXO 27

Dimensionamiento del condensador (fase de atemperación) del ORC (sistema unificado)

PROCESO DE ATEMPERACIÓN DEL CONDENSADOR (ESTADO: 6a->7)					
$T_w$	Temperatura de la pared (°C)	36			
AGUA DE REFRIGERACIÓN			VAPOR DE BENCENO		
$T_{p,ae}$	Temperatura promedio del agua (°C)	28	Temperatura promedio del benceno (°C)	44	$T_{p,atem}$
$k$	Conductividad Térmica (W/m-K)	0.613	Conductividad Térmica (W/m-K)	0.134	$k$
$Pr$	Número de PRANDTL	5.61	Número de PRANDTL	1.118	$Pr$
$\mu$	Viscosidad Absoluta (kg/m-sg)	8.230E-04	Viscosidad Absoluta (kg/m-sg)	1.215E-04	$\mu$
$\rho$	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	996	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	121.066	$\rho$
$\mu_w$	Viscosidad Absoluta en la pared (kg/m-sg)	7.12E-04	Velocidad de flujo por área (kg/s-m <sup>2</sup> )	3.280E+02	$G_c$
$G_c$	Velocidad de flujo por área (kg/s-m <sup>2</sup> )	4.236E+03	Diámetro equivalente (m)	0.0250	$D_e$
$D_e$	Diámetro equivalente (m)	0.0250	Número de Reynolds	6.75E+04	$Re$
$Re$	Número de Reynolds	1.287E+05	Número de Nusselt	1.051E+04	$Nu$
$Nu$	Número de Nusselt	7.687E+02	Coefficiente convectivo (W/m <sup>2</sup> -K)	5.624E+04	$h_e$
$h_i$	Coefficiente convectivo (W/m <sup>2</sup> -K)	1.885E+04	Resistencia del benceno	1.76E-04	$R_{ben}$
$R_{ae}$	Resistencia del agua de enfriamiento	1.76E-04			
CÁLCULOS FINALES DE LA ATEMPERACIÓN					
$Q_{atem}$	Calor de atemperación (KW)	67.734	Densidad de entrada (kg/m <sup>3</sup> )	120.907	$\rho_i$
$U_{atem}$	Coefficiente global de transferencia de calor (W/m <sup>2</sup> -K)	2336.38	Factor de ventilación	6.96E-02	$f$
$k_{ace}$	Conductividad del acero (W/m-K)	386	Velocidad de flujo por área en el puerto (kg/s-m <sup>2</sup> )	1.04E+02	$G_p$
$\Delta TML$	Diferencia media logarítmica (K)	11.61	Número de pasos	0	$N_{pa}$
$A_{atem}$	Área de transferencia de calor (m <sup>2</sup> )	2.5	Longitud vertical (m)	3.1	$L_v$
$N_p$	Número de placas	0	Caída de presión (kPa)	0.00	$\Delta P_{atem}$

## ANEXO 28

Dimensionamiento del condensador (fase de condensación) del ORC (sistema unificado)

PROCESO DE CONDENSACIÓN DEL CONDENSADOR (ESTADO: 7->1)					
AGUA DE REFRIGERACIÓN			VAPOR DE BENCENO		
$T_{p,ae}$	Temperatura promedio del agua (°C)	28	Temperatura del benceno (°C)	40	$T_{p,cond}$
$k$	Conductividad Térmica (W/m-K)	0.613	Conductividad Térmica (W/m-K)	0.134	$k$
$Pr$	Número de PRANDTL	5.61	Número de PRANDTL	0.706	$Pr$
$\mu$	Viscosidad Absoluta (kg/m-sg)	8.23E-04	Viscosidad Absoluta (kg/m-sg)	1.278E-04	$\mu$
$\rho$	Densidad líquida (kg/m <sup>3</sup> )	996	Densidad líquida (kg/m <sup>3</sup> )	857.601	$\rho_L$
$\mu_w$	Viscosidad Absoluta en la pared (kg/m-sg)	7.12E-04	Densidad vaporizada (kg/m <sup>3</sup> )	0.739	$\rho_g$
$X_{cond}$	Calidad del condensador (%)	100%	Velocidad de flujo por área (kg/s-m <sup>2</sup> )	3.280E+02	$G_c$
$G_c$	Velocidad de flujo por área (kg/s-m <sup>2</sup> )	4.236E+03	Velocidad de flujo por área equivalente (kg/s-m <sup>2</sup> )	1.117E+04	$G_{e,eq}$
$D_e$	Diámetro equivalente (m)	0.0250	Diámetro equivalente (m)	0.02500	$D_e$
$Re$	Número de Reynolds	1.287E+05	Número de Reynolds	2.19E+06	$Re$
$Nu$	Número de Nusselt	7.687E+02	Número de Nusselt	1.259E+03	$Nu$
$h_i$	Coefficiente convectivo (W/m <sup>2</sup> -K)	1.885E+04	Coefficiente convectivo (W/m <sup>2</sup> -K)	3.008E+05	$h_e$
$R_{ae}$	Resistencia del agua de enfriamiento	1.76E-04	Resistencia del benceno	1.76E-04	$R_{ben}$
CÁLCULOS FINALES DE LA CONDENSACIÓN					
$Q_{cond}$	Calor de condensación (KW)	3119.766	Densidad media (kg/m <sup>3</sup> )	429.17	$\rho_m$
$U_{cond}$	Coefficiente global de transferencia de calor (W/m <sup>2</sup> -K)	2418.05	Factor de ventilación	3.29E-02	$f$
$k_{ace}$	Conductividad del acero (W/m-K)	386	Velocidad de flujo por área en el puerto (kg/s-m <sup>2</sup> )	1.04E+02	$G_p$
$\Delta T_{ML}$	Diferencia media logarítmica (K)	11.65	Número de pasos	10	$N_{pa}$
$A_{cond}$	Área de transferencia de calor (m <sup>2</sup> )	110.75	Longitud vertical (m)	3.1	$L_v$
$N_p$	Número de placas	21	Factor de fricción	2.41E-02	$f_f$
			Caída de presión (kPa)	3.384	$\Delta P_{cond}$

## ANEXO 29

Resumen del dimensionamiento del condensador del ORC (sistema unificado)

RESUMEN DEL CONDENSADOR DEL ORC	
Área total de transferencia de calor (m <sup>2</sup> )	113.25
Número de placas	21
Ángulo de chevron (°)	60
Caída de presión (kPa)	3.4

### ANEXO 30

Principales parámetros para el dimensionamiento del sobrecalentador del ORC (sistema unificado) para la venta directa de potencia a la red eléctrica

PARÁMETROS DE ALETAS, TUBOS Y DIMENSIONES DEL DUCTO DEL SOBRECALENTADOR		
$d_i$	Diámetro interior de la tubería (m)	0.009
$e_t$	Espesor de tuberías (m)	0.005
$d_e$	Diámetro exterior de la tubería (m)	0.019
$S_T/d_e$	Relación del paso transversal con el diámetro exterior	4
$S_L/d_e$	Relación del paso longitudinal con el diámetro exterior	2
$S_T$	Paso transversal (m)	0.076
$S_L$	Paso longitudinal (m)	0.038
$S_D$	Paso diagonal (m)	0.0537
$a$	Distancia entre aletas (m)	0.2
$e_a$	Espesor de aleta (m)	0.002
$H_{duc}$	Alto del ducto (m)	1
$A_{duc}$	Ancho del ducto (m)	1.6
$N_L$	Número de filas de los tubos	41
$N_{T,CM}$	Número de tubos de la columna mayor	12
$N_{T,Cm}$	Número de tubos de la columna menor	11

### ANEXO 31

Dimensionamiento del sobrecalentador del ORC (sistema unificado) para la venta directa de potencia a la red eléctrica

PROCESO DE SOBRECALENTAMIENTO EN EL SOBRECALENTADOR (ESTADO: 4->5)				
$T_w$	Temperatura de la pared (°C)	192.870		
<b>TUBERÍAS (REFRIGERANTE BENCENO)</b>				
$T_{p,sob}$	Temperatura promedio del benceno (°C)	171.5		
$k$	Conductividad Térmica (W/m-K)	0.0845		
$Pr$	Número de PRANDTL	1.04		
$\mu$	Viscosidad Absoluta (kg/m-sg)	4.634E-05		
$\rho$	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	13.07		
$\mu_w$	Viscosidad Absoluta en la pared (kg/m-sg)	2.18E-05		
$d_i$	Diámetro interior de la tubería (m)	0.009		
$N_T$	Número de tubos	472		
$A_i$	Área interior (m <sup>2</sup> )	6.362E-05		
$A_{tp}$	Área de paso total (m <sup>2</sup> )	0.03003		
$v_{prom}$	Velocidad promedio (m/s)	18.805		
$Re$	Número de Reynolds	47735.51		
$f$	Coefficiente de fricción	5.913E-02		
$Nu$	Número de Nusselt	1360.549		
$h_i$	Coefficiente convectivo (W/m <sup>2</sup> -K)	12780.907		
<b>CORAZA (VAPOR DE AGUA)</b>				
	Temperatura promedio del vapor de escape (°C)	214.24	$T_{v,ge}$	
	Conductividad Térmica (W/m-K)	0.0346	$k$	
	Número de PRANDTL	0.957	$Pr$	
	Viscosidad Absoluta (kg/m-sg)	1.67E-05	$\mu$	
	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	0.462	$\rho$	
	Viscosidad Absoluta en la pared (kg/m-sg)	1.59E-05	$\mu_w$	
	Largo estimado del sobrecalentamiento (m)	1	$L_{est,sob}$	
	Área frontal del evaporador (m <sup>2</sup> )	1.00	$A_{tg}$	
	Espesor de tuberías (m)	0.005	$e_t$	
	Diámetro exterior de la tubería (m)	0.019	$d_e$	
	Velocidad de flujo por área (kg/s-m <sup>2</sup> )	7.071	$G_e$	
	Velocidad máxima de flujo por área (kg/s-m <sup>2</sup> )	9.427	$G_{max,e}$	
	Diámetro equivalente (m)	0.316	$D_e$	
	Número de Reynolds máximo	1.79E+05	$Re_{ge,max}$	
	Coefficiente convectivo (W/m <sup>2</sup> -K)	905.733	$h_e$	
	Resistencia del fluido	1.76E-04	$R_f$	
<b>CÁLCULOS FINALES DEL SOBRECALENTAMIENTO</b>				
$Q_{sob}$	Calor de sobrecalentamiento (kW)	590.03	Diferencia media logarítmica (K)	42.68
$U_{sob}$	Coefficiente global de transferencia de calor (W/m <sup>2</sup> -K)	544.90	Área de transferencia de calor (m <sup>2</sup> )	28.3
$P$	Parámetro P	0.5402	Longitud por tubería (m)	1
$R$	Parámetro R	0.8834	Caída de presión en el sobrecalentamiento	
$F$	Factor de corrección	0.8964	Factor de fricción	2.15E-02
$k_{ace}$	Conductividad del acero (W/m-K)	386	Caída de presión de los tubos (kPa)	2.616
			$\Delta T_{ML}$	
			$A_{sob}$	
			$L_{sob}$	
			$\zeta$	
			$\Delta P_{sob}$	

## ANEXO 32

Resumen del dimensionamiento del sobrecalentador del ORC (sistema unificado) para la venta directa de potencia a la red eléctrica

RESUMEN DEL SOBRECALENTADOR DEL ORC	
Área total de transferencia de calor (m <sup>2</sup> )	28.3
Longitud total por tubería (m)	1
Paso transversal (m)	0.076
Paso longitudinal (m)	0.038
Diámetro interior de la tubería (m)	0.009
Diámetro exterior de la tubería (m)	0.019
Número de tubos	472
Cantidad de aletas	4
Caída de presión total de los tubos (kPa)	2.616
Caída de presión del vapor de escape de trapiche	
Factor de fricción del vapor de escape	3.92E-01
Caída de presión del vapor de escape (kPa)	0.038

## ANEXO 33

Calor disponible actual del vapor de escape del ingenio

CALOR DESAPROVECHADO DEL VAPOR DE ESCAPE TOTAL					
BALANCE DE ENERGÍA DEL VAPOR DE ESCAPE ACTUALMENTE					
ÁREA	P (PSI)	T (°C)	m <sub>v,area</sub> (kg/s)	h <sub>(T,P)</sub> (kJ/kg)	E <sub>area</sub> (kW)
TURBOGENERADOR	20	125	15.61	2722.21	42487.553
ESTACIÓN REDUCTORA	18	125	0.76	2724.11	2069.042
TURBO BOMBA W600	18	235	0.85	2943.83	2504.898
TRAPICHE	18	235	7.07	2943.83	20814.674
DESAIREADOR	18	125	0.59	2724.11	1604.114
<b>ELABORACIÓN (entrada)</b>	15	<b>159.34</b>	23.70	<b>2796.30</b>	66272.053
CÁLCULO DEL FLUJO CALORÍFICO DISPONIBLE ACTUAL					
Flujo másico del vapor de escape de elaboración (kg/s)	23.70	m <sub>vap,elab</sub>			
Entalpía de entrada al saturador (kJ/kg)	2796.30	h <sub>ent,SAT</sub>			
Temperatura de entrada a elaboración (°C)	120	T <sub>sal,SAT</sub>			
Entalpía de salida al saturador (kJ/kg)	2705.96	h <sub>sal,SAT</sub>			
<b>Flujo calorífico disponible del escape actual (kW)</b>	<b>2141.01</b>	Q <sub>disp esc,ACT</sub>			

**ANEXO 34**

Tiempo de operación útil para la venta a la red eléctrica del ORC

<b>TIEMPO ÚTIL DE OPERACIÓN DE LOS ÚLTIMOS AÑOS EN AGROINDUSTRIAS SAN JACINTO</b>												
<b>INDICADOR</b>	<b>UM</b>	<b>2013</b>	<b>2014</b>	<b>2015</b>	<b>2016</b>	<b>2017</b>	<b>2018</b>	<b>2019</b>	<b>2020</b>	<b>2021</b>	<b>2022</b>	
<b>TIEMPO PERDIDO</b>	<b>%</b>											
Falta Caña	Hr	11.80	2.99	125.04	77.18	80.83	114.35	94.93	140.89	73.30	34.25	
Tiempo Perdido Extracción	Hr	425.78	342.73	515.40	346.21	193.96	163.27	213.08	269.93	143.12	117.77	
Tiempo Perdido Elaboración	Hr	94.92	34.22	53.97	51.40	88.08	68.22	223.95	60.76	26.75	81.87	
Tiempo Perdido Energía Térmica	Hr		212.32	246.36	162.43	42.08	28.87	90.78	36.91	46.78	39.52	
Tiempo Perdido Energía Eléctrica	Hr		96.34	83.98	10.99	12.31	13.34	13.01	2.67	1.75	4.91	
Tiempo Perdido Energía Total	Hr	83.29	308.66	330.34	173.42	54.39	42.21	103.79	39.58	48.53	44.43	
Tiempo Perdido Almacenamiento											4.33	
Tiempo Perdido balanza												
Tiempo Perdido Otros	Hr	86.02	73.01	82.93	110.72	322.66	50.71	125.11	121.40	42.62	391.23	
Tiempo Perdido Total	Hr	701.81	761.61	1,107.68	758.93	739.92	438.76	760.86	632.56	334.92	1,029.33	
Tiempo Programado	Hr	737.08	575.07	1,168.06	2,049.85	2,346.67	2,849.22	1,815.34	799.60	1,715.50	2,108.52	
Tiempo Disponible	Hr	7,734.92	7,320.93	7,591.94	6,734.15	6,413.33	6,102.78	6,344.66	6,832.40	6,156.50	6,651.48	
Tiempo útil	Hr	7,033.11	6,559.32	6,484.26	5,975.22	5,673.41	5,664.02	6,183.80	6,199.84	5,821.58	5,622.15	
<b>TIEMPO ÚTIL (Hr)</b>		<b>7033.11</b>	<b>6559.32</b>	<b>6484.26</b>	<b>5975.22</b>	<b>5673.41</b>	<b>5664.02</b>	<b>6183.8</b>	<b>6199.84</b>	<b>5821.58</b>	<b>5622.15</b>	
<b>TIEMPO PERDIDO (Hr)</b>	<b>ELABORACIÓN</b>	94.92	34.22	53.97	51.4	88.08	68.22	223.95	60.76	26.75	81.87	
	<b>FALTA DE CAÑA</b>	11.8	2.99	125.04	77.18	80.83	114.35	94.93	140.89	73.3	34.25	
	<b>OTROS</b>	86.02	73.01	82.93	110.72	322.66	50.71	125.11	121.4	42.62	391.23	
<b>TIEMPO DE OPERACIÓN ORC CON SISTEMA UNIFICADO (Hr)</b>		7225.85	6669.54	6746.2	6214.52	6164.98	5897.3	6627.79	6522.89	5964.25	6129.5	
<b>PROMEDIO TOTAL DE ORC (Hr)</b>		<b>6416.282</b>										

## ANEXO 35

### Datos técnicos de los principales equipos del área de trapiche

<b>TRAPICHE</b>					
<b>Equipos de preparación</b>					
<b>Primer juego de machetes</b>					
Altura del colchon de caña (h)	2167.72	mm			
Peso de cañas no cortadas (i)	13.84	%			
Proporción de cañas cortadas (k)	0.86	-			
Potencia consumida por el primer juego de cuchillas (p)	205.02	KW			
<b>Machetero</b>					
Altura del colchon de caña (h)	676.33	mm			
Peso de cañas no cortadas (i)	10.35	%			
Proporción de cañas cortadas (k)	0.90	-			
Potencia consumida por el segundo juego de cuchillas (p)	368.93	KW			
Consumo de vapor - turbina segundo juego de machetes (C.v)	5.48	Ton/h			
<b>Desfibradora</b>					
Consumo de potencia por ritmo de molienda (P/mc)	6.00	kw.h/tc			
Potencia consumida por la desfibradora (P)	1095.65	kw			
<b>Molino N°01</b>					
Fibra del bagazo en el molino N° 01 (F1)	18.00	%			
longitud de los cilindros (L)	1.83	m			
diámetro de los cilindros (D)	0.99	m			
diámetro del piston (Dp)	13.50				
Potencia específica	16.00				
presión en placa (Pp)					
<b>Equipos de extracción</b>					
<b>Molinos de extracción</b>					
Area de la sección transversal del cilindro (A)	78.54	pulg 2			
Presión total (P)	235620.00	lb			
Presión hidráulica en los cilindros (P)	213.71	ton			
Carga fibrosa (q1)	22.78	kg/m2			
Carga fibrosa específica (T)	26.01	kg/m2/m			
Densidad de la fibra a una presión p (δ)	1.51	g/cm3			
Densidad del jugo a una presión p (δ')	1.63	g/cm3			
Densidad del bagazo comprimido (d)	1.57	kg/m3			
Densidad del bagazo comprimido (d)	1570.22	g/cm3			
Rendimiento total de transmisión (nt)	0.95	-			
Molino n°01	400.28	KW			
Molino N°02 (T)	292.77	KW			
molino N°03 (T)	309.37	KW			
molino N°04 (T)	325.96	KW			
molino N°05 (T)	342.56	KW			
molino N°06 (T)	364.69	KW			
Consumo de vapor por la turbina N°01 (molinos 2 y 3)	9.46	Tr/h			
Consumo de vapor por la turbina N°02 (molinos 4 y 5)	10.51	Tr/h			
Consumo de vapor por los equipos de extracción	19.969	Tr/h			
Consumo de vapor total en trapiche	25.45	Tr/h			



## ANEXO 37

Datos técnicos del turbogenerador TGM 21.71 MW

<b>TURBOGENERADOR TGM 21.71 MW</b>		
<b>Vapor de admision</b>		
Presion de entrada de admision	592.70	Psig
ental pia de vapor de admision (h1)	3208.75	Kj/kg
<b>Vapor de extraccion</b>		
Presion de salida de vapor extraccion	20.00	Psig
Entalpia de vapor de extraccion (h1)	2673.41	Kj/kg
<b>Generador y reductor</b>		
Eficiencia del generador	95	%
Eficiencia del reductor	98	%
Salto entalpico	535.34	Kj/kg
Potencia genrada	7778.90	KW
<b>Vapor de admision</b>		
Flujo masico del vapor de admision	56187.87	kg/h
	56.19	Tn/h
Consumo especifico	7.223	Kg/KWh
<b>DISTRIBUCION DE ENERGIA ELECTRICA</b>		
TRAPICHE	2775.65	KW
FABRICA	3688.70	KW
ENERGIA	1570.43	KW
OTROS (BOMBAS POZA DE ENFRIAMIENTO)	175.30	KW
DESTILERIA	-431.18	KW
TOTAL	7778.90	KW

## ANEXO 38

Parámetros del balance de energía de la cogeneración en Agroindustrias San Jacinto S.A.A.

<b>Desaireador</b>		
Temperatura de condensada de ingreso al desaireador	110.00	°C
Temperatura del agua para alimentacion a calderas	118.00	°C
<b>Turbinas de accionamiento ventiladores y bombas, equipos trapiche</b>		
Temperatura del vapor sobrecalentado de admision a las turbinas	380.00	°C
Temperatura del vapor de extraccion de las turbinas	235.00	°C
<b>Proceso de generacion de vapor</b>		
Temperatura del vapor generado (T)	400.00	°C
Presion de vapor generado (P)	42.00	Bara
Exeso de aire para la combustion (m)	48.00	%
Humedad del bagazo (w)	47.50	%
Contenido de ceniza en el bagazo	2.00	%
Zacarosa en el bagazo	1.80	%
<b>TURBOGENERADOR TGM 21.71 MW</b>		
<b>Vapor de admision</b>		
Temperatura del vapor admision	400.00	°C
<b>Vapor de extraccion</b>		
Temperatura del vapor extraccion	125.00	°C

## ANEXO 39

Coefficientes de ensuciamiento varios para intercambiadores

<b>Fluido industrial</b>	<b><math>R_s</math> (m<sup>2</sup> K/W)</b>
<b>Gases y vapores</b>	
Gas manufacturado	0,001761
Gases de escapes de motor	0,001761
Vapor libre de aceite	0,000088
Vapores de refrigerantes con aceite	0,000352
Aire comprimido	0,000176
Vapores de amoníaco	0,000176
Vapores de CO <sub>2</sub>	0,000176
Vapores de cloro	0,000352
Gas de combustión de carbón	0,001761
Gas natural	0,000881
<b>Líquidos</b>	
Sales fundidas	0,000088
Refrigerantes	0,000176
Fluido hidráulico	0,000176
Medio orgánico de transferencia de uso industrial	0,000352
Amoníaco líquido	0,000176
Amoníaco líquido con aceite	0,000528
Soluciones de cloruro de calcio	0,000528
Soluciones de cloruro de sodio	0,000528
CO <sub>2</sub> líquido	0,000176
Cloro líquido	0,000352
Soluciones de metanol	0,000352
Soluciones de etanol	0,000352
Soluciones de etilén glicol	0,000352
Aceites vegetales	0,000528
Gasolina natural y gases petroleros licuados	0,000176 – 0,000352
Naftas líquidas	0,000176
Queroseno	0,000352 – 0,000528
Gasóleo liviano	0,000352 – 0,000528
Gasóleo pesado	0,000528 – 0,000881
Soluciones de soda cáustica	0,000352
Asfalto	0,000881
Fuel oil n° 2	0,000352
Fuel oil n° 6	0,000881
Aceite de transformadores	0,000176
Lubricante de máquina	0,000176
Aceite para templado	0,000705
Crudos, -30 a 175 °C	0,000352 – 0,000881
Crudos, 175 a 230 °C	0,000528 – 0,001057

## ANEXO 40

Costos de compra e instalación de la torre de enfriamiento SICREA S.A.C y MARLEY

Material	Texto breve	ctd	um	Nombre del proveedor	valor	Moneda
SICREA	TORRE ENFRIAMIENTO 143m3/hX715000kCal/h	1	UND	2013679231 SICREA S.A.C.	85,600.00	PEN
SICREA	OBRAS CIVILES PISCINA Y BASE T.ENFRIAMI.	1	SRV	2054174764 SERVICIOS GENERALES FERN	37,854.04	PEN
SICREA	TABLERO FUERZA Y CONTROL TORRE ENFRIAMIE	1	UND	2031431646 INGENIERIA DE SISTEMAS I	37,000.00	PEN
SICREA	OBRAS CIVILES VEREDAS TORRE ENFRIAMIENTO	1	SRV	2054174764 SERVICIOS GENERALES FERN	6,479.38	PEN
SICREA	SUPERVISION DE MONTAJE D TORRE D ENFRIAM	1	SRV	2013679231 SICREA S.A.C.	1,000.00	PEN
MARLEY	TORRES DE ENFRIAMIENTO MARLEY DE 1530GPM	2	UND	46A4630 AGROLMOS S.A.	70,886.62	USD
MARLEY	O/CIVILES NVA TORRE ENFRIAMIENTO MARLEY	1	SRV	2054174764 SERVICIOS GENERALES FERN	63,453.13	PEN
MARLEY	INTERCON,MONTAJ Y PINT LINEAS TUB D ENF	1	SRV	2053208223 PASBRI S.A.C.	33,997.42	PEN
MARLEY	SRV INSTALACIONES ELECTRICAS TORRE ENFRI	1	SRV	2060115114 TECNOLOGIA & PROYECTOS S	11,080.27	USD
MARLEY	CONSTRUCCION DE OBRAS CIVILES EN FABRICA	1	SRV	2054174764 SERVICIOS GENERALES FERN	6,973.27	PEN
MARLEY	OBRAS CIVILES PEDESTALES TORRE MARLEY	1	SRV	2054174764 SERVICIOS GENERALES FERN	4,987.62	PEN

## ANEXO 41

Ductos de gases de escape de ambas calderas (evaporadores del ORC)



## ANEXO 42

Zona en donde se implementaría el sobrecalentador del ORC con sistema unificado



## ANEXO 43

Molinos de extracción del área de trapiche accionados a turbinas de vapor



## ANEXO 44

Turbina de vapor que acciona al machetero



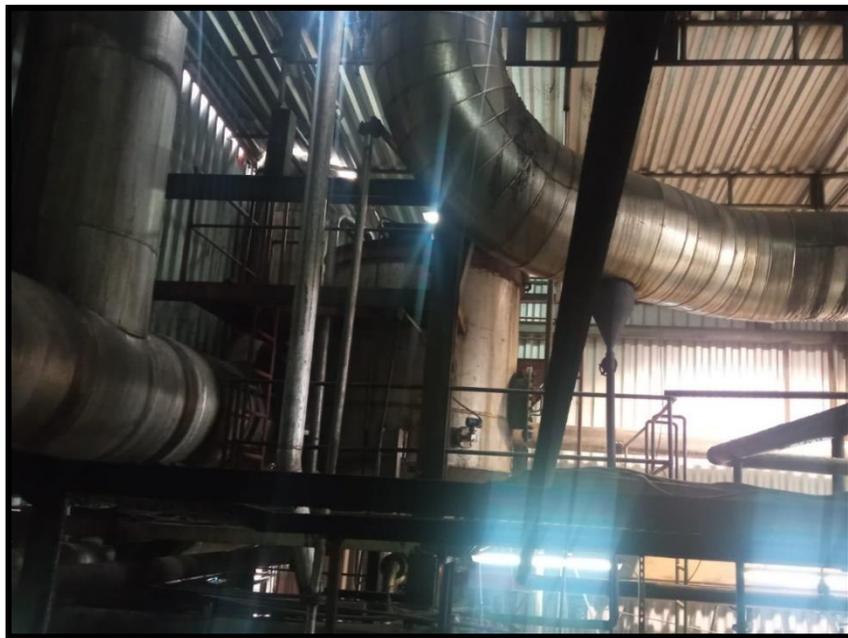
## ANEXO 45

Turbogenerador TGM 21.71 MW



## ANEXO 46

Unión de las tuberías del vapor de escape con destino al área de elaboración



## ANEXO 47

Saturador del vapor de escape en el área de elaboración



## ANEXO 48

### Artículo 38 del Decreto Legislativo N°1221

**“Artículo 38.-** Las autorizaciones que cumplan los requisitos serán otorgadas mediante Resolución Ministerial del sector por un plazo indefinido, dentro de los treinta (30) días hábiles de presentada la solicitud La solicitud deberá estar acompañada de lo siguiente:

a) Identificación y domicilio legal del solicitante Si es persona jurídica debe presentar la Escritura Pública de Constitución Social y el poder de su representante legal, debidamente inscritos en los Registros Públicos;

b) Resolución aprobatoria del Instrumento Ambiental;

c) Memoria descriptiva y planos completos del proyecto, con los estudios del proyecto a un nivel de factibilidad, por lo menos;

d) Calendario de Ejecución de Obras con la indicación del inicio y la puesta en operación comercial;

e) Presupuesto del Proyecto;

f) Información técnica con fines estadísticos que consistirá, cuando menos en lo siguiente: potencia instalada de la central, número de unidades de generación, tipo de cada unidad de generación, modelo de cada unidad de generación, caudal de diseño, consumo específico de combustible, tipo de combustible; tratándose de centrales de generación en uso o repotenciadas se presentarán también los registros históricos de operación e información relevante que sustente un adecuado desempeño operativo;

g) La garantía de fiel cumplimiento de ejecución de obras que señale el Reglamento;

h) Sustento verificable del compromiso de inversionistas para el aporte de capital con fines de la ejecución de las obras;

i) Informe favorable emitido por una entidad Clasificadora de Riesgo Calificada, respecto de la solvencia financiera del inversionista;

j) Certificado de conformidad del Estudio de Pre-Operatividad emitido por el COES, cuando corresponda.

El Reglamento establece los mecanismos de control para verificar su cumplimiento”.