

**ANÁLISIS TERMODINÁMICO Y CINÉTICA DE REACCIÓN DEL PROCESO DE
GASIFICACIÓN DE RAQUIS DE PALMA PARA LA COGENERACIÓN DE ENERGÍA
ELÉCTRICA Y CALOR**

**ROBERTO ESTEBAN BERMÚDEZ GARCÍA
ANGELA MARÍA CAICEDO BASTIDAS**

**PROYECTO INTEGRAL DE GRADO PARA OPTAR AL TÍTULO DE
INGENIERO MECÁNICO E INGENIERO QUÍMICO**

**DIRECTOR
LIBARDO ENRIQUE MENDOZA GENEY
DR. – INGENIERO MECÁNICO**

**CODIRECTOR
FELIPE CORREA MAHECHA
INGENIERO QUÍMICO**

**FUNDACIÓN UNIVERSIDAD DE AMÉRICA
FACULTAD DE INGENIERÍAS
PROGRAMA DE INGENIERÍA MECÁNICA E INGENIERÍA QUÍMICA
BOGOTÁ D.C.**

2022

NOTA DE ACEPTACIÓN

Nombre
Firma del Director

Nombre
Firma del presidente Jurado

Nombre
Firma del Jurado

Nombre
Firma del Jurado

Bogotá, D.C. marzo de 2022

DIRECTIVOS DE LA UNIVERSIDAD

Presidente de la Universidad y Rector del Claustro

Dr. Mario Posada Garcia-Peña

Vicerrector Académico y de Recursos Humanos

Dr. Luis Jaime Posada Garcia-Peña

Vicerrectora Académica y de investigaciones

Dra. Alexandra Mejía Guzmán

Vicerrector Administrativo y Financiero

Dr. Ricardo Alfonso Peñaranda Castro

Secretario General

Dr. José Luis Macías Rodríguez

Decano Facultad de Ingenierías

Dra. Naliny Patricia Guerra Prieto

Director del Programa de Ingeniería Química

Ing. Nubia Liliana Becerra Ospina

Director del Programa de Ingeniería Mecánica

PhD. María Angélica Acosta Pérez

DEDICATORIA

Este proyecto de investigación está dedicado principalmente a Dios, quien es el director principal y dueño de la sabiduría, la cual la adquirimos por El y para El a lo largo de nuestros estudios profesionales y nuestra vida en general. También, queremos reconocer el gran esfuerzo de nuestros padres y abuelitas, que nos han acompañado con amor en el proceso de cumplir uno de muchos de nuestros sueños, así mismo a nuestros hermanos que nos motivaron a llegar al final de esta carrera.

También, damos un agradecimiento especial a nuestro director Libardo Mendoza Geney por transmitir sus conocimientos y no sólo capacitarnos como profesionales sino también como personas. De igual manera, agradecemos a nuestro codirector Felipe Correa Mahecha por su orientación y sus consejos pertinentes para el desarrollo de esta investigación.

Finalmente, gracias a la universidad por brindarnos herramientas de formación para ser unos excelentes profesionales, y así mismo agradecemos porque nos permitió formar un equipo, planteando un proyecto de investigación y de vida para llevar a cabo exitosamente ambos proyectos.

Las directivas de la Universidad de América, los jurados calificadores y el cuerpo docente no son responsables por los criterios e ideas expuestas en el presente documento. Estos corresponden únicamente a los autores.

TABLA DE CONTENIDO

	pág.
RESUMEN	12
INTRODUCCIÓN	13
OBJETIVOS	15
1. GENERALIDADES TEORICAS	16
1.1 Biomasa	16
1.1.1 <i>Clasificación de la biomasa</i>	17
1.1.2 <i>Caracterización de la biomasa</i>	17
1.2 Vías de conversión de la biomasa	20
1.2.1 <i>Procesos termoquímicos</i>	20
1.2.2 <i>Gasificación</i>	21
1.2.3 <i>Tipos de gasificadores</i>	26
1.2.4 <i>Eficiencia del gasificador</i>	29
1.2.5 <i>Gas de síntesis</i>	30
1.2.6 <i>Alquitrán</i>	31
1.3 Ciclos de generación de potencia	31
1.3.1 <i>Ciclo de gas Joule-Brayton</i>	32
1.3.2 <i>Ciclo Orgánico Rankine (ORC)</i>	33
1.3.3 <i>Cogeneración</i>	36
2. CARACTERIZACIÓN FISICOQUIMICA DEL RAQUIS DE PALMA	37
2.1 Métodos y normas para la medición de las propiedades fisicoquímicas a la biomasa	37
2.2 Propiedades fisicoquímicas del raquis de palma	38
2.3 Análisis de resultados de la caracterización fisicoquímica del raquis de palma	40
3. ESQUEMA TECNOLÓGICO	42
3.1 Identificación de la capacidad del proceso	42
3.2 Unidad de gasificación	46
3.2.1 <i>Selección del tipo de gasificador</i>	46
3.3 Unidad ciclo Joule – Brayton	49
3.3.1 <i>Ciclo abierto: combustión interna</i>	49
3.3.2 <i>Ciclo cerrado: combustión externa</i>	50
3.4 Unidad ciclo ORC	56

3.4.1	<i>Modificaciones que incrementan la eficiencia</i>	56
3.5	Diagramas PFD	59
4.	CINÉTICA DE REACCIÓN Y ANÁLISIS TERMODINÁMICO	66
4.1	Análisis cinético	67
4.1.1	<i>Productos de la pirólisis del raquis de palma</i>	67
4.1.2	<i>Reacciones químicas Seleccionadas</i>	73
4.1.3	<i>Modelo cinético</i>	75
4.1.4	<i>Aplicación modelo cinético</i>	81
4.1.5	<i>Definición de condiciones de operación</i>	89
4.2	Resultados análisis cinético	91
4.3	Análisis termodinámico	102
4.3.1	<i>Herramienta computacional Coolprop</i>	102
4.3.2	<i>Ciclo de gas Joule-Brayton</i>	104
4.3.3	<i>Ciclo ORC</i>	113
4.4	Resultados análisis termodinámico	119
4.4.1	<i>Esquema ciclo de gas abierto</i>	120
4.4.2	<i>Esquema ciclo de gas cerrado</i>	127
4.5	Análisis comparativo de resultados con fuentes bibliográficas	135
4.6	Selección de equipos	140
4.6.1	<i>Gasificador</i>	140
4.6.2	<i>Turbogenerador de gas</i>	141
4.6.3	<i>Equipo ORC</i>	143
5.	ANÁLISIS DE COSTOS	145
5.1	Contextualización sector energético en Colombia	145
5.2	Cálculo costo anual de energía eléctrica sector palmero	146
5.3	Calculo CAUE	148
6.	CONCLUSIONES	154
	BIBLIOGRAFIA	157

LISTA DE FIGURAS

	pág.
Figura 1. Origen y clasificación de la biomasa	16
Figura 2. Etapas del proceso en gasificadores de flujo descendente y flujo ascendente	22
Figura 3. Tipos de gasificadores de lecho fijo	27
Figura 4. Aplicaciones del gas de síntesis	31
Figura 5. Esquema del Ciclo de gas Joule - Brayton	32
Figura 6. Diagrama T-S del Ciclo de gas Joule - Brayton	33
Figura 7. Esquema general ciclo ORC	34
Figura 8. Diagrama T-S del ciclo ORC	35
Figura 9. Esquema general de un ciclo de cogeneración	36
Figura 10. Esquema unidad de gasificación	48
Figura 11. Combustión interna en ciclo de gas	49
Figura 12. Esquema unidad ciclo de gas con combustión interna	50
Figura 13. Combustión externa en ciclo de gas	51
Figura 14. Esquema y diagrama T-S del Ciclo de gas Joule - Brayton con inter enfriamiento	53
Figura 15. Esquema y diagrama T-S del Ciclo de gas Joule - Brayton con recalentamiento	54
Figura 16. Esquema y diagrama T-S del Ciclo de gas Joule - Brayton con regeneración	55
Figura 17. Esquema unidad ciclo de gas con combustión externa	55
Figura 18. Esquema y diagrama T-S del Ciclo ORC con recalentamiento	57
Figura 19. Esquema y diagrama T-S del Ciclo ORC con regeneración	58
Figura 20. Esquema unidad ciclo ORC	59
Figura 21. Diagrama PFD esquema ciclo de gas con combustión interna	62
Figura 22. Balance de masa del diagrama PFD de la figura 21	63
Figura 23. Diagrama PFD esquema ciclo de gas con combustión externa	64
Figura 24. Balance de masa del diagrama PFD de la figura 23	65
Figura 25. Volúmenes de control modelo cinético	91
Figura 26. Influencia de la temperatura en la concentración de CO	93
Figura 27. Influencia de la temperatura en la concentración de CO ₂	94
Figura 28. Influencia de la temperatura en la concentración de H ₂	95
Figura 29. Variación de la composición del gas de síntesis a 700 °C	96

Figura 30. Variación de la composición del gas de síntesis a 800 °C	97
Figura 31. Variación de la composición del gas de síntesis a 900 °C	98
Figura 32. Influencia de la temperatura en la concentración de CO ₂ en el craqueo catalítico	99
Figura 33. Influencia de la temperatura en la concentración de H ₂ en el craqueo catalítico	100
Figura 34. Formula general de cálculo propiedades Coolprop	103
Figura 35. Influencia de la relación de compresión (rp) sobre la eficiencia térmica ciclo de gas abierto	120
Figura 36. Influencia de la P in turbina sobre la eficiencia térmica del ciclo ORC con cada sustancia de trabajo-Esquema 1	122
Figura 37. Influencia de la P in turbina sobre la eficiencia térmica ciclo ORC con las 4 sustancias de trabajo-Esquema 1	124
Figura 38. Diagrama TS ciclo de gas con combustión interna	126
Figura 39. Diagrama TS ciclo ORC-R134a Esquema 1	126
Figura 40. Influencia de la relación de compresión (rp) sobre la eficiencia térmica ciclo de gas cerrado	128
Figura 41. Influencia de la P in turbina sobre la eficiencia térmica del ciclo ORC con cada sustancia de trabajo-Esquema 2	130
Figura 42. Influencia de la P in turbina sobre la eficiencia térmica ciclo ORC con las 4 sustancias de trabajo-Esquema 2	131
Figura 43. Diagrama TS ciclo de gas con combustión externa	133
Figura 44. Diagrama TS ciclo ORC-Propano Esquema 2	133
Figura 45. Ficha técnica gasificador de biomasa seleccionado	141
Figura 46. Ficha técnica turbogenerador de gas seleccionado	142
Figura 47. Ficha técnica del módulo ORC seleccionado	144
Figura 48. Flujo de efectivo CAUE	151

LISTA DE TABLAS

	pág.
Tabla 1. Tipos de biomasa según su procedencia	17
Tabla 2. Comparación de las 4 vías de conversión termoquímica	21
Tabla 3. Reacciones homogéneas y heterogéneas de la gasificación de biomasa	24
Tabla 4. Principales ventajas y técnicas de aplicación para cada tipo de agente oxidante.	25
Tabla 5. Clasificación de los tipos de gasificador según diferentes criterios de operación	29
Tabla 6. Métodos de medición de pruebas fisicoquímicas respecto a las normas ASTM y CEN37	38
Tabla 7. Autores empleados en la caracterización bibliográfica	38
Tabla 8. Caracterización bibliográfica del raquis de palma	39
Tabla 9. Producción de biomasa de una hectárea de palma de aceite en producción	42
Tabla 10. Distribución del área sembrada en palma de aceite por zona en Colombia	43
Tabla 11. Capacidad de procesamiento real instalada de plantas de beneficio de fruto de palma de aceite por zona en Colombia	44
Tabla 12. Distribución por tamaño de las plantas de beneficio de fruto de palma de aceite en Colombia	45
Tabla 13. Ventajas y desventajas de los gasificadores de lecho fijo	47
Tabla 14. Composición del carbonizado obtenido de la pirólisis del raquis de palma	68
Tabla 15. Composición del alquitrán obtenido de la pirólisis del raquis de palma	69
Tabla 16. Composición del gas obtenido de la pirólisis del raquis de palma	70
Tabla 17. Composición de cada fase producto de la pirólisis del raquis de palma	71
Tabla 18. Rangos seleccionados de las composiciones másicas de cada fase	72
Tabla 19. Reacciones de gasificación seleccionadas	75
Tabla 20. Parámetros cinéticos de Carbonizado	78
Tabla 21. Parámetros cinéticos fracción gaseosa	79
Tabla 22. Parámetros cinéticos craqueo catalítico Alquitrán	81
Tabla 23. Parámetros cinéticos seleccionados	81
Tabla 24. Reacciones seleccionadas con relación estequiométrica másica	82
Tabla 25. Composición final del gas de síntesis	100
Tabla 26. Propiedades y fórmula de cálculo propiedades termodinámicas Coolprop	103
Tabla 27. Ecuaciones de cálculo para el ciclo de gas Joule-Brayton	105

Tabla 28. Entalpías de formación componentes reacción de combustión	107
Tabla 29. Constantes de cálculo de la capacidad calorífica	108
Tabla 30. Balances de masa y energía ciclo de gas con combustión interna	111
Tabla 31. Propiedades sustancias de trabajo ciclo ORC	114
Tabla 32. Ecuaciones de cálculo para el ciclo ORC	115
Tabla 33. Balances de masa y energía ciclo ORC	117
Tabla 34. Propiedades termodinámicas corrientes ciclo de gas abierto	121
Tabla 35. Propiedades termodinámicas corrientes ciclo ORC con R134a – esquema ciclo de gas abierto	125
Tabla 36. Requerimientos y utilidades energéticas – Esquema tecnológico 1	127
Tabla 37. Propiedades termodinámicas corrientes ciclo de gas cerrado	129
Tabla 38. Propiedades termodinámicas corrientes ciclo ORC con Propano – esquema ciclo de gas cerrado	132
Tabla 39. Requerimientos y utilidades energéticas – Esquema tecnológico 2	134
Tabla 40. Comparación de resultados obtenidos del análisis cinético	136
Tabla 41. Comparación del poder calorífico del gas de síntesis y eficiencia del gasificador obtenidos de fuentes bibliográficas	137
Tabla 42. Comparación de resultados obtenidos del análisis termodinámico	139
Tabla 43. Costos gasificador de biomasa	149
Tabla 44. Costos turbogenerador de gas	149
Tabla 45. Costos Módulo ORC	150
Tabla 46. Resumen costos equipos seleccionados	150

RESUMEN

La primera fase del proyecto corresponde a la caracterización fisicoquímica del raquis de palma, mediante una revisión bibliográfica, en donde se identifica que el raquis de palma tiene un alto potencial energético, debido a su alto porcentaje de material volátil.

Seguido a ello el proyecto contempla la propuesta de dos esquemas de proceso, el primero contemplando un ciclo de gas abierto y el segundo un ciclo de gas cerrado, así mismo el desarrollo de un diagrama PFD. Como siguiente fase del proyecto se realiza el modelo cinético, desarrollando las ecuaciones de cálculo mediante método analítico, e identificando los parámetros cinéticos de las reacciones seleccionadas, obteniendo como resultado que la composición del gas de síntesis es la siguiente, 48% para el CO, 0,019% para el CO₂ y 6,71% para el H₂.

El análisis termodinámico del presente proyecto parte de los resultados del modelo cinético, implementando la herramienta computacional Coolprop para el cálculo de las propiedades termodinámicas de las corrientes de los dos esquemas de proceso propuestos. De acuerdo con lo anterior conforme a los resultados obtenidos, se selecciona la sustancia R134a para el primer esquema y el propano para el segundo esquema. Se realiza un análisis comparativo de los resultados obtenidos con respecto a los disponibles en la literatura.

El proyecto contempla un análisis de costos, conforme a los equipos seleccionados, para evaluar una posible disminución en los costos de energía eléctrica en las plantas de extracción de aceite de palma y consecuentemente promover alternativas de energías renovables en la industria palmera colombiana.

Palabras clave: Bioenergía, Raquis de palma, gasificación, ciclo de gas, ciclo orgánico Rankine.

INTRODUCCIÓN

La extracción de aceite de palma es el proceso más productivo a nivel mundial en comparación con otros procesos que involucran aceites, Colombia es el cuarto productor de aceite de palma en el mundo y el primero en América. De acuerdo con el anuario estadístico de 2020 realizado por Fedepalma, los cultivos de palma de aceite a nivel nacional se distribuyen por zonas de la siguiente manera; la zona norte cuenta con un área sembrada de 131.936 m², 9 departamentos y 76 municipios dispuestos para la producción, por otro lado se encuentra la zona central que cuenta con un área sembrada de 175.708 m², 8 departamentos y 46 municipios dispuestos para la producción, seguido a esta se encuentra la zona oriental que cuenta con una área sembrada de 229.695 m², 5 departamentos y 35 municipios dispuestos para producción y finalmente se encuentra la zona suroccidental con una área sembrada de 22.243 m² que cuenta con 3 departamentos y 3 municipios de producción [1].

Durante del proceso de extracción de aceite de palma se generan 3 biomásas residuales sólidas, las cuales son, fibra, cuesco y raquis, por cada hectárea de planta de aceite de palma en producción, se generan 4,3 Toneladas promedio de racimos vacíos o raquis de palma [2]. El raquis corresponde al 25 % del racimo de fruta fresca (por sus siglas en español RFF) [3], lo cual, lo convierte en el mismo porcentaje que representa el aceite de palma crudo, siendo esta la parte aprovechable del RFF, además cuenta con un alto potencial energético, gracias a su poder calorífico de 17,02 MJ/kg [4]. Por consiguiente, esta biomasa es aprovechada en gran medida como recurso energético en las plantas extractoras de la agroindustria.

Por otro lado, las compañías extractoras de aceite de palma tienen una alta demanda de energía eléctrica suministrada por las empresas públicas y también por plantas propias, así mismo existe una relación directa entre el consumo energético y el costo de producción del aceite de palma, el cual es bastante alto debido a la capacidad de procesamiento de RFF de las diferentes compañías extractoras.

Por consiguiente, la implementación de procesos termoquímicos tales como la gasificación funcionan como un esquema tecnológico que se alimenta a partir de la biomasa residual sólida

generada por el proceso de extracción de aceite de palma, el cual es capaz de suplir esas necesidades energéticas que las empresas extractoras tienen a lo largo de las 4 zonas palmeras en Colombia mediante la implementación conjunta de ciclos de cogeneración.

El presente proyecto de investigación busca realizar el análisis termodinámico y cinética de reacción del proceso de gasificación de raquis de palma, integrado a un ciclo de cogeneración, conformado por un ciclo de gas y un ciclo orgánico Rankine, por sus siglas en inglés (ORC), que tiene como objetivo producir en mayor proporción energía eléctrica y en menor proporción calor que se recircule para procesos inherentes al sistema de producción de aceite de palma, lo cual es de vital importancia para determinar la capacidad del sistema y las propiedades de los equipos que conforman el proceso, logrando así una disminución de los costos de energía eléctrica en las empresas extractoras de aceite de palma y de igual manera promoviendo una alternativa de energía renovable en el sector palmero colombiano, mediante el aprovechamiento energético de la biomasa residual sólida, el cual es un modelo económico basado en la producción de recursos biológicos renovables y la conversión de estos recursos en productos con valor añadido [5].

OBJETIVOS

Objetivo General

Realizar el análisis termodinámico y la cinética de reacción del proceso de gasificación de raquis de palma para la cogeneración de energía eléctrica y calor.

Objetivos Específicos

- Caracterizar fisicoquímicamente el raquis de palma, producto de la extracción de aceite de palma en Colombia a partir de una revisión bibliográfica.
- Definir las etapas y el esquema tecnológico que conforman el proceso de gasificación, para la cogeneración de energía eléctrica y calor mediante un ciclo Brayton-ORC.
- Evaluar la cinética del sistema de gasificación y el comportamiento termodinámico a los ciclos de cogeneración de potencia y calor, determinando la influencia de los parámetros operacionales del proceso sobre la eficiencia energética.
- Realizar un análisis comparativo de los resultados obtenidos en el análisis cinético y termodinámico con respecto a los resultados disponibles en la literatura.
- Realizar el análisis de costos de producción de energía eléctrica del proceso propuesto en el presente proyecto y compararlo con la producción de fuentes convencionales que abastecen de energía eléctrica a las plantas extractoras de aceite de palma.

1. GENERALIDADES TEORICAS

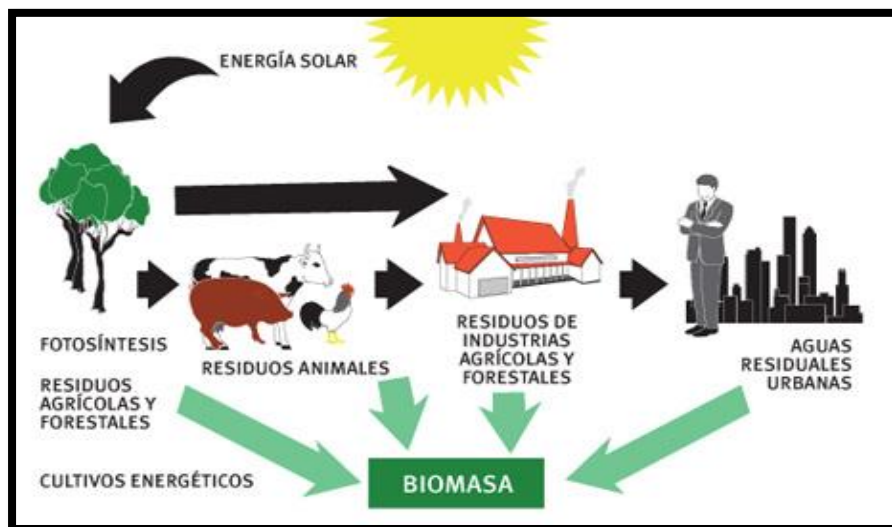
1.1 Biomasa

Por definición la biomasa es todo aquel material orgánico, es decir que incluye a las plantas principalmente y así mismo a los animales y sus desechos [6]. La energía que acumula la biomasa proviene del sol, a partir del proceso de la fotosíntesis, todos los cuerpos vegetales absorben dicha energía lumínica, así como también los nutrientes del suelo y el CO_2 que circula en el ambiente. De acuerdo con lo anterior, la biomasa se puede denotar como la fracción biodegradable de los productos, desechos y residuos de origen biológico [7].

La biomasa al ser de gran variedad debe ser clasificada y caracterizada para poder consolidar su potencial energético. Con base a dicha afirmación, se realizará a continuación la clasificación de la biomasa de acuerdo con su proveniencia como se puede apreciar en la figura 1, lo cual es de vital importancia identificarlo para el presente proyecto de investigación.

Figura 1.

Origen y clasificación de la biomasa



Nota. Cadena del origen de la biomasa y su respectiva clasificación. Tomado de: Energía renovable solar - “Energías renovables en México: Energía biomasa pdf.” 2016.[Online].Available:<https://energiasrenovablesolar.blogspot.com/2016/01/energia-biomasa-pdf.html>

1.1.1 Clasificación de la biomasa

La biomasa como se nombró anteriormente puede ser clasificada según origen, como se puede apreciar en la tabla 1, dicha clasificación permite categorizar el sector donde la biomasa de estudio del presente proyecto está inmersa.

Tabla 1.

Tipos de biomasa según su procedencia

Biomasa Natural	Biomasa terrestre	*Biomasa forestal *Hierbas *Cultivos energéticos
	Biomasa acuática	*Algas *Planta acuática
Biomasa Residual	Residuos municipales	*Residuos sólidos urbanos *Biosólidos, aguas residuales *Gas de vertedero
	Residuos sólidos agrícolas	*Ganado y estiércol *Residuos de cultivos agrícolas
	Residuos forestales	*Corteza, hojas y residuos del suelo
	Residuos industriales	*Madera de demolición, serrín *Residuos de aceite/grasa

Nota. Esta tabla muestra la clasificación de la biomasa según su procedencia, haciendo especial énfasis en la identificación de la biomasa de estudio del presente proyecto. Tomado de: P. Basu, “Biomass Characteristics,” in *Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction*, Elsevier Inc., 2018, pp. 47–86.

1.1.2 Caracterización de la biomasa

La elección de la ruta de conversión también depende de las características de la biomasa, por lo que la caracterización es esencial para comprender mejor las propiedades fisicoquímicas por excelencia de la biomasa que determinarán la idoneidad del material para la conversión; estas propiedades son claves para la utilización eficiente de la biomasa en los procesos de bioconversión. Sin embargo, las características de la biomasa dependen en gran medida de sus componentes orgánicos primarios (celulosa, hemicelulosa y lignina), que varían según la fuente de la biomasa, la especie, las condiciones climáticas, etc. [8]. Dependiendo del uso final de la

biomasa, la caracterización se determina comúnmente y se informa en términos de análisis proximal y elemental utilizando una variedad de herramientas analíticas.

1.1.2.a. Análisis próximo. El análisis proximal implica la determinación de la humedad, la materia volátil, el carbono fijo y el contenido de cenizas en la materia prima. Se trata de una caracterización estándar utilizada para determinar el rango de los carbones y comprender el potencial de una materia prima concreta para la pirólisis o la gasificación.

Por lo general, las materias primas con alto contenido de volátiles y bajo contenido de carbono fijo, como los polímeros sintéticos y los plásticos, son adecuadas para el proceso de pirólisis, ya que producen más cantidad de productos líquidos.

El análisis próximo da información del comportamiento del combustible durante el calentamiento, es decir, cuanto del carbono permanece fijo, sin reaccionar, y cuanto se transforma en materiales volátiles.

- Humedad:

El contenido de humedad de la biomasa es la cantidad de agua en el material, expresada como un porcentaje del peso del material. Este peso puede ser referido en base húmeda, en base seca y en base seca y libre de cenizas. Si el contenido de humedad se determina en base "húmeda", el peso del agua se expresa como un porcentaje de la suma del peso del agua, de las cenizas y de la materia seca y libre de cenizas. Del mismo modo, cuando se calcula el contenido de humedad sobre una base "seca" (por muy contraproducente que pueda parecer), el peso del agua se expresa como un porcentaje del peso de la ceniza y de la materia seca y sin ceniza [9].

- Cenizas:

El elemento inorgánico (contenido de cenizas) puede expresarse igualmente que el contenido de humedad: con base húmeda, seca o seca y sin cenizas. Generalmente, el contenido de cenizas se expresa con base seca. El contenido total de cenizas en la biomasa y la estructura química de las cenizas son relevantes. Dichos inconvenientes tienen la posibilidad de variar a partir de la

obstrucción de la supresión de las cenizas causada por la escorificación de las cenizas hasta graves inconvenientes de manejo en los sistemas de lecho fluidizado [9].

- Material volátil:

La materia volátil tiene relación con el fragmento de la biomasa que se relaja una vez que se calienta la biomasa (hasta 400 a 500°C). La biomasa frecuente tener un elevado contenido de materia volátil (hasta el 80%), mientras tanto que el carbón tiene un bajo contenido de materia volátil (menos del 20%) o, en la situación del carbón de antracita, uno insignificante [10].

- Carbono fijo:

Se puede determinar de manera teórica, debido a que es la diferencia numérica existente entre el material volátil y las cenizas cuando ya han sido determinadas, es decir que es el material no volátil de la muestra de biomasa.

- Poder calorífico:

El poder calorífico de un combustible es una indicación de la energía ligada químicamente en el combustible con alusión a un ámbito normalizado. La energía ligada químicamente al combustible viene dada por el poder calorífico del combustible en energía por proporción de materia (kg). Esta energía no puede medirse de manera directa, sino solamente con en relación con un estado de alusión. Para el poder calorífico inferior, por sus siglas en inglés (LHV), el estado de alusión del agua es su estado gaseoso; para el poder calorífico superior por sus siglas en inglés, (HHV), el estado de alusión del agua es su estado líquido [10].

1.1.2.b. Análisis elemental. El análisis elemental o final implica la determinación de C, H, N, S y O en la materia prima. El carbono en la materia prima incluye el carbono presente como carbono orgánico y cualquier carbono presente como carbonato mineral. El hidrógeno incluye el hidrógeno presente en los componentes orgánicos, así como el hidrógeno en toda el agua

asociada a la materia prima. Se supone que el nitrógeno está presente en la matriz orgánica del carbón o de la biomasa.

Dicho análisis proporciona información valiosa que consolida una guía sobre la utilización de la biomasa que se esté analizando, así mismo da indicios sobre la composición del producto que se pueda obtener cuando dicha materia sea ingresada a una de las vías de conversión que permitan brindar un aprovechamiento energético, de igual manera permite seleccionar el proceso adecuado para la biomasa que se está estudiando.

1.2 Vías de conversión de la biomasa

1.2.1 Procesos termoquímicos

Los procesos termoquímicos tienen el objetivo de convertir la biomasa en gas o líquido combustible, que sea el insumo para un proceso alterno, como la generación de electricidad, calor y la obtención de productos químicos.

También se caracterizan por sus reacciones químicas irreversibles, a altas temperaturas y en condiciones variables de oxidación. Otro aspecto que se relaciona es la intervención de las reacciones químicas resultantes de la energía calórica que se proporciona a cada uno de estos procesos.

Dentro de dichos procesos se encuentran las siguientes vías de conversión: combustión directa, la pirólisis, gasificación y licuefacción.

Las vías de conversión termoquímicas de la biomasa, anteriormente definidas, se comparan en la tabla 2, donde se especifican algunos parámetros de operación de cada uno de los procesos.

Tabla 2.*Comparación de las 4 vías de conversión termoquímica*

Proceso	Temperatura (°C)	Presión (Mpa)	Secado previo
Licuefacción	250-330	5-20	No requiere
Pirólisis	380-530	0,1-0,5	Necesario
Combustión	700-1400	>0,1	No requiere, pero mejora la eficiencia
Gasificación	700-1200	>0,1	Necesario

Nota. Comparación de las condiciones de operación y requerimientos de las 4 vías de conversión termoquímica de la biomasa. Tomado de: J. B. Burgos, Gasificación de cuesco de palma para la obtención de gas combustible en un reactor de lecho fijo. [Trabajo de grado]. Universidad Nacional de Colombia, 2015.

1.2.2 Gasificación

La gasificación termoquímica es la conversión por oxidación parcial a temperatura elevada de una materia prima carbonosa, como la biomasa o el carbón, en un portador de energía gaseosa. Éste contiene monóxido de carbono, dióxido de carbono, hidrógeno, metano, trazas de hidrocarburos superiores como el etano, agua, nitrógeno (si se utiliza aire como agente oxidante) y diversos contaminantes como pequeñas partículas de cenizas, alquitranes y aceites [11].

La oxidación parcial puede llevarse a cabo con aire, oxígeno, vapor o una mezcla de éstos. El proceso de la gasificación está compuesto por la combustión y la pirólisis, así mismo tiene diversas modificaciones que permiten lograr un gas de síntesis con diferentes características, y en general esta tecnología produce el “gas pobre”, ya que comparado con el gas natural su LHV, es mucho más bajo.

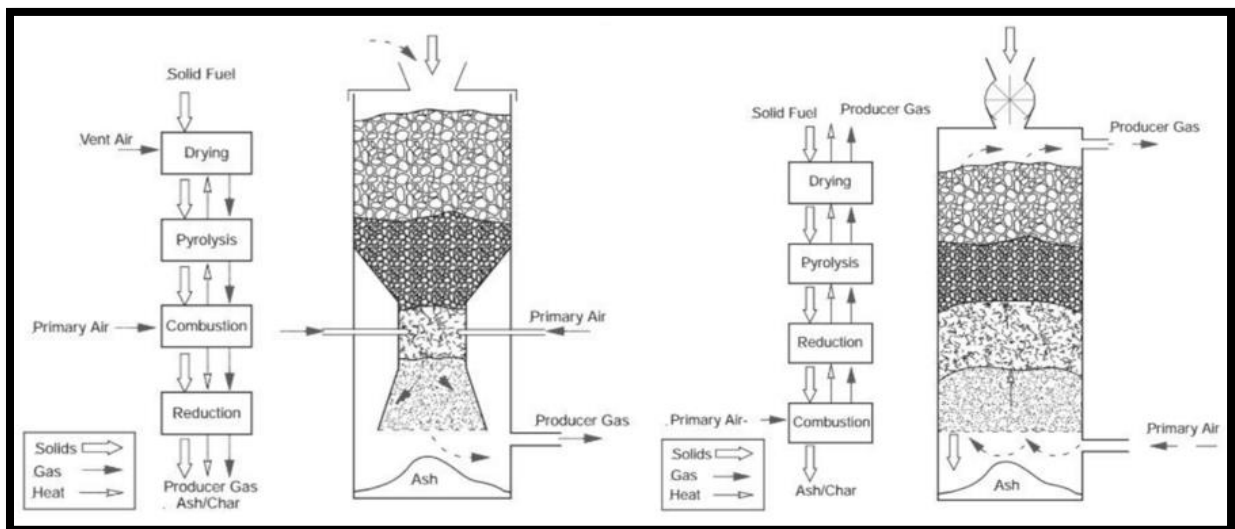
La gasificación es un proceso termoquímico en el que la biomasa se calienta bajo atmósfera parcialmente oxidante (Aire, O₂, vapor, agua supercrítica o CO₂) para formar productos gaseosos (principalmente CO, H₂ y CO₂) y pequeñas cantidades de CH₄, hidrocarburos y agua, así como trazas de contaminantes como alquitranes, NH₃, H₂S y SO₂, etc. [12]. Por lo cual la gasificación se consolida como un proceso termoquímico en el que la biomasa, o materia orgánica, se transforma en gas combustible.

Cuando la biomasa se encuentra en estado sólido, es sometida a la acción del calor en condiciones de defecto de aire, o combustión incompleta, se producen una serie de reacciones que dan lugar a un gas de gran interés energético. Las principales aplicaciones de la gasificación de biomasa se basan en la utilización de la energía térmica que genera el propio proceso de gasificación y el aprovechamiento del gas producido [13].

1.2.2.a. Etapas del proceso. En los gasificadores de corriente descendente, los procesos secuenciales de arriba a abajo son el secado, la pirólisis, la oxidación y la reducción, mientras que en el gasificador de corriente ascendente solo se modifica la etapa de oxidación por la de reducción como se muestra en la figura 2. Durante el proceso de secado, la humedad de la biomasa es expulsada por el calor del proceso de oxidación. Además del secado, el calor liberado durante el proceso de oxidación también se utiliza para los procesos de pirólisis y reducción. Durante el proceso de pirólisis se liberan gases volátiles. El gas de producción se forma durante el proceso de reducción y sale del gasificador a través de la salida de gases [14].

Figura 2.

Etapas del proceso en gasificadores de flujo descendente y flujo ascendente



Nota. En esta figura se aprecia el orden de aparición y consecución de cada etapa del proceso de la gasificación en cada uno de los reactores de lecho fijo de corriente descendente izquierda y corriente ascendente derecha. Tomado de: BioEnergy Consult, Biomass gasification (Lecture-6),2019.

- Secado. Normalmente, la temperatura en la zona de secado es de 100-200 °C. Durante el proceso de secado se produce la conversión de la humedad en vapor de agua. La conversión tiene lugar debido a la transferencia de calor entre los gases calientes de la zona de oxidación y la biomasa en la zona de secado. La biomasa con alto contenido de humedad produce más vapor de agua y requiere más calor para el secado. Un kilogramo de humedad en la biomasa utiliza 2260 kJ de calor adicional del gasificador para vaporizar el agua a presión atmosférica. Normalmente, el contenido de humedad adecuado en la biomasa para los gasificadores de tiro descendente oscila entre el 5% y el 35% [15].

- Pirólisis. Durante la pirólisis, las moléculas de la biomasa se descomponen en gases condensables, alquitrán y carbón vegetal a temperaturas entre 200 y 700 °C en ausencia de oxígeno. Los gases condensables se descomponen a su vez en gases no condensables (CO, CO₂, H₂ y CH₄), líquido y carbón [15]. La descomposición se produce entre la fase gas-gas (reacción homogénea) y la fase gas-sólido (reacción heterogénea).

- Oxidación. El calor liberado durante la oxidación se utiliza para el secado, la pirólisis y otras reacciones endotérmicas durante la reducción. La temperatura de oxidación es de unos 800-1400 °C [16]. La oxidación parcial del carbón (C) produce monóxido de carbono y calor, mientras que la oxidación total del carbón produce dióxido de carbono y más calor. La cantidad de calor liberada durante la oxidación total es tres veces mayor que durante la oxidación parcial. La oxidación parcial libera 111 kJ/mol de calor y la oxidación total produce 394 kJ/mol de calor [14].

- Reducción. Las principales reacciones de gasificación se producen durante el proceso de reducción. Los gases combustibles en el gas productor se forman durante la etapa de reducción. En la siguiente sección del documento se detallará a mayor profundidad las reacciones que ocurren durante el proceso de la gasificación.

1.2.2.b. Reacciones del proceso. Posteriormente en el proceso de gasificación se presenta la descomposición térmica en la superficie de la fase sólida para liberar componentes volátiles y reacciones en fase gaseosa que permitirán obtener el gas de síntesis contemplado para este

proyecto, así mismo se generan reacciones en fase líquida y sólida provenientes del proceso de Pirólisis [17]. De acuerdo con lo anterior, las reacciones se clasifican en homogéneas o heterogéneas dependiendo la fase en la que se produce. A continuación, en la tabla 3 se muestran las reacciones involucradas durante la gasificación de la biomasa.

Tabla 3.

Reacciones homogéneas y heterogéneas de la gasificación de biomasa

Reacciones en fase homogénea	
Oxidación del H ₂	$H_2 + 0,5 O_2 \rightarrow H_2O$
Oxidación del CO	$CO + 0,5 O_2 \rightarrow CO_2$
Oxidación del CH ₄	$CH_4 + 0,5 O_2 \rightarrow CO + 2H_2$
Reacción de reformado en seco	$CH_4 + CO_2 \rightarrow 2CO + 2H_2$
Metanización de reformado de vapor	$CH_4 + H_2O \rightarrow CO + 3H_2$
Reacción agua - gas	$CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$
Reacciones en fase heterogénea	
Oxidación de carbono	$C + O_2 \rightarrow CO_2$
Oxidación parcial	$CO + 0,5 O_2 \rightarrow CO$
Boudouard	$C + CO_2 \rightarrow 2CO$
Reformado de vapor	$C + H_2O \rightarrow CO + H_2$
Reacción de metano	$C + 2H_2 \rightarrow CH_4$

Nota. Se presentan las reacciones involucradas en el proceso de gasificación de biomasa. Tomado de: P. Parthasarathy and K. S. Narayanan, "Hydrogen production from steam gasification of biomass: Influence of process parameters on hydrogen yield - A review," *Renew. Energy*, vol. 66, pp. 570–579, 2014, doi: 10.1016/j.renene.2013.12.025.

1.2.2.c. Tipos de agentes oxidantes. El medio de gasificación también llamado "agente", reacciona con el carbono sólido y los hidrocarburos más pesados para convertirlos en gases de bajo peso molecular como CO y H₂ [18]. Los principales agentes gasificantes más utilizados para la gasificación son el aire, el vapor, la mezcla de vapor y oxígeno y el CO₂ [18],[19]. El agente de gasificación afecta al valor calorífico del gas de síntesis producido. El valor calorífico aumenta con el incremento del contenido de vapor del agente gasificante, mientras que el valor calorífico disminuye al aumentar el aire en el agente gasificante. La mezcla de vapor y oxígeno representa un agente gasificante sin nitrógeno que aumenta el poder calorífico y permite licuar el gas producido tras un tratamiento adecuado [19]. De igual manera se puede apreciar en la tabla 4 algunas características importantes que deben ser tenidas en cuenta cuando se opere con cada tipo de agente oxidante.

Tabla 4.*Principales ventajas y técnicas de aplicación para cada tipo de agente oxidante*

Agentes gasificantes		
	Ventajas principales	Principales desafíos técnicos
Aire	<ol style="list-style-type: none"> 1. Proporciona combustión parcial para el suministro de calor de la gasificación. 2. Produce contenidos moderados de carbón y alquitrán. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Proporciona un poder calorífico (3-6 MJ/Nm³) con una gran cantidad de N, en gas de síntesis (Ej: >50% por volumen). 2. Produce una ER generalmente entre 0,2 y 0,4.
Vapor	<ol style="list-style-type: none"> 1. Produce un gas de síntesis de alto poder calorífico (10-15 MJ/Nm³). 2. Produce un gas de síntesis rico en H₂ (Ej: >50% en volumen) 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Requiere suministro de calor indirecto o externo para gasificación. 2. Produce un alto contenido de alquitrán en el gas de síntesis. 3. Requiere reformado catalítico de alquitrán.
Dioxido de carbono	<ol style="list-style-type: none"> 1. Produce un gas de síntesis de alto poder calorífico. 2. Produce un alto contenido de H y CO y bajo contenido de CO₂ en el gas de síntesis. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Requiere suministro de calor indirecto o externo para gasificación. 2. Requiere reformado catalítico de alquitrán.

Nota. Tomado de: Y. Richardson, M. Drobek, A. Julbe, J. Blin, and F. Pinta, “Biomass Gasification to Produce Syngas,” in *Recent Advances in Thermochemical Conversion of Biomass*, T. B. Rajeev Sukumaran, Ashok Pandey, Michael Stocker, Ed. Elsevier, 2015, pp. 213– 250.

La utilización de aire como único agente gasificante produce gases con concentración de H_2 y CO, ya que el aire también contiene nitrógeno. Además, una parte del H_2 y del CO participa en la combustión completa, por lo que aumenta la concentración de CO_2 . La adición de vapor externo con aire aumenta la concentración de H_2 , debido a la reacción de cambio de gas a agua. Ayuda a equilibrar la proporción de CO y H_2 para la síntesis Fischer-Tropsch.

Sin embargo, la adición de vapor reduce la eficiencia térmica de la gasificación. El oxígeno puro es adecuado para producir gases con una alta concentración de CO y H_2 y una baja concentración de alquitrán; sin embargo, el oxígeno puro es un agente de gasificación caro [20].

1.2.3 Tipos de gasificadores

1.2.3.a. Lecho fijo. En un gasificador de lecho fijo, la materia prima se apoya en una parrilla y los gases de combustión (como vapor, aire u oxígeno) pasan a través de la materia prima, por lo cual los gases calientes del producto salen por la parte superior del reactor. El calor se suministra internamente o desde una fuente externa, pero algunas materias primas carbonosas (como el carbón aglomerado) no pueden utilizarse en un reactor de lecho fijo no modificado [21]. En esta primera clasificación se encuentran 3 tipos de gasificadores, los cuales son los siguientes, cada uno con su respectivo esquema tecnológico.

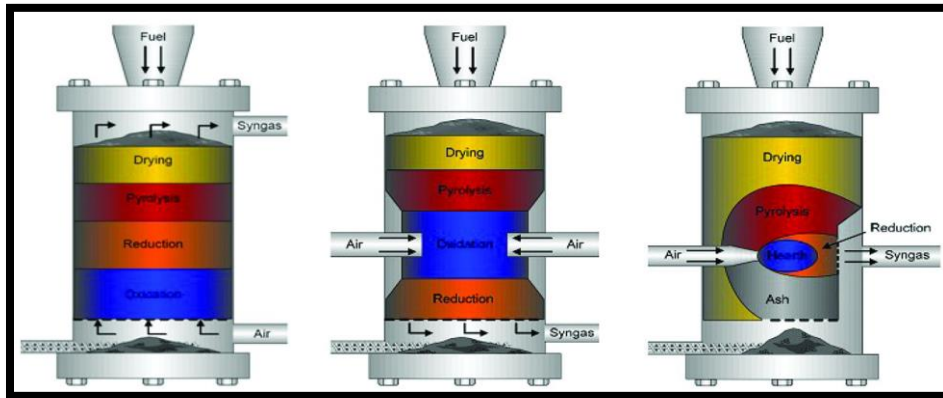
- Updraft o de flujo ascendente. En un gasificador updraft, o de corriente ascendente; la biomasa se alimenta por la zona superior del gasificador y el aire entra por la parte inferior. El gas producido fluye hacia arriba en sentido opuesto al de la biomasa saliendo por la parte superior del gasificador. Se pueden identificar tres zonas, las cuales ocurren de manera secuencial. Las concentraciones de alquitrán en el gas resultante son altas, convirtiéndose en una gran desventaja ya que los vapores formados en las reacciones de pirólisis son arrastrados hacia arriba a través del reactor con el gas resultante. Los niveles de partículas en el gas resultante a tratar son bajos a causa de las condiciones de no turbulencia. La ceniza es arrastrada junto con los sólidos en la dirección opuesta a la del flujo de gas y es retirada de la parte inferior del gasificador. Con este tipo de gasificador se consigue un buen intercambio de calor, además de admitir combustible con alta humedad, puesto que en este caso pasa por una zona de secado [22].

- Downdraft o de flujo descendente. En un gasificador downdraft, o de corriente descendente; el combustible sólido se introduce por la parte superior, el agente de gasificación se introduce en algún nivel intermedio y el gas de producto se extrae por la parte inferior. Como el combustible sólido y el gas se mueven en la misma dirección, el gasificador de flujo descendente también se denomina gasificador de corriente conjunta; el cual permite que el gas obtenido que sale del gasificador de flujo descendente a alta temperatura, permita obtener una menor cantidad de alquitrán, cenizas y residuos sin embargo, el principal inconveniente de los gasificadores downdraft es que posee una menor eficiencia debido a la menor conversión de carbono y a la salida del gas producto a alta temperatura sin un intercambiador de calor [23].

- Crossdraft o de contraflujo. En un gasificador crossdraft o de contraflujo; el combustible se introduce por la parte superior del gasificador. El agente de gasificación se introduce por un lado del gasificador y el gas producto se extrae por el lado contrario. La salida del gas de producto y la entrada del agente de gasificación se mantienen casi al mismo nivel. A medida que el combustible desciende por el gasificador, es secado, desvolatilizado, pirolizado y finalmente se gasifica antes de salir del gasificador. La zona de oxidación se encuentra cerca de la entrada del gasificador, y la zona de gasificación se encuentra cerca de la salida. Un inconveniente de estos gasificadores es su mínima transformación de los alquitranes y la alta temperatura del gas de salida reduce su eficiencia térmica [24]. En la figura 3 se aprecia el esquema que presenta cada tipo de gasificador de lecho fijo, dentro de lo que se resalta la orientación de las corrientes del equipo y la aparición de las diferentes etapas del proceso de gasificación de acuerdo con sus condiciones de operación.

Figura 3.

Tipos de gasificadores de lecho fijo



Nota. Diversos tipos de reactores de lecho fijo: Updraft (izquierda), downdraft (medio) y de tiro cruzado (derecha). Tomado de: Ostargi - “Gasificación de Biomasa”, 2016. [Online]. Available: <https://ostargi.biz/otros/gasificacion-de-biomasa/>

1.2.3.b. Lecho fluidizado. La fluidización es la operación por la que un lecho de partículas sólidas se transforma en un estado similar al de un fluido mediante la aplicación de gas. El sistema de lecho fluidizado requiere que la materia prima esté finamente molida en pequeñas partículas, y los gases de gasificación se introducen a través de una placa distribuidora cerca del fondo del reactor.

En este tipo de gasificadores, las velocidades de reacción son mucho más rápidas que en los gasificadores de lecho fijo, debido al íntimo contacto gas-sólido y al aumento de la superficie de los sólidos resultante del menor tamaño de las partículas. Debido a estas características, el escalado y el funcionamiento de los gasificadores de lecho fluidizado son mucho más fáciles [25].

1.2.3.c. Lecho arrastrado. En este tipo de gasificadores los sólidos son arrastrados en el flujo de gas. El combustible sólido y el agente gasificador se alimentan desde la parte superior y fluyen al mismo tiempo hacia el gasificador es decir en paralelo a altas velocidades. Para el gasificador de flujo arrastrado se requieren partículas de combustible muy finas en comparación con los gasificadores de lecho fluidizado. Se puede utilizar oxígeno o aire como agente de gasificación, pero la mayoría de las plantas comerciales utilizan oxígeno como agente gasificador.

Como se ha mencionado a lo largo del capítulo, los tipos de gasificadores tienen diferentes criterios de selección, según su uso, materia prima, producto de interés, almacenamiento, seguridad, costos y otros criterios importantes para la selección del gasificador que las compañías tienen en cuenta, comercialmente los países que diseñan gasificadores Dwindraft son Nueva Zelanda, USA y Reino Unido [26], dichos fabricantes tienen en cuenta los siguientes parámetros que son fundamentales en el diseño de gasificadores, como los materiales de construcción que sean resistentes y seguros, la capacidad y sistema de procesamiento, potencia requerida para la gasificación y eficiencia del proceso.

Finalmente, en la tabla 5 se consolidan los diferentes criterios de clasificación de los gasificadores, basándose no únicamente en su capacidad de generación sino también en sus condiciones de funcionamiento.

Tabla 5.*Clasificación de los tipos de gasificador según diferentes criterios de operación*

Criterios de clasificación	Tipos de gasificador	Subclase de gasificador	Capacidad térmica
Modo de contacto gas-sólido	Lecho fijo o móvil	Updraft (contracorriente)	1-10 MW
	Lecho fluidizado	Downdraft (Co corriente)	0.01-10 MW
		Lecho fluidizado burbujeante, lecho fluidizado circulante. Coaxial de flujo	5-100 MW
Medio de gasificación	Flujo arrastrado	descendente, chorro opuesto	>50 MW
	Soplado por aire, soplado con oxígeno, soplado con vapor.	Gasificador soplado por aire u oxígeno-vapor	Depende del tipo GSC y condiciones de reacción
Presión de funcionamiento del gasificador	Gasificador presurizado	Presión atmosférica Gasificador de alta presión	Depende del modo GSC y condiciones de reacción
Modo de calentamiento de gasificador	Directamente	Autotérmico, interno	Depende del modo GSC, condiciones de reacción
	Indirectamente	Alotérmico, externo	

Nota. Presentación de los diferentes criterios de clasificación de los gasificadores. Tomado de: B. B. Nyakuma and O. Oladokun, “Recent Advances in Fluidized Bed Gasification of Oil Palm Empty Fruit Bunches,” in *Handbook of Research on Resource Management for Pollution and Waste Treatment*, E. H. E. Augustine Chioma Affam, Ed. IGI Global, 2019, pp. 88–105.

1.2.4 Eficiencia del gasificador

Tras conocer los tipos de gasificadores, es importante detallar la ecuación de cálculo para la determinación de la eficiencia del gasificador, ya que este parámetro permite determinar la conversión energética de la materia prima, en este caso biomasa en gas de síntesis, es decir que, de la energía disponible en la biomasa, cuanto poder calorífico puede lograr el gas de síntesis tras el proceso de gasificación. Por lo tanto, conforme a las fuente consultada [27], se presenta la ecuación de cálculo para la determinación de la eficiencia de la gasificación.

$$\eta_{Gasificador} = \frac{LHV_{syngas}}{LHV_{Biomasa}} \quad (1)$$

Con base en la ecuación anterior, se aprecia que se debe conocer el poder calorífico, por sus siglas en inglés (LHV), de la biomasa y del gas de síntesis. El valor para la biomasa se determina mediante la identificación de las propiedades fisicoquímicas, por otro lado, el cálculo del poder calorífico del gas de síntesis está directamente ligado de las composiciones de los compuestos del gas de síntesis, por lo tanto, según las fuentes consultada [28], la ecuación de cálculo es la siguiente.

$$LHV_{syngas} = \sum y_i * LHV_i \quad (2)$$

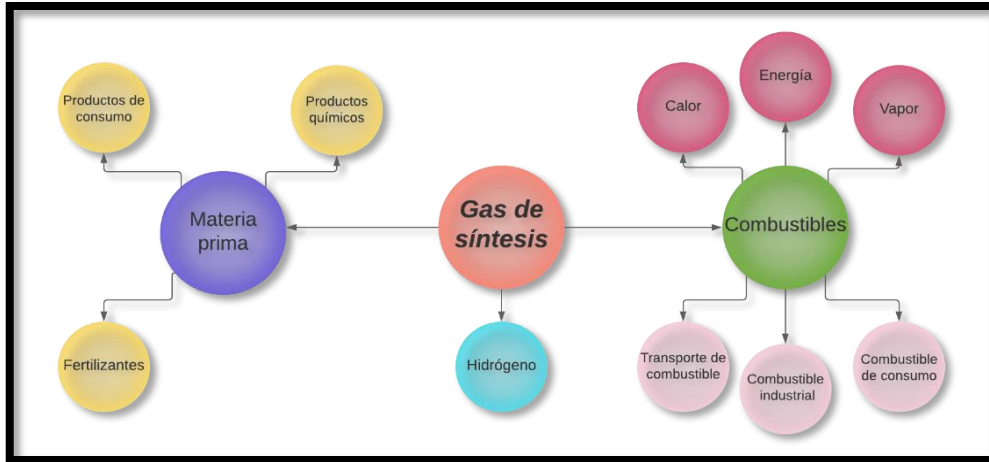
Como se dijo anteriormente, aparte de conocer las composiciones del componente i, también se debe conocer el poder calorífico para cada uno de estos componentes, por lo tanto, conforme a lo detallado en secciones anteriores, se aprecia que el gas de síntesis está compuesto principalmente por CO, CO₂, H₂ y CH₄. Por consiguiente, se relacionan a continuación los valores de los LHV para cada uno de estos compuestos, para el CO se tiene un valor de 10 MJ/kg, para el H₂ se tiene un valor de 120 MJ/kg y para el CH₄ 50 MJ/kg, valores tomados de la fuente bibliográfica consultada [29].

1.2.5 Gas de síntesis

El producto de la gasificación es el gas de síntesis, el gas combustible tiene una amplia gama de aplicaciones y para el presente proyecto de investigación su fin será, ser el insumo de un sistema de cogeneración de energía eléctrica y calor, para ello y con base a lo especificado en secciones anteriores se debe conocer muy bien las condiciones del gas de síntesis que es producido en cada tipo de gasificador, para implementar equipos que realicen la acción de limpieza y adecuamiento del gas para la intervención de procesos posteriores. A continuación, se muestra la figura 4 que detalla de forma muy general como a partir del gas de síntesis, se puede lograr diferentes aplicaciones industriales, y con todo lo visto anteriormente las implicaciones técnicas que posibilitan o imposibilitan la utilización de esta sustancia en cada uno de esos procesos posteriores que se exponen.

Figura 4.

Aplicaciones del gas de síntesis



Nota. Aplicaciones en diversas áreas industriales del gas de síntesis. Tomado de: Y.-H. Kiang, “Other and emerging alternative energy technology,” in *Fuel Property Estimation and Combustion Process Characterization*, Y.-H. Kiang, Ed. Elsevier, 2018, pp. 363–401.

1.2.6 Alquitrán

Los alquitranes son compuestos orgánicos que se generan a partir de las reacciones en fase gaseosa dentro del proceso de pirólisis, dichos gases se condensan a baja temperatura, y la cantidad de estos depende en gran medida de las condiciones de operación (Presión, Temperatura, tiempo de residencia en el gasificador, entre otros aspectos) [30]. Existen tres tipos de alquitranes, primarios, secundarios y terciarios; los primarios corresponden a las reacciones primarias generadas y se caracterizan por obtener compuestos derivados de la celulosa, la hemicelulosa o la lignina. Los alquitranes secundarios generan productos secundarios caracterizados por fenoles y olefinas y los terciarios logran, productos terciarios caracterizados por compuestos aromáticos sin sustituyentes de oxígeno como alcalinizados como el tolueno y condensados como el benceno [30].

1.3 Ciclos de generación de potencia

Al haber especificado las condiciones de operación del proceso de la gasificación, es importante destacar la incorporación de los ciclos de generación de potencia que serán estudiados en el

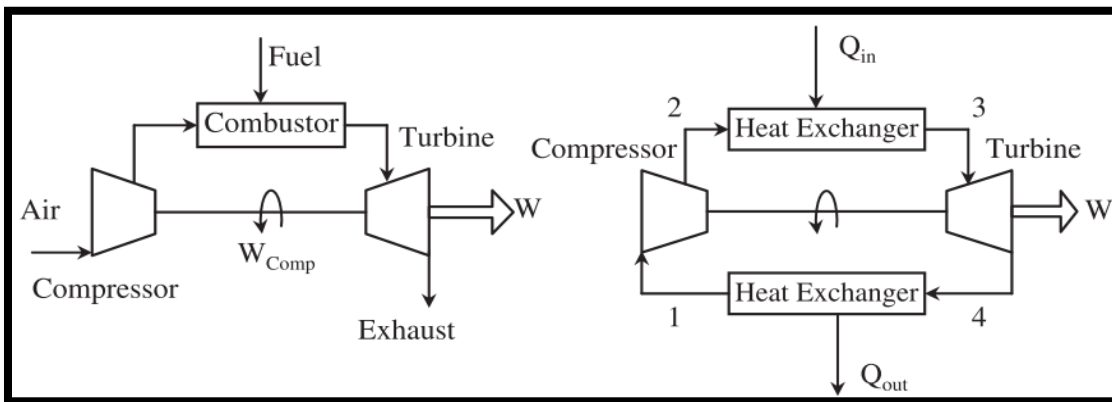
presente proyecto, de igual manera en esta sección se realizará un enfoque más específico a los parámetros teóricos que los definen y los esquemas tecnológicos con el que cada uno opera.

1.3.1 Ciclo de gas Joule-Brayton

El sistema de turbina de gas, que funciona en ciclo Brayton, consta de un compresor, una cámara de combustión y una turbina (o expansor). El ciclo Brayton fue propuesto por primera vez por George Brayton en la década de 1870. Este ciclo puede funcionar en una disposición de ciclo abierto o cerrado. En un sistema de ciclo abierto, el gas de escape de la turbina se vierte a los alrededores y se repone con el aire fresco de los alrededores, que sirve como un disipador de calor infinitamente grande, así como una fuente de aire fresco. Mientras que, en un sistema de ciclo cerrado, el fluido de trabajo circula en un sistema de bucle cerrado y el combustible no se mezcla con el fluido de trabajo [24]. En la figura 5, se esquematiza la operación del ciclo Brayton.

Figura 5.

Esquema del Ciclo de gas Joule - Brayton



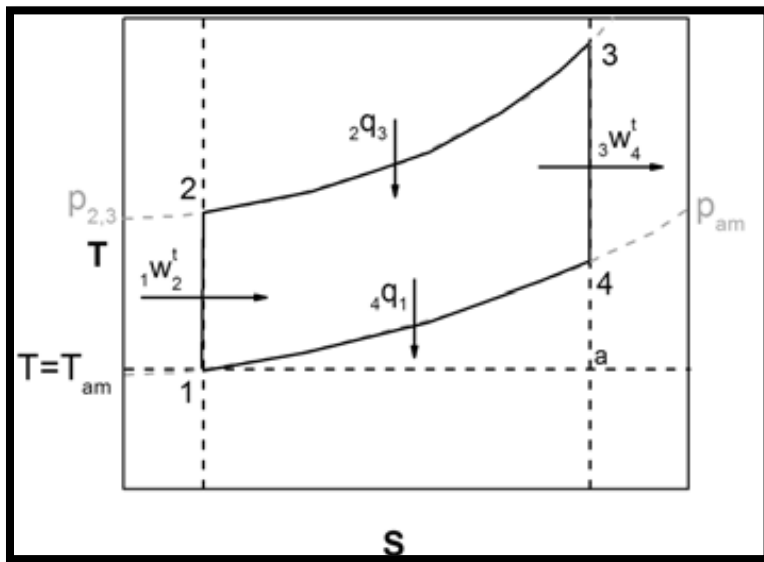
Nota. En esta figura se aprecia el esquema de un ciclo de gas abierto con combustión interna (izquierda) y un ciclo de gas cerrado con combustión externa (derecha). Tomado de: F. Fantozzi and P. Bartocci, “The gas and steam turbines and combined cycle in IGCC systems,” in *Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC) Technologies*, Elsevier, 2017, pp. 498–640.

De la misma forma existe una alta importancia no solo en la disposición de los equipos que conforman el ciclo sino en el análisis termodinámico al cual es sometido este ciclo de gas, por lo

cual a continuación en la figura 6 se aprecia uno de los diagramas más importantes para poder entender de manera más detallada el comportamiento de la sustancia de trabajo a lo largo de la operación del proceso. Con la intervención de dicho diagrama se puede estimar el salto entálpico que se desarrollara en las etapas que consumen y generan potencia, de igual manera la relación de los estados donde existan procesos de transferencia de calor y de igual manera procesos isobáricos e isoentrópicos, que estos últimos son los conocidos como procesos ideales.

Figura 6.

Diagrama T-S del Ciclo de gas Joule - Brayton



Nota. En esta figura se aprecia el diagrama de la temperatura contra la entropía que se experimenta dentro del ciclo de gas, este diagrama permite apreciar las diferentes etapas del proceso, como por ejemplo el salto entálpico en las etapas de expansión, la zona de adhesión de calor y los procesos isobáricos, las cuales son las líneas diagonales donde se efectúa el recorrido de la sustancia de trabajo. Tomado de: K. Krischer and K. Schönleber, “4. Thermal power plants,” in *Physics of Energy Conversion*, De Gruyter, 2015, pp. 45–72.

1.3.2 Ciclo Orgánico Rankine (ORC)

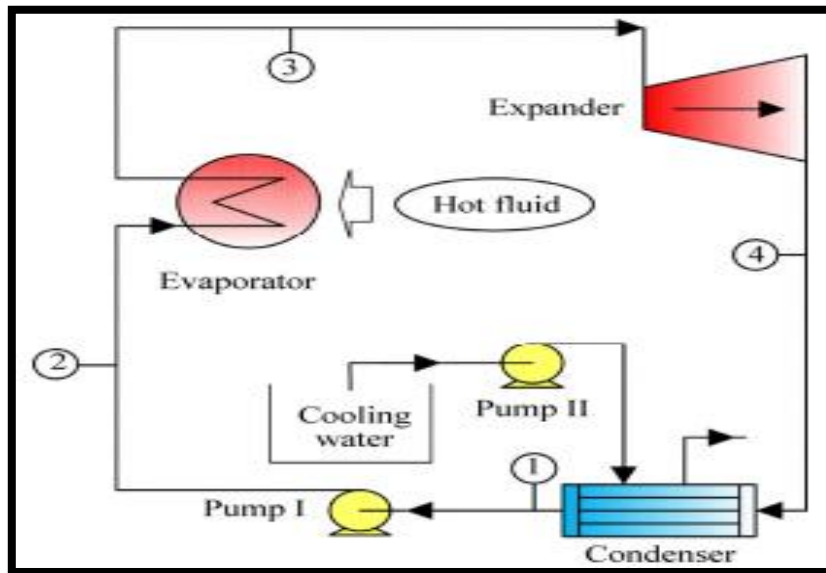
Esta modificación del ciclo Rankine clásico nació principalmente por las limitaciones en diversos campos industriales tanto en el recurso energético como en las capacidades instaladas

para la generación de calor, por lo cual el ciclo orgánico Rankine, por sus siglas en inglés (ORC), se ha postulado como una opción que aprovecha las limitantes energéticas industriales y se ha convertido en la fuente secundaria de energía eléctrica que proporciona un esquema tecnológico técnico y financieramente viable [32], para su implementación en el presente proyecto.

Gracias a su reducida potencia, los ORC usan diseños de planta menos complicados que los ciclos Rankine de vapor usuales, como se puede apreciar en la figura 7, donde se esquematiza la disposición de los equipos que integran un ciclo ORC convencional.

Figura 7.

Esquema general ciclo ORC



Nota. En esta figura se aprecian los 4 equipos básicos que integran este tipo de ciclos, los cuales son: Caldera, turbina condensador y bomba. Tomado de: M. ru Guo, Q. di Zhu, Z. qiang Sun, T. Zhou, and J. min Zhou, "Selection of organic Rankine cycle working fluid based on unit-heat-exchange-area net power," *J. Cent. South Univ.*, vol. 22, no. 4, pp. 1548–1553, 2015, doi: 10.1007/s11771-015-2671-y.

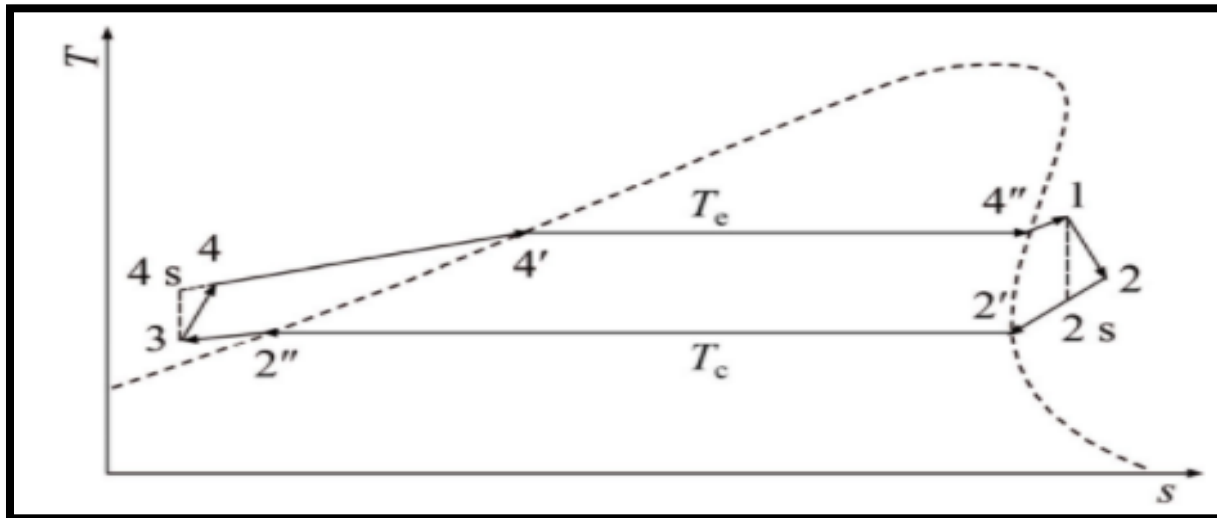
Otra razón de la simplicidad del ORC está relacionada con las características termodinámicas de los fluidos de trabajo; los fluidos de alta dificultad muestran pequeñas caídas de temperatura durante la extensión, con una temperatura en la descarga de la turbina mayor a las alcanzables en las plantas de vapor [32]. Los ciclos orgánicos Rankine (ORC) son una tecnología idónea para la

explotación de diferentes fuentes de energía y son en especial adecuados para fuentes de calor de temperatura media y/o para pequeñas potencias térmicas accesibles. En los dos campos, la eficiencia es reducida: en el primer caso, gracias a la baja eficiencia de los ciclos ideales Carnot o de Lorentz y, en el segundo caso, por la poca eficiencia de ciertos elementos clave, como el expansor y las bombas.

Por otra parte, es de vital importancia la correcta interpretación de los diagramas de estado durante el comportamiento de la sustancia de trabajo a lo largo de todo el ciclo, por lo que en el ciclo ORC es primordial involucrar el diagrama T-S, ya que permite interpretar de forma clara y detallada los procesos que ocurren a lo largo de la operación de todo el ciclo, como se aprecia en la figura 8, donde se identifica el domo termodinámico.

Figura 8.

Diagrama T-S del ciclo ORC



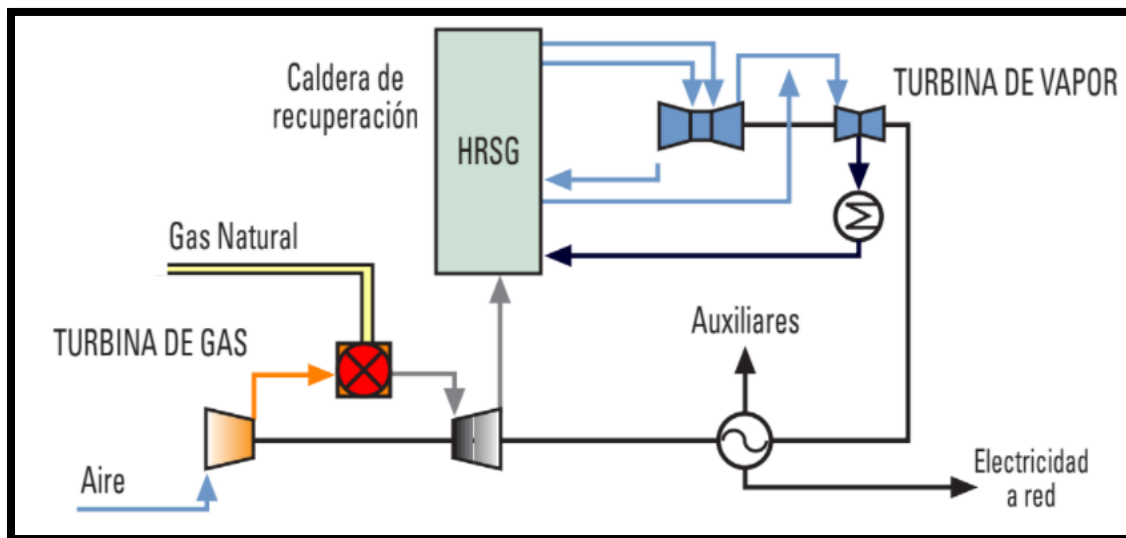
Nota. En esta figura se aprecia el diagrama T-S de un ciclo Rankine, en el cual se debe identificar el domo termodinámico como la base del diagrama, resaltando sus diferentes estados como líneas de saturación de líquido y vapor y las zonas de líquido comprimido y vapor sobrecalentado. Tomado de: P. Xu, J. Lu, T. lu Li, and J. ling Zhu, “Thermodynamic optimization and fluid selection of organic Rankine cycle driven by a latent heat source,” *J. Cent. South Univ.*, vol. 24, no. 12, pp. 2829–2841, 2017, doi: 10.1007/s11771-017-3698-z.

1.3.3 Cogeneración

Cogeneración, se define como la utilización simultánea de electricidad y calor a partir de una única fuente de energía. Esta fuente de energía puede ser un combustible fósil como el carbón o el gas natural, puede ser nuclear o de combustible renovable; la energía geotérmica, la biomasa y la energía solar térmica pueden constituir la base de un sistema de cogeneración [33]. Este concepto es de vital importancia para el presente proyecto ya que como se mencionó anteriormente se involucra el ciclo de gas y el Rankine orgánico para generar energía eléctrica y calor, este último es aprovechado en los mismos ciclos involucrados, logrando así aumentar la eficiencia del proceso 3 o 4 veces más que un sistema tradicional, esta aplicación de cogeneración en la industria es un sistema autosostenible debido a sus grandes ventajas energéticas y económicas que generan [34]. A continuación, en la figura 9, se aprecia un esquema general de un proceso de cogeneración, también conocido como ciclo combinado, en donde se aprecia la inclusión del equipo denotado como la caldera de recuperación de vapor, por sus siglas en inglés (HRSG).

Figura 9.

Esquema general de un ciclo de cogeneración



Nota. En la figura se aprecia el proceso de un ciclo de cogeneración, el cual aprovecha el calor remanente del ciclo de gas para alimentar la caldera de recuperación del ciclo de vapor. Tomado de: M. Treviño Coca, *Tecnología de gasificación integrada en ciclo combinado: GICC*. ELCOLGAS, S.A.; ENERCLUB, 2003.

2. CARACTERIZACIÓN FISCOQUIMICA DEL RAQUIS DE PALMA

2.1 Métodos y normas para la medición de las propiedades fisicoquímicas a la biomasa

A nivel mundial existen diferentes asociaciones en América y Europa tales como la Sociedad Americana de Pruebas y Materiales por sus siglas en inglés (ASTM) y la Norma de especificación técnica europea definida por el comité europeo de normalización por sus siglas en inglés (CEN/TS). Ambos entes han desarrollado diferentes estándares en las pruebas de medición de diversas propiedades para diversos materiales, dentro de ellos la biomasa, por lo que esta primera sección se detallaran las normas usadas tanto en América como en Europa para la medición de las pruebas fisicoquímicas comprendidas dentro del análisis próximo y ultimo a los cuales se somete la biomasa. A continuación, en la tabla 6 se relacionan los parámetros de cada tipo de análisis y la respectiva norma que define el procedimiento para realizar la medición.

Tabla 6

Métodos de medición de pruebas fisicoquímicas respecto a las normas ASTM y CEN.

Propiedad	Norma ASTM	Norma Europea
Humedad	ASTM D 7582-15	CEN/TS 15414-1
Material volátil	ASTM D 7582-15	CEN/TS 15414-2
Cenizas	ASTM D 7582-15	CEN/TS 15414-3
Carbono fjo	ASTM D 7582-15	CEN/TS 15414-4
C	ASTM D 5373	CEN/TS 15407
H	ASTM D 5373	CEN/TS 15407
N	ASTM D 5373	CEN/TS 15407
S	ASTM D 4239-14	CEN/TS 15407
O	Por diferencia	Por diferencia
Poder calorífico	ASTM 5865-13	CEN/TS 14918: 2005

Nota: En esta tabla se detallan cada una de las normas bajo las asociaciones de estandarización americana y europea para las pruebas fisicoquímicas de a biomasa. Tomado de: Yen-Hsiung Kiang, *Fuel property estimation and combustion process characterization: conventional fuels, biomass, biocarbon, waste fuels, refuse derived fuel, and other alternative fuels*, Elsevier, 2018, pp. 41–64.

2.2 Propiedades fisicoquímicas del raquis de palma

Las propiedades fisicoquímicas del raquis de palma se exponen en esta sección, haciendo énfasis en que los resultados de la revisión bibliográfica se organizan en dos tablas, en la tabla 7 , se relacionan las autores que se consultaron para la caracterización del raquis de palma, detallando el país de origen de la publicación, lo que permite consolidar un parámetro de análisis posteriormente, así mismo en la tabla 8 se exponen los resultados de las fuentes consultadas y se desarrollan dos parámetros de cálculo estadístico, los cuales son: el promedio y la desviación estándar promedio, cada uno permite identificar los valores bajo los cuales el presente proyecto va a basar su análisis y de igual manera consolida una herramienta de análisis de los datos consultados.

Tabla 7.

Autores empleados en la caracterización bibliográfica

Número de referencia de la tabla	Título	Autores	Año	País
1	Analysis of syngas production rate in empty fruit bunch steam gasification with varying control factors	Yueh-Heng Li, Hsiang-Ho Chen	2017	Taiwan
2	Co-gasification of empty fruit bunch in a downdraft reactor: A pilot scale approach	Minhaj Uddin Monir, Azrina Abd Aziz, Risky Ayu Kristanti, Abu Mohamad Azri	2018	Malasia
3	Experimental and modelling study of the torrefaction of empty fruit bunches as a potential fuel for palm oil mill boilers	Sukiran, Faisal Abnisa c, S. Syafie, Wan Mohd Ashri	2020	Malasia
4	Fluidization of Palm Kernel Shell, Palm Oil Fronds and Empty Fruit Bunches in a Swirling Fluidized Bed Gasifier	M. Shahbaz, S. Yusup, M. Y. Naz, S. A. Sulaiman, A. Inayat & A. Muhammad Afif	2016	Malasia
5	Medium-scale gasification of oil palm empty fruit bunch for power generation	Ariffin, Wan Mohd Faizal Wan Mahmood, Zambri	2016	Malasia
6	Caracterizacion de muestras de biomasa	Rodríguez Pérez Jessica Vanesa	2017	Colombia

Nota. Esta tabla muestra los autores empleados para la caracterización bibliográfica realizada al raquis de palma. Elaboración propia.

Tabla 8.*Caracterización bibliográfica del raquis de palma*

Composición porcentual (%) Base seca (B.S.)								
Referencia	1	2	3	4	5	6		
Análisis Proximo							Promedio	Desviación E.
Humedad	4.09	5.50	6.55	5.30	5.00	3.67	5.02	0.94
Material	67.72	73.02	85.72	76.17	87.37	79.34	78.22	6.87
Cenizas	11.97	7.407	3.328	3.221	3.158	8.357	6.24	3.31
Carbono fijo	20.31	19.58	10.95	20.61	9.474	12.31	15.54	4.71
Análisis Ultimo								
C	40.66	42.33	40.45	45.01	42.08	44.55	42.51	1.75
H	0.594	5.28	6.71	4.88	7.00	5.203	4.94	2.10
N	1.355	1.46	0.51	0.78	0.99	0.938	1.01	0.32
S	0.136	0.08	0.08	0.31	-----	0.125	0.15	0.09
O	44.83	50.84	52.25	49.02	49.93	41.24	48.02	3.80
Poder Calorífico (MJ/kg)								
LHV	----	19.39	----	----	16.00	----	15.20	0.81
HHV	----	15.58	16.51	20.20	----	17.00	17.32	1.74

Nota. Esta tabla muestra los resultados de la revisión bibliográfica realizada en diferentes documentos de investigación publicados, mostrando las diferentes propiedades y sus porcentajes respectivos. Tomado de: Y. H. Li and H. H. Chen, “Analysis of syngas production rate in empty fruit bunch steam gasification with varying control factors,” *Int. J. Hydrogen Energy*, vol. 43, no. 2, pp. 667–675, 2018, doi: 10.1016/j.ijhydene.2017.11.117; M. U. Monir, A. Abd Aziz, R. A. Kristanti, and A. Yousuf, “Co-gasification of empty fruit bunch in a downdraft reactor: A pilot scale approach,” *Bioresour. Technol. Reports*, vol. 1, pp. 39–49, 2018, doi: 10.1016/j.biteb.2018.02.001; M. A. Sukiran *et al.*, “Experimental and modelling study of the torrefaction of empty fruit bunches as a potential fuel for palm oil mill boilers,” *Biomass and Bioenergy*, vol. 136, no. February, p. 105530, 2020, doi: 10.1016/j.biombioe.2020.105530; M. Shahbaz, S. Yusup, M. Y. Naz, S. A. Sulaiman, A. Inayat, and A. Partama, “Fluidization of palm kernel shell, palm oil fronds, and empty fruit bunches in a swirling fluidized bed gasifier,” *Part. Sci. Technol.*, vol. 35, no. 2, pp. 150–157, 2017, doi: 10.1080/02726351.2016.1139021; M. A. Ariffin, W. M. F. Wan Mahmood, Z. Harun, and R. Mohamed, “Medium-scale gasification of oil palm empty fruit bunch for power generation,” *J. Mater. Cycles Waste Manag.*, vol. 19, no. 3, pp. 1244–1252, 2017, doi: 10.1007/s10163-016-0518-8; A. J. Bula-Silvera, “Caracterización fisicoquímica de la biomasa,” 2017.

2.3 Análisis de resultados de la caracterización fisicoquímica del raquis de palma

El raquis de palma tiene un gran potencial energético para ser utilizado mediante procesos de termo conversión, por lo cual su caracterización permite identificar los parámetros técnicos que deben ser tenidos en cuenta en la operatividad del proceso. En la tabla 8, se aprecian los valores reportados por las fuentes bibliográficas consultadas respecto a las propiedades que integran el análisis próximo y último que fueron realizados al raquis de palma.

En primera instancia cabe aclarar que las condiciones bajo las cuales fueron medidas cada una de estas propiedades son distintas para cada fuente consultada, debido a varios factores tales como: las condiciones del proceso de secado al que fue sometido el raquis de palma, los métodos de medición de cada una de las propiedades y las condiciones climáticas de donde fue extraída la muestra de la biomasa, ya que las investigaciones no fueron desarrolladas en una misma región. Con base en los resultados obtenidos, se realizan los cálculos estadísticos que permiten determinar el promedio y la desviación estándar de los valores reportados por las fuentes bibliográficas.

Otra consideración para tener en cuenta es que los valores de cada una de las propiedades evidenciadas en la tabla 8, se encuentran en base seca, lo que indica que la sumatoria de los porcentajes en peso de cada propiedad sin contar el agua, deben dar como resultado el 100% en peso de la biomasa, esto con el propósito de estandarizar los resultados consultados en las fuentes bibliográficas.

Primero, la humedad en base seca presenta un promedio de 5.02% en peso, y una desviación estándar de 0.94, lo que indica que el raquis de palma bajo este valor de humedad, posee una gran ventaja para su aprovechamiento por medio de la vía de conversión termoquímica de la gasificación, debido a que en la primera etapa del proceso no se realizara un alto gasto energético para secar la biomasa, y de igual manera el valor de la desviación estándar promedio nos indica que es muy reducida la dispersión entre los valores reportados por las fuentes bibliográficas.

Por otro lado, una de las propiedades que más interesa dentro del análisis próximo, es la cantidad de material volátil que contiene el raquis de palma, que para este caso presenta un valor promedio de 78,22% en peso y una desviación estándar promedio de 6.87. Esta biomasa presenta un alto potencial de conversión e indica que, durante la operatividad del proceso, más de la mitad de la biomasa entrante se convertirá en gas de síntesis, de igual manera el valor de la desviación estándar evidencia que los valores consultados no reportan una alta dispersión.

Las cenizas presentan un valor promedio de 6.24% en peso y una desviación estándar promedio de 3.31, lo que indica que la cantidad de la biomasa entrante que no es reactiva es mínima, y beneficia en gran medida a la conversión de esta. Así mismo, el carbono fijo reporta un promedio de 15.54% en peso y una desviación estándar promedio de 4,71, lo cual representa que el raquis de palma tiene una baja resistencia de conversión de la fase sólida a gaseosa, es decir que este contenido al ser volatilizado aporta a la reactividad de la biomasa.

Por otro lado, otra propiedad a revisar de la caracterización fisicoquímica del raquis de palma es su contenido de carbono, el cual aporta en gran medida a la reactividad del material durante el proceso de gasificación; el valor promedio del contenido de carbono es de 42.51% en peso, y reporta una desviación estándar promedio de 1.75, determinando que el raquis al ser una biomasa posee un alto contenido de material orgánico, es decir que al comprar dicha propiedad con el carbón mineral, el cual reporta un valor promedio mayor al 80% [9], presenta un valor considerable que estima una ventaja para su conversión.

El poder calorífico del raquis de palma, el cual presenta un valor promedio de 15.2 MJ/kg, este valor es fundamental para plantear la eficiencia energética del gasificador, por lo tanto, este valor será utilizado en secciones posteriores, específicamente en la cuantificación de dicha eficiencia, la cual está ligada a las composiciones del gas de síntesis determinadas mediante el desarrollo del modelo cinético.

3. ESQUEMA TECNOLÓGICO

3.1 Identificación de la capacidad del proceso

La cantidad de raquis de palma que se produce en las plantas extractoras de Colombia se puede estimar mediante dos relaciones, la primera mediante la cuantificación de las hectáreas por zona palmera que se encuentran en producción, y la segunda mediante la cantidad de RFF que pueden ser procesados dependiendo del tamaño de la planta que se esté analizando.

Con respecto a la primera relación que existe para estimar la producción de raquis de palma, se tiene en cuenta la tabla 9, la cual nos permite identificar la cantidad de racimos vacíos que se producen por una hectárea en producción de palma de aceite.

Tabla 9.

Producción de biomasa de una hectárea de palma de aceite en producción

		Biomasa líquida						
		0,7 m ³ /Ton de RFF, 14 m ³						
Plantación de palma de aceite en producción (1 Ha).	RFF (20 Ton) 100%	Biomasa sólida	Racimos vacíos de Raquis	Fibra	Cuesco	Torta de Palmiste	Aceite de Palmiste	Aceite de Palma crudo
			20-23%	11-14%	5-7%	2-3%	2-2,5%	20-23%
			(75-80% Humedad)	(35% Humedad)	(13% Humedad)	(13-15% Humedad)	(0,01% max Humedad)	(0,01% max Humedad)
			4-4,6 Ton	2,2-2,8 Ton	1-1,4 Ton	0,4-0,6 Ton	0,4-0,5 Ton	4-4,6 Ton
		4,3 Ton promedio	2,5 Ton promedio	1,2 Ton promedio	0,5 Ton promedio	0,45 Ton promedio	4,3 Ton promedio	

Nota. En esta tabla se relacionan cada una de las cantidades promedio que se generan por biomasa sólida de una hectárea de plantación de palma de aceite, así mismo la biomasa líquida corresponde a los efluentes producidos. Tomado de: A. I. Villarreal, “Informe final fundamentos para el desarrollo de una política nacional de bioenergía,” 2015.

Teniendo en cuenta que, por cada hectárea en producción de esta oleaginosa, se producen 4,3 Ton. promedio de raquis de palma, es decir que para estimar de una forma mucho más precisa la cantidad generada de esta biomasa a nivel nacional, se debe conocer las hectáreas sembradas en producción en las 4 zonas palmeras del país. Por lo tanto, en la tabla 10 se aprecian los datos reportados de la cantidad de hectáreas en producción por zona de los últimos 4 años, determinando el porcentaje de participación de acuerdo con la distribución territorial.

Tabla 10.

Distribución del área sembrada en palma de aceite por zona en Colombia

Año	Área	Oriental		Norte		Central		Suroccidental		Total	
		Ha	Part.%	Ha	Part.%	Ha	Part.%	Ha	Part.%	Ha	Part.%
2019	Sembrada	229.695	41.0	131.936	23.6	175.708	31.4	22.243	4	559.582	100
	En producción	194.265	40.0	119.738	24.6	154.018	31.7	17.984	3.7	486.006	100
	En desarrollo	35.43	48.2	12.198	16.6	21.690	29.5	4.259	5.8	73.577	100

Nota. En la tabla se aprecian los valores en hectáreas por zona palmera en Colombia, reportadas por Fedepalma en el año 2019, teniendo en cuenta la diferencia entre las hectáreas sembradas y las que se encuentran en producción. Tomado de: Fedepalma, *Anuario estadístico 2020. Principales cifras de la agroindustria de la palma de aceite en Colombia y en el mundo*, 2020. [Online]. Available: <https://publicaciones.fedepalma.org/index.php/anuario/article/view/13235/13024>

Por consiguiente, la zona palmera con mayor cantidad de hectáreas en producción de palma de aceite es la zona oriental, la cual contaba con 194.265 Ha para el año 2019, siendo este el reporte más reciente brindado por el anuario estadístico del 2020, realizado por FEDEPALMA. De igual manera para el mismo año, se reportan un total de 486.006 Ha en producción a nivel nacional, lo que indica que, al desarrollar el cálculo matemático para estimar la cantidad de raquis generado por año, basados en el reporte más reciente, se produjo 2'089.825,8 Ton / año.

Asimismo, los datos de la tabla 10 permiten estimar la cantidad de raquis generado por zona, mediante la multiplicación del porcentaje de participación de cada una de ellas al valor total a nivel nacional. Para la zona oriental se estima que se generan por año 835.930,32 Ton de raquis de palma, de igual manera para la zona norte se identifica una tasa de generación de 514.097,2

Ton/ año, de igual forma para las zonas central y suroccidental se estiman 662.474,8 Ton / año y 77.323,5 Ton / año respectivamente.

Por otra parte, el segundo método de estimación de la cantidad de raquis que se genera en Colombia es mediante la capacidad de procesamiento de las plantas extractoras en las 4 zonas palmeras del país. Por lo que se consultan tres fuentes bibliográficas [4],[14],[28], que relacionan el porcentaje en peso del raquis de palma con respecto al RFF, obteniendo de estas un promedio del 22,6% en peso.

Sin embargo, se debe identificar la capacidad de procesamiento por zona palmera en Colombia, lo cual se aprecia en la tabla 11, relacionando la cantidad de RFF/ hora que se procesan en las cuatro zonas palmeras del país, determinando que, en concordancia con la cantidad de hectáreas en producción de palma de aceite, la zona con mayor capacidad de procesamiento es la zona oriental con 728 Ton RFF /hora/ año.

Tabla 11.

Capacidad de procesamiento real instalada de plantas de beneficio de fruto de palma de aceite por zona en Colombia

Año	Oriental	Norte	Central	Suroccidental	Total
2019	728	395	532	74	1.729
Part. %	42.1	22.8	30.8	4.3	100

Nota. En esta tabla se aprecian las capacidades de procesamiento en (Ton RFF/hora) por zona palmera en Colombia, identificando el porcentaje de participación de producción por cada una de ellas para el año 2019. Tomado de: Fedepalma , *Anuario estadístico 2020. Principales cifras de la agroindustria de la palma de aceite en Colombia y en el mundo*, 2020. [Online]. Available:<https://publicaciones.fedepalma.org/index.php/anuario/article/view/13235/13024>

Por consiguiente, se estima la cantidad de raquis generado a nivel nacional bajo este segundo parámetro de la capacidad de procesamiento, el cual reporta que en el año 2019 a nivel nacional se procesaron 1.729 Ton RFF / hora, es decir que, desarrollando el cálculo matemático, se estima una generación de 390,7 Ton / hora / año de raquis de palma. De igual forma se estima la

generación de esta biomasa residual por zona palmera, lo que indica que en la zona central se generan 120,4 Ton/ hora / año, de forma análoga en la zona norte se generan 89,1 Ton / hora / año, así mismo en las zonas oriental y suroccidental se generan 164,5 Ton/ hora /año y 16,8 Ton / hora / año respectivamente.

Por lo tanto, la distribución por tamaño de las plantas de beneficio en Colombia se aprecia en la tabla 12, la cual se divide en 5 categorías según su capacidad de procesamiento de RFF/hora, lo que indica que la mayor cantidad de plantas de beneficio que actualmente operan en el país son de alta capacidad de procesamiento, es decir que operan con un flujo mayor a 25 Ton RFF / hora, las cuales representan el 63,5 % de la partición total en la producción de aceite de palma.

Tabla 12.

Distribución por tamaño de las plantas de beneficio de fruto de palma de aceite en Colombia

Año	Rango de tamaño (Ton RFF/h)	Número de plantas de beneficio	Distribución capacidad instalada (%)
2019	0-5	2	0.5
	Más de 5 a 10	9	4.9
	Más de 10 a 15	13	9.8
	Más de 15 a 25	17	21.4
	Mayor a 25	28	63.5
	Total	69	100

Nota. En esta tabla se clasifican el número de plantas de beneficio que existen respecto a cada rango de tamaño de procesamiento de Ton RFF/h. Tomado de: Fedepalma , Anuario estadístico 2020. Principales cifras de la agroindustria de la palma de aceite en Colombia y en el mundo, 2020.[Online].Available:<https://publicaciones.fedepalma.org/index.php/anuario/article/view/13235/13024>

Finalmente se estima que, bajo el parámetro de cálculo de la capacidad de procesamiento, con un promedio de operación anual de 5.000 horas [35], se generan 1'953.500 Ton de raquis de palma / año, lo que indica que, en comparación con el método de estimación del número de hectáreas en producción, existe una diferencia de 136. 325 ton de raquis de palma/ año.

De acuerdo con lo anterior, se define que el parámetro que estima la generación de raquis de palma en Colombia de una forma más realista es la capacidad de procesamiento, debido a que se basa en la tecnología real instalada con la que cuentan las plantas extractoras actualmente, siendo las de alta capacidad de procesamiento, las que mayor participación tienen en la producción a nivel nacional y las que mayor requerimiento energético presentan para su operación, por lo cual estas son las que se tendrán en cuenta para el desarrollo del análisis cinético y termodinámico del presente proyecto.

3.2 Unidad de gasificación

3.2.1 Selección del tipo de gasificador

La unidad de gasificación es fundamental para el proceso de transformación de la biomasa en gas de síntesis, por lo cual se tienen en cuenta requerimientos o criterios específicos para seleccionar el tipo de gasificador adecuado, dentro de esos criterios la temperatura es uno de los parámetros más importantes ya que este factor puede controlar la composición del gas con gran facilidad.

Así mismo la concentración de alquitrán, la velocidad de reacción y la acumulación de cenizas, son factores de selección que influyen en la operatividad del proceso, de igual manera es importante resaltar que a altas temperaturas se genera un bajo contenido de alquitrán y un alto contenido de CO y H_2 en el gas de síntesis, lo que beneficia su poder calorífico e incrementa la eficiencia de conversión del Raquis de palma a gas de síntesis [20].

En la tabla 13 que se presenta a continuación se muestran las ventajas y desventajas de los gasificadores de lecho fijo más usados para obtener gas de síntesis a partir de biomasa, dentro de los cuales se encuentran, el gasificador Updraft, Downdraft y Crossdraft.

Tabla 13.

Ventajas y desventajas de los gasificadores de lecho fijo

	Ventajas	Desventajas
UPDRAFT	<ul style="list-style-type: none"> *Transferencia de calor eficaz. *Procesa combustible con alta humedad. *Poca sensibilidad a la cantidad de cenizas en el combustible gracias a la alta temperatura. *Requiere una preparación del combustible menos compleja. *Alto rendimiento del gas frío. *Proceso sencillo y de bajo costo 	<ul style="list-style-type: none"> *Mayor cantidad de alquitran en el gas. *No se puede escalar ya que genera canalización a través del lecho. *Capacidad limitada para manejar los finos del combustible. *Requiere controlar el tamaño de alimentación por la influencia del tiempo de residencia.
DOWNDRAFT	<ul style="list-style-type: none"> *Producción de gas relativamente limpio que contiene menos cantidad de alquitran, cenizas y residuos sólidos. *Este gasificador es más fácil de controlar que el gasificador de tiro ascendente. *Requiere una limpieza mínima del alquitran del gas producido. *El gasificador es fácil de fabricar y su operación es sencilla. *Una gran ventaja comercialmente hablando es la de su precio asequible. 	<ul style="list-style-type: none"> *Los materiales esponjosos y de baja densidad pueden generar una caída de presión excesiva. *El combustible debe secarse hasta alcanzar un bajo contenido de humedad. *Tiene inconvenientes al utilizar un combustible con contenido en cenizas. *Menor eficiencia debido a la menor conversión de carbono. *No es práctico para el escalado porque requiere mantener una alta temperatura.
CROSSDRAFT	<ul style="list-style-type: none"> *Estos gasificadores son compactos y pueden funcionar a pequeña escala. *La necesidad de limpieza del gas es menor *El tiempo de puesta en marcha es mucho más rápido que los otros gasificadores. No necesita rejilla porque las cenizas caen al fondo y no estorban del funcionamiento normal 	<ul style="list-style-type: none"> *Escasa reducción del dióxido de carbono y alta velocidad de los gases. *Requiere un bajo nivel de cenizas. *La alta temperatura del gas de salida reduce su eficiencia térmica. *No es adecuado para el escalado.

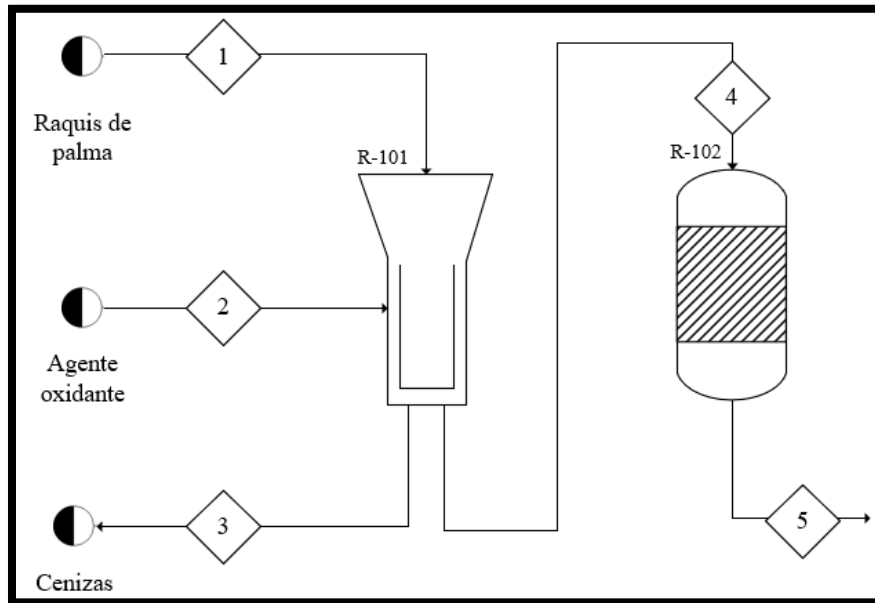
Nota. En esta tabla se presentan cada una de las ventajas y desventajas más relevantes para los gasificadores de lecho fijo. Tomado de: C. Loha, M. K. Karmakar, S. De, and P. K. Chatterjee, “Gasifiers: Types, Operational Principles, and Commercial Forms,” in *Coal and biomass Gasification, Energy, Environment, and Sustainability*, Springer Nature Singapore, 2018, pp. 63–91; M. Asadullah, “Barriers of commercial power generation using biomass gasification gas: A review,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 29, pp. 201–215, 2014, doi: 10.1016/j.rser.2013.08.074.

Teniendo en cuenta las ventajas y desventajas de los tres tipos de gasificadores de lecho fijo que se presentaron en la tabla 13 se evidencia que el tipo de gasificador Downdraft es el más adecuado para este proyecto debido a dos factores, el primero corresponde a la baja cantidad de alquitranes que se genera en el proceso y el segundo a la capacidad de generación de potencia que se cataloga de capacidad media.

Finalmente, de acuerdo con la selección del tipo de gasificador y condiciones de operación establecidas en el presente proyecto para la unidad de gasificación, se presenta a continuación, en la figura 10, el esquema de la unidad de gasificación.

Figura 10.

Esquema unidad de gasificación



Nota. La figura muestra los equipos y corrientes que integran la unidad de gasificación. Elaboración propia.

Con base a la disposición de las corrientes encontramos que la biomasa ingresa por la parte superior del gasificador, el agente oxidante ingresa por la garganta del equipo donde se experimenta la zona de oxidación, así mismo el gasificador cuenta con dos corrientes de salida por la parte inferior del equipo, la primera que corresponde a las cenizas que se almacenan en un depósito en la medida que se generan y se retiran al finalizar el proceso, la segunda corresponde al gas de síntesis, la cual ingresa a un reactor de craqueo catalítico que tiene como objetivo disminuir la concentración de la fracción de alquitranes presente en el gas.

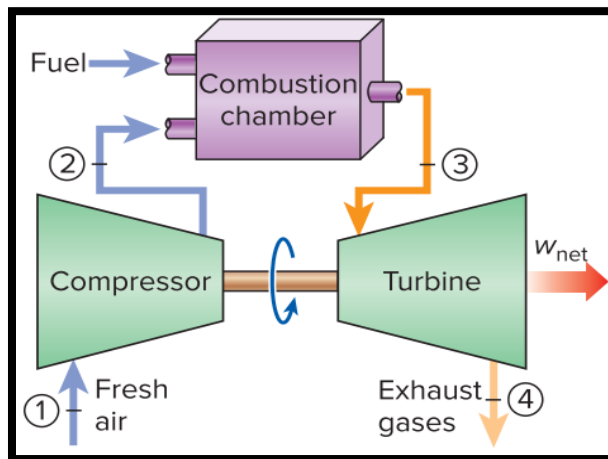
3.3 Unidad ciclo Joule - Brayton

En esta sección se explicará a detalle la disposición de los equipos dentro del ciclo de gas Brayton, justificando la posición de cada uno de ellos conforme a lograr la mayor conversión de energía dentro de la operación del proceso, de igual manera se abordarán dos propuestas del esquema tecnológico de este ciclo conforme a los requerimientos comerciales que se encuentran actualmente disponibles.

3.3.1 Ciclo abierto: combustión interna

En esta primera propuesta la cual es de un ciclo abierto en el cual se experimenta una con combustión interna, es decir que ingresa aire y un combustible que para el presente proyecto es el gas de síntesis, así mismo la corriente de salida es una mezcla de gases, como se aprecia en la figura 11. Por lo tanto, no se puede recircular dicha corriente de salida de la turbina, debido a que el compresor solo admite aire para su operación.

Figura 11.
Combustión interna en ciclo de gas

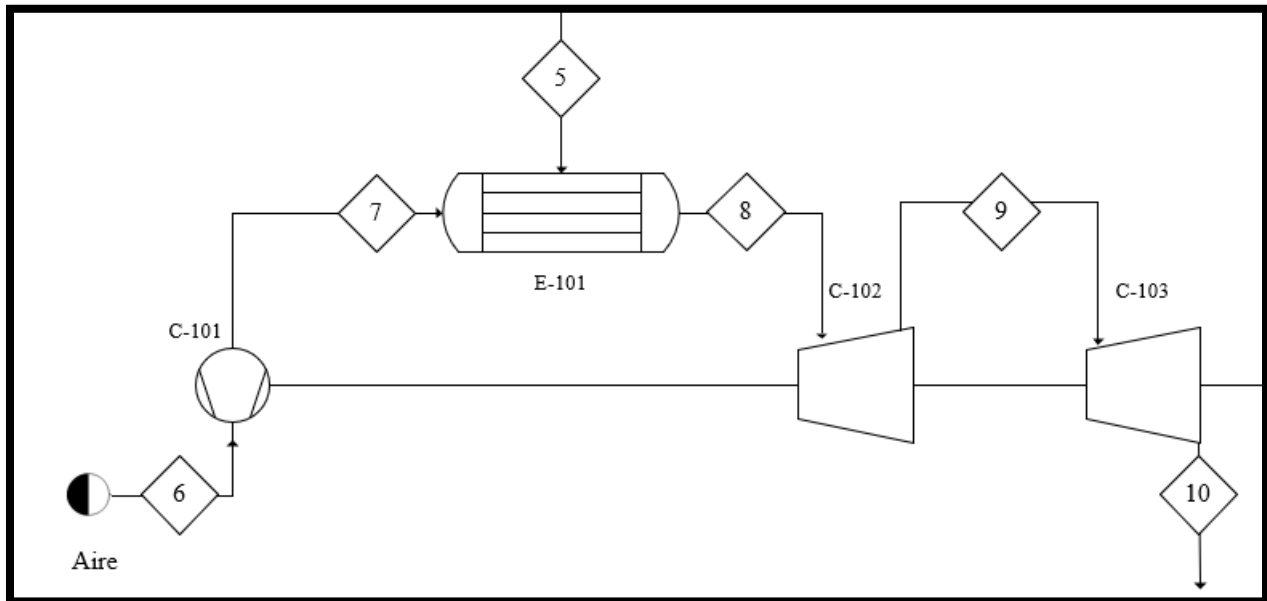


Nota. Se aprecia las corrientes de entrada a la cámara de combustión, teniendo en cuenta que la fuente de energía es el contenido energético del combustible. Tomado de: Y. A. Çengel, J. M. Cimbala, and R. H. Turner, "POWER AND REFRIGERATION CYCLES," in *Fundamentals of fluid-thermal sciences*, vol. 2, no. 27, McGraw-Hill Education, 2017, pp. 345–414.

Esta disposición es la más común que actualmente se encuentran ofertando los fabricantes de turbogeneradores tales como SIEMENS. A continuación, en la figura 12 se esquematiza la propuesta del ciclo de gas con combustión interna para el presente proyecto.

Figura 12.

Esquema unidad ciclo de gas con combustión interna



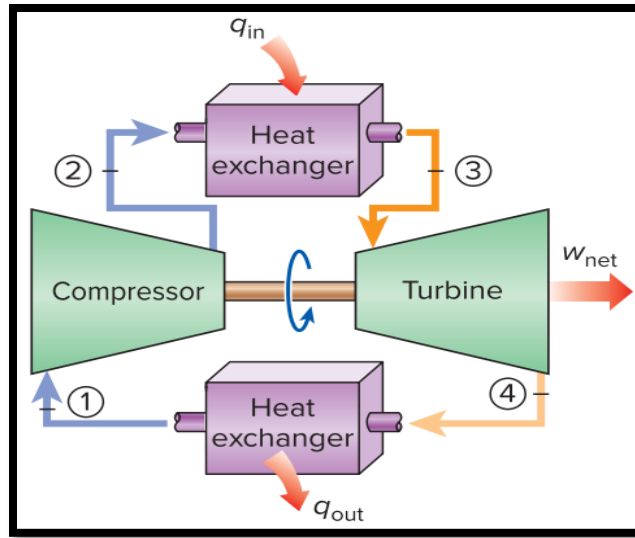
Nota. En esta figura se aprecia la disposición de los equipos para el ciclo de gas con combustión interna, destacando que la corriente 5 es la corriente de salida de la unidad de gasificación. Elaboración propia.

3.3.2 Ciclo cerrado: combustión externa

La segunda propuesta que se contempla es la de un ciclo cerrado, lo que significa que se reemplaza la cámara de combustión por un intercambiador de calor como se aprecia en la figura 13, por lo tanto, en este caso si se puede cerrar el ciclo debido a que solo opera con aire. Por otro lado, este ciclo permite configurar cada una de las modificaciones que a continuación se enlistan que proporcionan un aumento a la eficiencia térmica del ciclo. En esta segunda propuesta ya no se tiene como limitante la disponibilidad por lo fabricantes de los turbogeneradores de gas, ya que se analizan de forma impediendo cada uno de los equipos que se contemplan dentro del ciclo.

Figura 13.

Combustión externa en ciclo de gas



Nota. Se aprecia el calor de entrada al intercambiador de calor, producido por una combustión externa al ciclo. Tomado de: Y. A. Çengel, J. M. Cimbala, and R. H. Turner, “POWER AND REFRIGERATION CYCLES,” in *Fundamentals of fluid-thermal sciences*, vol. 2, no. 27, McGraw-Hill Education, 2017, pp. 345–414.

3.3.2.a. Modificaciones que aumentan la eficiencia del ciclo Joule-Brayton. El ciclo convencional de gas presenta una eficiencia considerablemente alta comparada con el ciclo de vapor, teniendo en cuenta las irreversibilidades que ocurren en diferentes equipos del ciclo, así mismo identificando los parámetros que definen la eficiencia del ciclo, los cuales son la utilidad y el requerimiento.

Por lo tanto, se sabe que la utilidad es la cantidad de trabajo neto que se desarrolla en las etapas de turbinas, y por otro lado el requerimiento es la cantidad de trabajo que se consume en la etapa de compresión y de igual manera el calor transferido en la cámara de combustión, para ello se definen una serie de modificaciones en el ciclo que logran disminuir dicho requerimiento y también en una notable proporción aumentar la utilidad.

Cabe aclarar que las modificaciones que a continuación son mostradas no están comercialmente disponibles, es decir que solo se contemplan en un ambiente de diseño térmico del ciclo, ya que se dispone de un ciclo con combustión externa y no interna como lo disponen los grandes fabricantes en la actualidad.

- Inter enfriamiento. En primera instancia existe una zona de compresión, donde por fundamento teórico de los gases, al someterse a una compresión aumentan su temperatura, esto indica que si existe más de una etapa de compresión, el gas se ira calentando más cuantas etapas de compresión haya, lo cual tiene un gran impacto en el consumo de potencia del ciclo debido a que el compresor requiere mayor potencia para su operación cuando el gas está caliente y si se sigue comprimiendo, también ira aumentando dicho consumo de potencia, lo que afectara la eficiencia del ciclo bajo el concepto de requerimiento definido previamente.

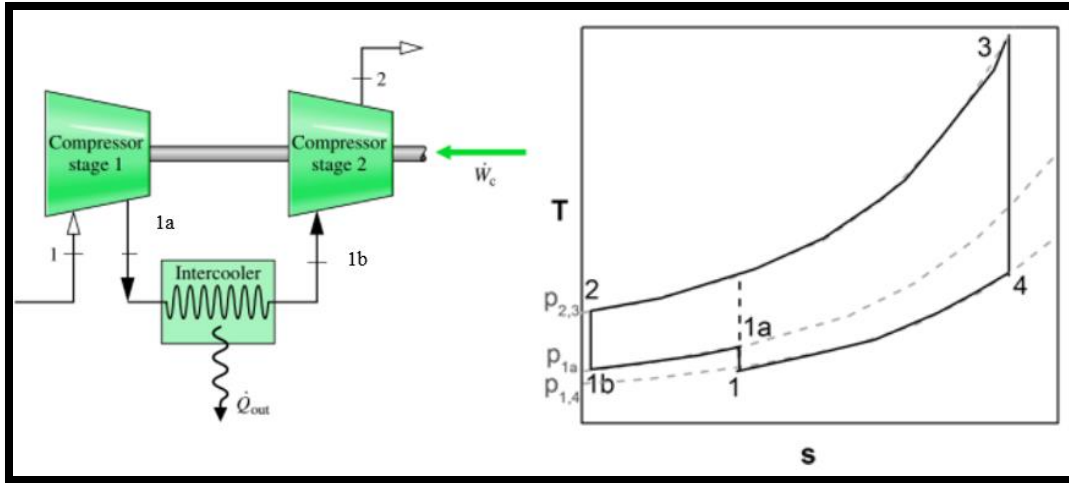
Por consiguiente, se propone un interenfriamiento entre las etapas de compresión que logre primero, disminuir la temperatura del gas antes de ingresar a la segunda etapa de compresión y en términos ideales que llegase a conseguir la misma temperatura con el ingreso a la primera etapa de compresión, con el objetivo de que el consumo de potencia en la segunda etapa de compresión sea técnicamente igual a la de la primera etapa y no aumente.

Para reducir el trabajo necesario para el compresor, el proceso suele dividirse en dos partes. El fluido de trabajo se comprime primero hasta un nivel de presión p_{1a} , donde se enfría en un intercambiador de calor cerrado y después se comprime hasta el nivel de presión superior p_2 en un segundo paso [36].

A continuación, en la figura 14 se aprecia el esquema del ciclo con esta primera modificación y así mismo el diagrama T-S que consolida el incremento de la eficiencia del ciclo.

Figura 14.

Esquema y diagrama T-S del Ciclo de gas Joule - Brayton con inter enfriamiento



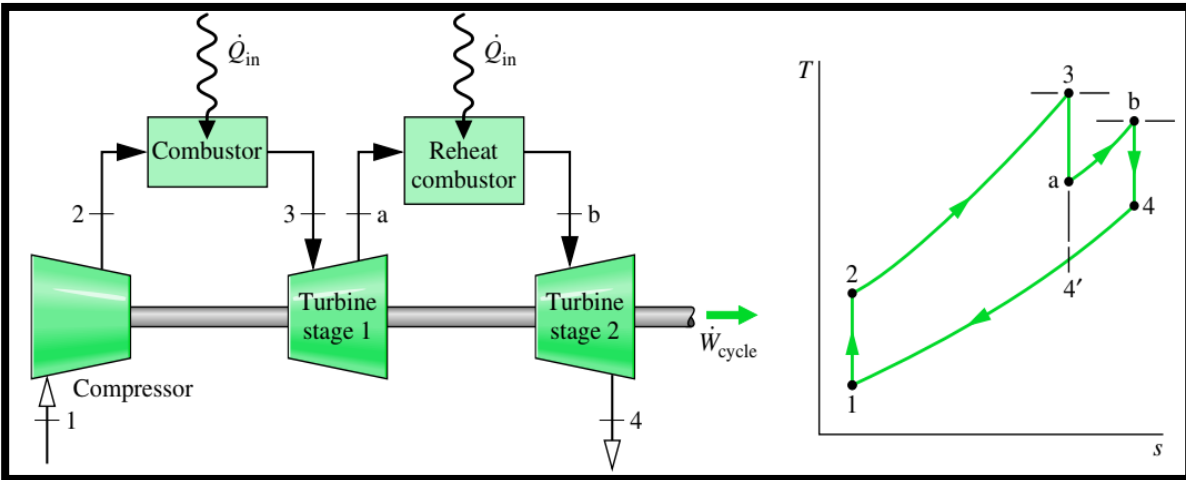
Nota. En este diagrama se aprecia como al realizar la primera etapa de compresión el gas se calienta per se enfría y llega a un estado de menor energía en el cual se vuelve a someter a un aumento de presión y posteriormente se dirige a la zona de calentamiento. Tomado de: M. Michael and S. Howard, “Gas power systems,” in *Fundamentals of engineering thermodynamics*, John Wiley & Sons, Inc., 2020, pp. 373–453.; K. Krischer and K. Schönleber, “4. Thermal power plants,” in *Physics of Energy Conversion*, De Gruyter, 2015, pp. 45–72.

- **Recalentamiento.** Otra modificación importante que se contempla en el ciclo de gas en la incorporación de un intercambiador de calor ubicado entre las etapas de expansión de las turbinas, esto con el fin de poder incrementar la temperatura de entrada a la siguiente etapa de expansión y de manera directa lograr un aumento en la generación de potencia. Por lo tanto, el trabajo neto del ciclo de recalentamiento es mayor que el del ciclo sin recalentamiento.

A pesar del aumento del trabajo neto con el recalentamiento, el rendimiento térmico del ciclo no aumentaría necesariamente porque se necesitaría una mayor adición total de calor. Sin embargo, la temperatura a la salida de la turbina es mayor con recalentamiento que sin recalentamiento, por lo que el potencial de regeneración es mayor. A continuación, se aprecia en la figura 15, el esquema del ciclo con la inclusión de un recalentamiento y como se aprecia de forma notoria en el diagrama T-S, el cual es la base principal para comprender el comportamiento de la sustancia de trabajo dentro de la operación del ciclo.

Figura 15.

Esquema y diagrama T-S del Ciclo de gas Joule - Brayton con recalentamiento



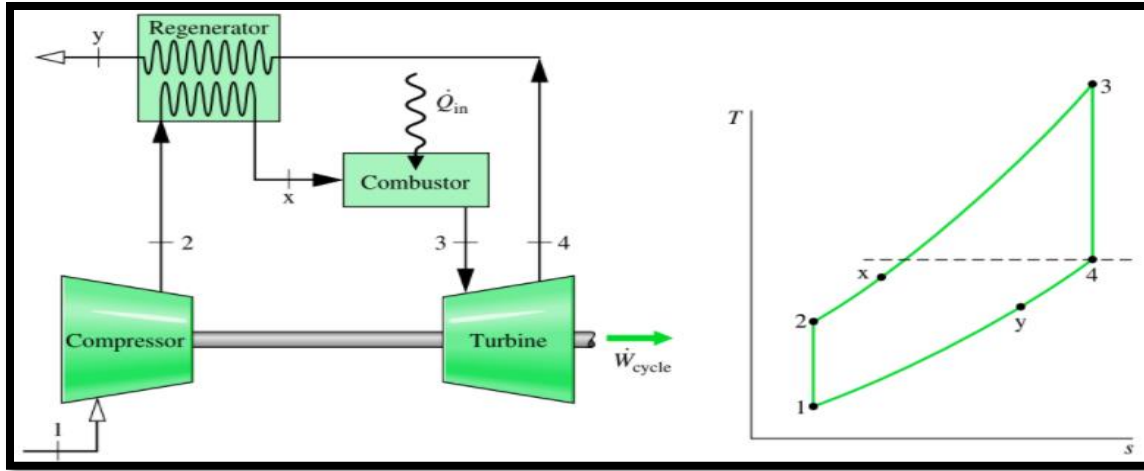
Nota. En este esquema se aprecia la inclusión de un intercambiador de calor posicionado entre las etapas de expansión de la turbina, esta inclusión desarrolla un mayor trabajo en la segunda etapa de la turbina debido a que la corriente de entrada contiene mayor energía como se aprecia en el diagrama T-S del ciclo, logrando temperaturas más elevadas. Tomado de: M. Michael and S. Howard, "Gas power systems," in *Fundamentals of engineering thermodynamics*, John Wiley & Sons, Inc., 2020, pp. 373–453.

- **Regeneración.** La temperatura de escape de una turbina de gas frecuente estar bastante por arriba de la temperatura ambiente. De manera que el gas de escape caliente de la turbina tiene un potencial de uso (exergía) que se perdería irremediamente si se desechara de manera directa a los alrededores. Una forma de usar este potencial es por medio de un intercambiador de calor denominado regenerador, que posibilita precalentar el aire que sale del compresor previo al ingreso de la cámara de combustión, disminuyendo de esta forma la proporción de combustible que debería quemarse en la cámara de combustión [37].

En la figura 16, se aprecia la inclusión de este nuevo intercambiador de calor y como se ve modificado el diagrama T-S del ciclo, en el cual se logra un aumento de la temperatura de la sustancia de trabajo muy significativo y que repercute de manera directa en la eficiencia global del proceso.

Figura 16.

Esquema y diagrama T-S del Ciclo de gas Joule - Brayton con regeneración

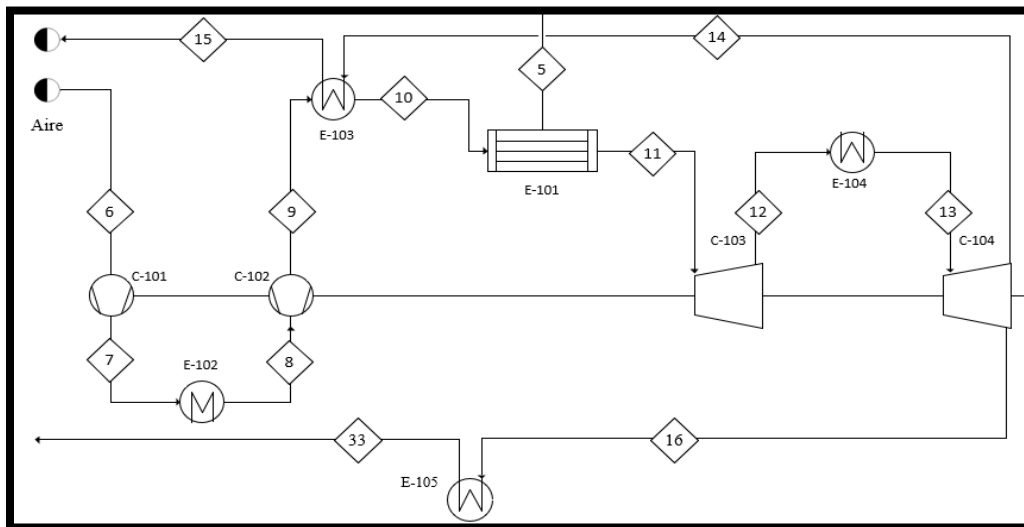


Nota. En este esquema se aprecia la inclusión de un intercambiador de calor posicionado antes de la cámara de combustión. Tomado de: M. Michael and S. Howard, “Gas power systems,” in *Fundamentals of engineering thermodynamics*, John Wiley & Sons, Inc., 2020, pp. 373–453.

Finalmente, con toda la información recopilada se muestra a continuación en la figura 17, la propuesta del esquema tecnológico para el ciclo de gas con combustión externa.

Figura 17.

Esquema unidad ciclo de gas con combustión externa



Nota. En este diagrama se aprecia el esquema tecnológico del ciclo de gas con todas las modificaciones que incrementan la eficiencia del ciclo. Elaboración propia.

3.4 Unidad ciclo ORC

En esta unidad del ciclo ORC se va a explicar a detalle la disposición de los equipos conforme a la obtención de la mayor eficiencia energética que puede presentar el ciclo, de igual manera se detallaran cada una de estas modificaciones que el presente proyecto contempla implementar teniendo en cuenta las condiciones de operación del proceso y el comportamiento termodinámico de las sustancias de trabajo que se van a analizar.

3.4.1 Modificaciones que incrementan la eficiencia

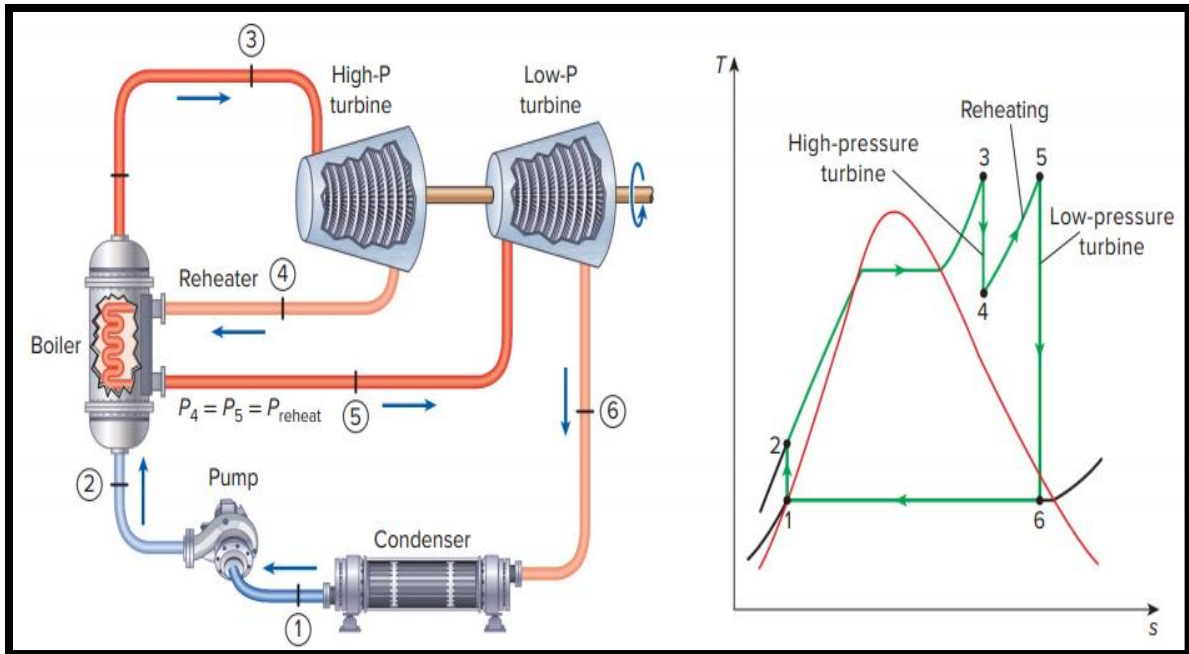
De igual manera que en el ciclo de gas, existen diversas modificaciones en la disposición de los equipos que logran aumentar la eficiencia del ciclo, aprovechando la energía de las corrientes que presenten altas temperaturas para evitar un incremento en el requerimiento de operación del proceso, es por esto que a continuación se enunciaran las modificaciones más importantes, identificando como logran aumentar la eficiencia bajo un soporte en la teoría termodinámica y basándose en los diagramas T-S, los cuales son de gran ayuda para poder determinar dicho beneficio en la operatividad del proceso.

3.4.1.a. Recalentamiento. Conforme a lo abordado en el capítulo 1 de generalidades teóricas, específicamente en la sección del ciclo ORC, se apreciaba el ciclo simple que se presenta para la configuración de este proceso, teniendo en cuenta esa idea, se presenta una primera modificación que aumenta la eficiencia del ciclo, la cual es el recalentamiento, este se encarga de recircular la corriente de salida de la primera etapa de la turbina (alta presión) hacia la caldera, con el propósito de volver a calentar la sustancia de trabajo y que en el momento que ingrese a la segunda etapa de turbina del proceso, se ejecute un mayor trabajo mecánico debido a que se incrementó la energía de dicha corriente.

En el esquema tecnológico del proceso que el presente proyecto analiza, se configura un recalentamiento entre la primera y segunda etapa de la turbina, recirculándolo en la caldera recuperadora, lo cual incrementa la eficiencia térmica del ciclo entre 4 y 5% [38]. A continuación, en la figura 18 se esquematiza el recalentamiento en el ciclo ORC.

Figura 18.

Esquema y diagrama T-S del Ciclo ORC con recalentamiento



Nota. En la figura se aprecia el aprovechamiento energético que aporta la recirculación de la corriente de salida de la turbina en la caldera, y como dicha operación configura un aporte al trabajo neto del ciclo. Tomado de: Y. A. Çengel, J. M. Cimbala, and R. H. Turner, “Power and refrigeration cycles,” in *Fundamentals of fluid-thermal sciences*, vol. 2, no. 27, McGraw-Hill Education, 2017, pp. 345–414.

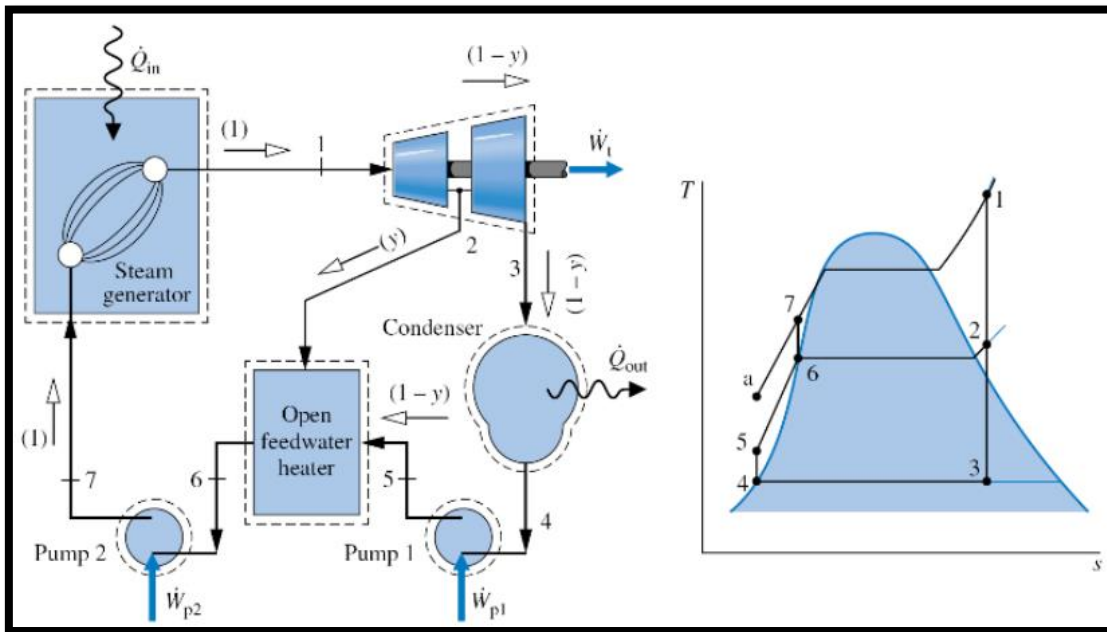
En la figura 18 se muestra el proceso ideal de recalentamiento con entropía constante, el cual funciona con dos turbinas que son capaces de aprovechar el calor residual generado en el ciclo; este proceso es una solución práctica al problema de la humedad excesiva en las turbinas, y se utiliza habitualmente en las centrales eléctricas de vapor modernas, ya que el único propósito del ciclo de recalentamiento es reducir el contenido de humedad del vapor en las etapas finales del proceso de expansión.

El proceso de expansión se da en dos etapas, la primera etapa empieza en la turbina de alta presión lo que permite que el vapor se expanda isoentrópicamente a una presión intermedia y se devuelve a la caldera, donde se recalienta a presión constante, normalmente realiza este proceso a la temperatura de entrada de la primera turbina. En la segunda etapa el vapor se expande isoentrópicamente en la turbina de baja presión hasta la presión del condensador [38].

3.4.1.b. Regeneración. Esta modificación se caracteriza por el precalentamiento del condensado antes de entrar en la caldera, mediante la inclusión de un calentador abierto, un calentador cerrado, una bomba y una válvula isoentálpica. El ORC regenerativo se denomina de esta manera debido a que el fluido orgánico será recalentado por el vapor de la fracción de flujo masico que se extrae de las etapas de la turbina. Esto incrementa la temperatura media del fluido circulante, lo que aumenta la eficiencia termodinámica del ciclo. A continuación, en la figura 19 se esquematiza la regeneración en el ciclo ORC.

Figura 19.

Esquema y diagrama T-S del Ciclo ORC con regeneración

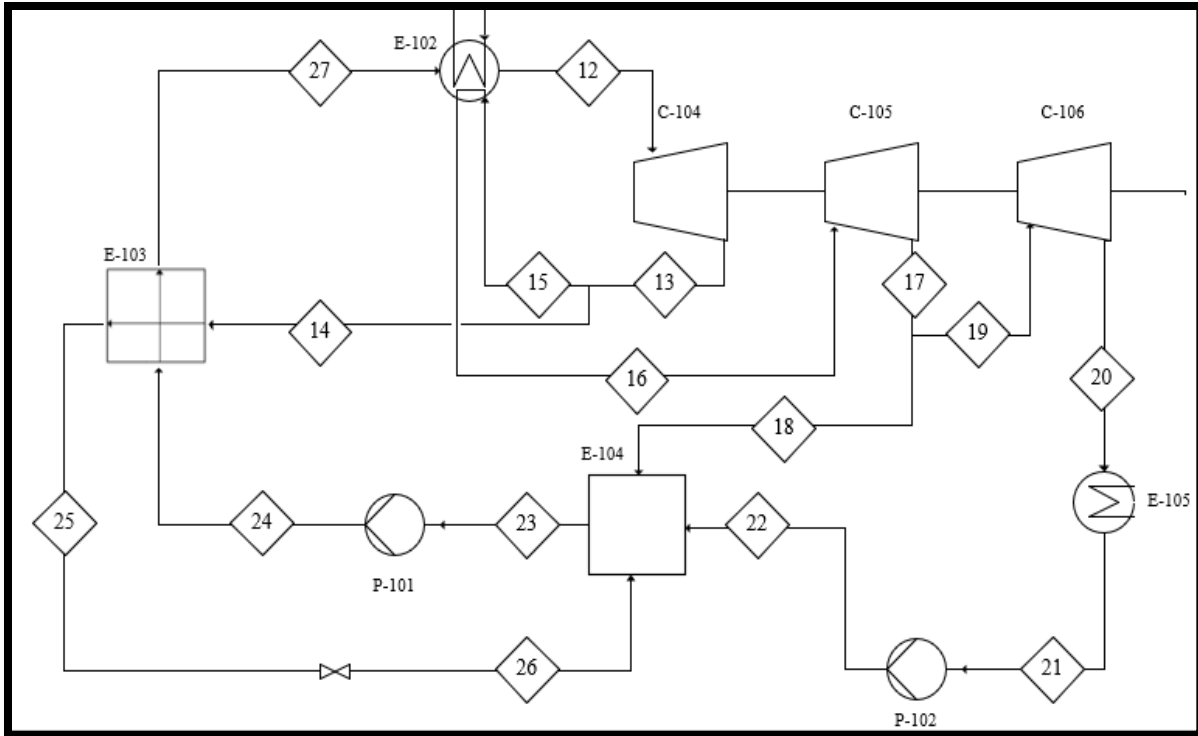


Nota. En la figura se aprecia la inclusión de un calentador abierto que aprovecha el contenido de energía de una fracción de vapor de las etapas de las turbinas para incrementar la temperatura de la corriente de condensado. Tomado de: R. Sonntag, C. Borgnakke, and G. Van Wylen, “Power and refrigeration systems,” in *Fundamentals of thermodynamics*, Wiley, 2003, pp. 382–472.

Teniendo en cuenta cada una de estas modificaciones que incrementan la eficiencia térmica del ciclo ORC, se presente a continuación en la figura 20, el esquema tecnológico del ciclo ORC.

Figura 20.

Esquema unidad ciclo ORC



Nota. En este diagrama se aprecian cada una de las modificaciones que aumentan la eficiencia del ciclo ORC, como lo son el recalentamiento y la regeneración, así mismo se evidencia que el ciclo contempla 3 etapas de turbina. Elaboración propia.

3.5 Diagramas PFD

El diagrama de flujo de proceso, por sus siglas en inglés (PFD), tiene como objetivo esquematizar el proceso de gasificación de raquis de palma para la cogeneración de energía eléctrica y calor mediante un ciclo combinado de potencia Brayton-ORC. Cabe aclarar que en esta sección se presentan dos diagramas, en el primero se presenta el proceso contemplando la combustión interna en el ciclo de gas, así mismo se tiene en cuenta que la sustancia de trabajo del ciclo ORC es R134a, como se detalla más adelante en la sección 4.4 la selección de este fluido para el ciclo.

El segundo diagrama contempla un ciclo de gas cerrado, así mismo el ciclo ORC opera con propano como sustancia de trabajo. Lo anterior se realiza con el fin de comparar los resultados

obtenidos en el análisis termodinámico y observar cual proceso presenta mejores resultados de acuerdo con las condiciones de operación plantadas.

Los diagramas PFD se realizan teniendo en cuenta la norma de diseño de esquemas de ingeniería la cual denota los equipos con sus respectivas condiciones de operación en el orden de aparición en el proceso. A continuación, en la figura 21 se presenta el diagrama PFD del proceso contemplando la combustión interna en el ciclo de gas, en el cual se presentan los equipos que integran cada unidad de proceso como se explicó en las secciones anteriores, por lo tanto, este esquema expone el ciclo de gas integrado por los siguientes equipos, compresor, cámara de combustión y turbina.

Por consiguiente, se proponen flujos masicos para el balance de masa, lo cuales están expresados en kg/s. Además, se debe tener presente que se plantea una base de cálculo de 1000 kg/h para la determinación de los flujos masicos de la unidad de proceso de gasificación, teniendo en cuenta que se propone este valor de flujo de acuerdo con la capacidad del gasificador que se detalla en la sección 4.6. Por lo tanto, para el cálculo del flujo masico de la primera corriente del diagrama, la cual corresponde a la biomasa que ingresa al gasificador, se emplean los valores de la composición elemental de la biomasa presentados en la tabla 8 correspondiente a las propiedades fisicoquímicas del raquis de palma.

Otra consideración a tener en cuenta para el balance de masa es que para la corriente de cenizas que sale del gasificador se estima un 10% del flujo de biomasa que ingresa al gasificador y este porcentaje es acorde a la fuente bibliográfica consultada [39]. Por otro lado, se propone un flujo de aire y de la sustancia de trabajo del ciclo ORC, la cual se especifica en la sección 4.3 correspondientes a 10 kg/s.

Por otro lado, la figura 22, muestra el balance de masa del diagrama PFD presentado en la figura 21, el cual relaciona los flujos masicos de cada corriente del proceso teniendo en cuenta las consideraciones anteriormente detalladas, así mismo se debe tener claro que, primero, los flujos de la unidad de gasificación fueron determinados conforme a la metodología planteada en el modelo cinético el cual se explica a detalle en la sección 4.1 y 4.2, por otro lado las propiedades

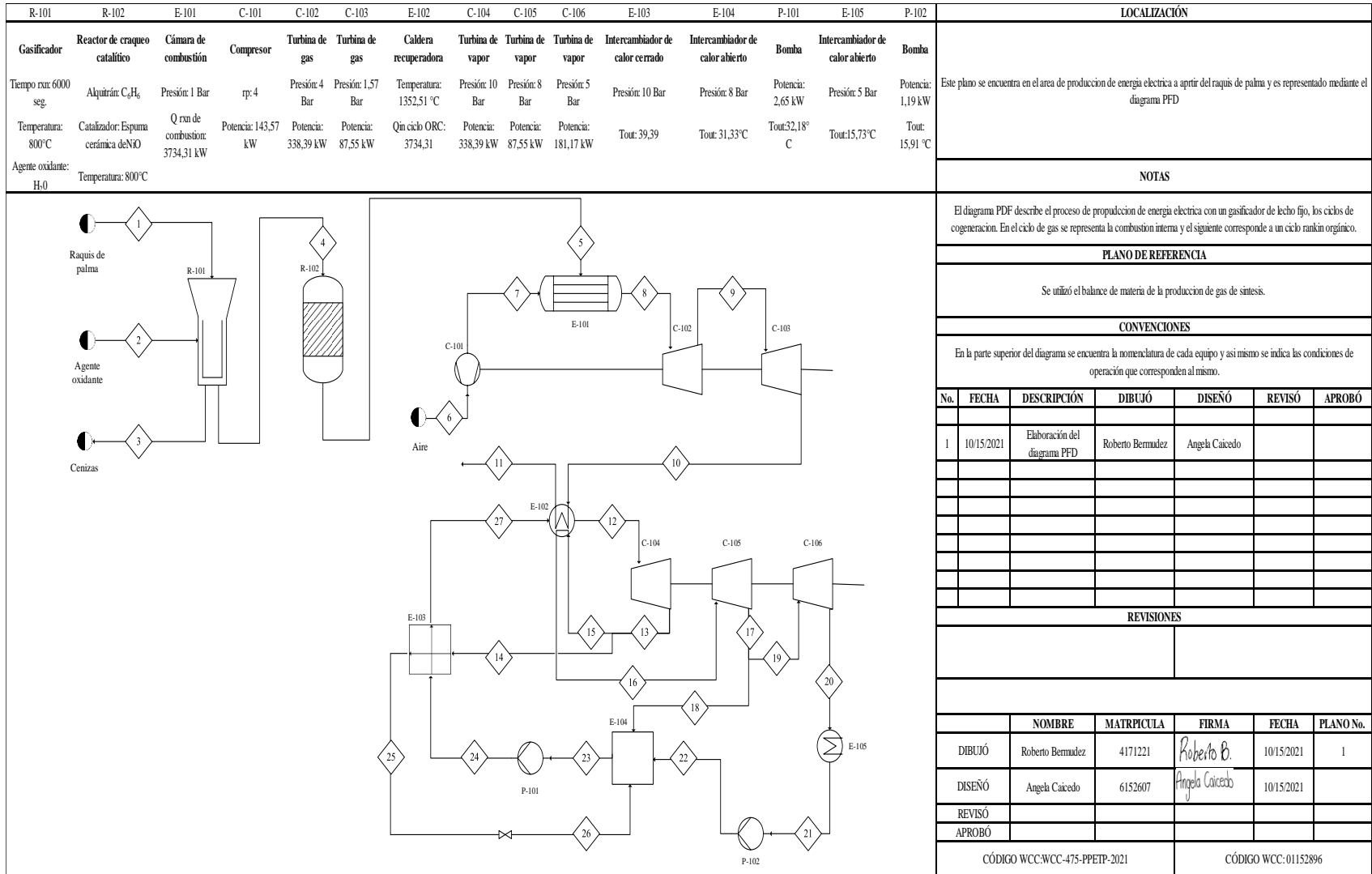
de las corrientes de los ciclos de potencia se determinaron a partir del análisis termodinámico desarrollado en las secciones 4.3 y 4.4.

Seguido a lo anterior, en la figura 23 se aprecia el diagrama PFD del esquema que contempla un ciclo de gas cerrado, el cual implementa todas las modificaciones que incrementan la eficiencia térmica del ciclo de gas, agregando tres intercambiadores del calor que corresponden a un interenfriador, un regenerador y un recalentador.

Finalmente, en la figura 24 se plantea el balance de masa para el diagrama PFD de la figura 23, el cual incluye las mismas consideraciones anteriormente detalladas para el balance de masa de la figura 22, teniendo en cuenta que, para el ciclo de gas de este esquema propuesto, se emplea únicamente el aire como sustancia de trabajo.

Figura 21.

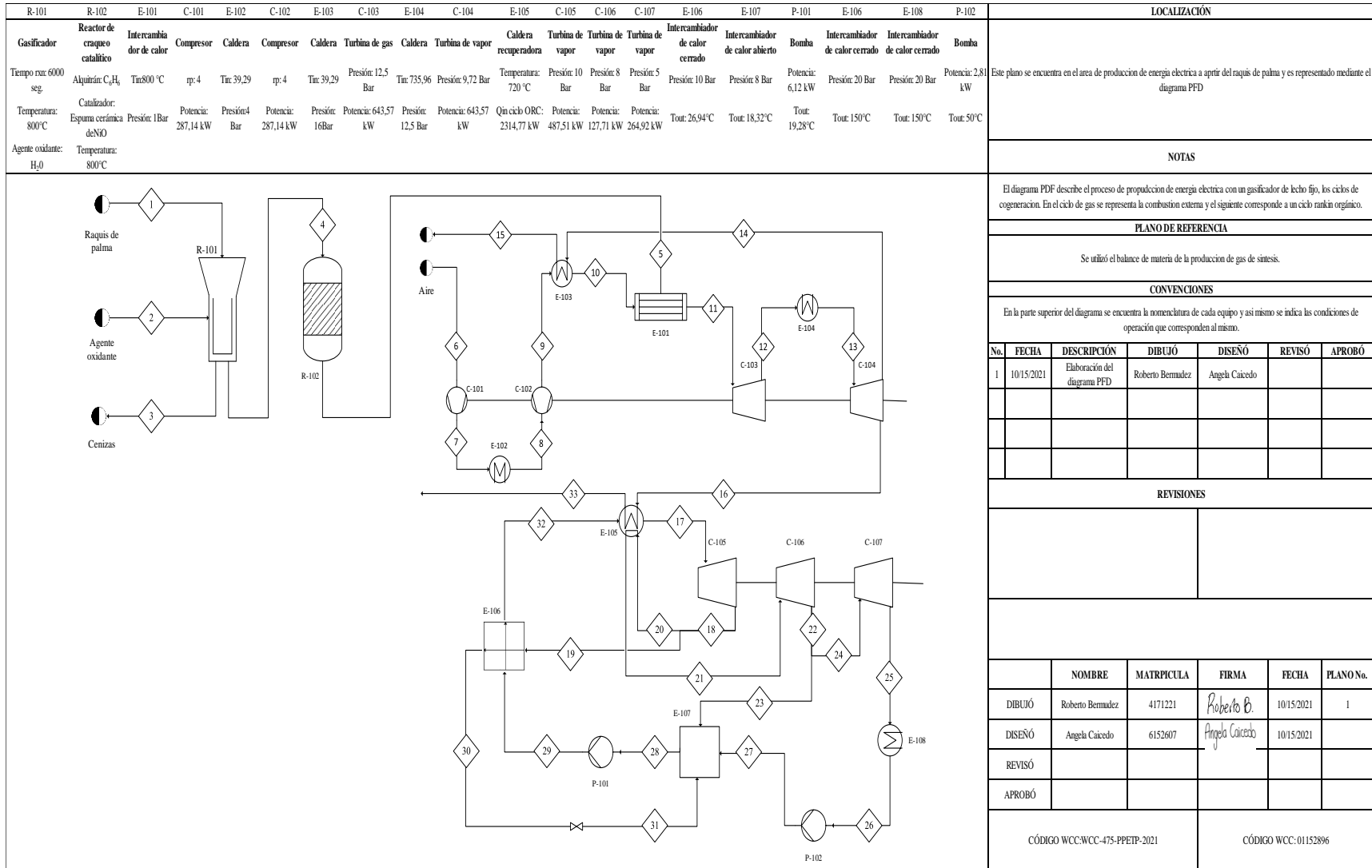
Diagrama PFD esquema ciclo de gas con combustión interna



Nota. Esta figura se presenta el diagrama PFD para el primer esquema propuesto. Elaboración propia.

Figura 23.

Diagrama PFD esquema ciclo de gas con combustión externa



Este documento es propiedad de Roberto Esteban Bermudez García y Ángela María Caicedo Bustida, no debe ser copiado, reproducido y/o circulado sin su autorización. This document is property of Roberto Esteban Bermudez García and Ángela María Caicedo Bustida. It shall not be copied, reproduced and/or circulated without authorization.

WCC-PPETP-2021-01152896-FORMATO B2-DXW42

Nota. Esta figura se presenta el diagrama PFD para el segundo esquema propuesto. Elaboración propia.

Figura 24.

Balance de masa del diagrama PFD de la figura 23

LOCALIZACIÓN																	
Este plano se encuentra en el área de producción de energía eléctrica a partir del raquis de palma y es representado mediante el diagrama PFD																	
NOTAS																	
El diagrama PFD describe el proceso de producción de energía eléctrica con un gasificador de lecho fijo, los ciclos de cogeneración. En el ciclo de gas se representa la combustión externa y el siguiente corresponde a un ciclo Rankin orgánico.																	
PLANO DE REFERENCIA																	
Se utilizó el balance de materia de la producción de gas de síntesis.																	
CONVENCIONES																	
En la parte superior del diagrama se encuentra la nomenclatura de cada equipo y así mismo se indica las condiciones de operación que corresponden al mismo.																	
No.	FECHA	DESCRIPCIÓN	DIBUJÓ	DISEÑO	REVISÓ	APROBÓ											
1	10/15/2021	Elaboración del diagrama PFD	Roberto Bermudez	Angela Caicedo													
REVISIONES																	
	NOMBRE	MATRICULA	FIRMA	FECHA	PLANO No.												
DIBUJÓ	Roberto Bermudez	4171221	<i>Roberto B.</i>	10/15/2021	1												
DISEÑO	Angela Caicedo	6152607		10/15/2021													
REVISÓ			<i>Angela Caicedo</i>														
APROBÓ																	
CÓDIGO WCC:WCC-475-PPETP-2021										CÓDIGO WCC: 01152896							
Corriente	Presión Bar	Temperatura °C	C kg/s	H kg/s	O kg/s	N kg/s	CO ₂ kg/s	CO kg/s	H ₂ kg/s	H ₂ O kg/s	CH ₄ kg/s	C ₆ H ₆ kg/s	Cenizas kg/s	Aire kg/s	Propano kg/s	Flujo total kg/s	
1	1.000	25.000	0.117	0.014	0.132	0.003	0	0	0	0.0144	0	0	0	0	0	0.280	
2	1.000	100.000	0	0	0	0	0	0	0	0.083	0	0	0	0	0	0.083	
3	1.000	800.000	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.028	0	0	0.028	
4	1.000	800.000	0	0	0	0	0.005	0.136	0.019	0	0	0.118	0	0	0	0.278	
5	1.000	800.000	0	0	0	0	5E-05	0.136	0.0186	0	0	0	0	0	0	0.154	
6	1.000	25.000	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	10.000	0	10.000	
7	4.000	39.290	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	10.000	0	10.000	
8	4.000	25.000	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	10.000	0	10.000	
9	16.000	39.290	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	10.000	0	10.000	
10	16.000	618.710	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	10.000	0	10.000	
11	16.000	800.000	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	10.000	0	10.000	
12	12.500	735.960	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	10.000	0	10.000	
13	12.500	785.000	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	10.000	0	10.000	
14	9.720	720.960	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	8.325	0	8.325	
15	9.720	25.000	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	8.325	0	8.325	
16	9.720	720.960	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1.670	0	1.670	
17	20.000	150.000	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	10.000	0	10.000	
18	10.000	124.720	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	10.000	0	10.000	
19	10.000	124.720	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.900	0	0.900	
20	10.000	124.720	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	9.100	9.100	
21	10.000	144.720	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	9.100	9.100	
22	8.000	137.130	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	9.100	9.100	
23	8.000	137.130	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.026	0.026	
24	8.000	137.130	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	9.130	9.130	
25	5.000	121.660	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	9.130	9.130	
26	5.000	1.730	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	9.130	9.130	
27	8.000	1.930	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	9.130	9.130	
28	8.000	18.320	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1.000	1.000	
29	20.000	19.280	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1.000	1.000	
30	10.000	26.940	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.900	0.900	
31	8.000	18.320	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.900	0.900	
32	20.000	100.000	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	10.000	10.000	
33	9.720	25.000	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1.670	1.670	

WCC-PPET-DPPFD-02_FORMATO B270X432

Este documento es propiedad de Roberto Esteban Bermudez García y Angela María Caicedo Bastidas, no debe ser copiado, reproducido y/o circulado sin su autorización.
This document is property of Roberto Esteban Bermudez García y Angela María Caicedo Bastidas. It shall not be copied, reproduced and/or circulated without authorization.

Nota. Esta figura se presenta el balance de masa del diagrama PFD de la figura 23. Elaboración propia.

4. CINÉTICA DE REACCIÓN Y ANÁLISIS TERMODINÁMICO

En este capítulo se plantea la metodología de análisis para la cinética de reacción del proceso de gasificación de raquis de palma y los cálculos termodinámicos del ciclo combinado Brayton-ORC. El análisis cinético inicia con la consolidación de los subproductos de la pirólisis de la biomasa de estudio del proyecto, la cual como se ha nombrado anteriormente es el raquis de palma, determinando los rangos de las composiciones másicas en la fase de carbonizado la cual es la sólida, la fase de alquitrán que se asume como la fase líquida, y la fase gaseosa la cual es la formación parcial del gas antes del proceso de gasificación.

Con base a lo anterior se determinan las composiciones iniciales de la cinética de reacción para posteriormente realizar la selección de las reacciones que el presente proyecto contempla analizar, determinando la naturaleza de los compuestos que reaccionan si están en fase heterogénea o en fase homogénea, seguido de ello se realiza una revisión bibliográfica sobre los parámetros cinéticos tales como la energía de activación, el factor pre-exponencial y el orden de reacción de cada reacción que el proyecto analiza. Al consolidar toda la información previamente descrita se realizan los correspondientes balances de masa de la unidad de gasificación y se establecen las condiciones de operación del proceso que serán tenidas en cuenta para el desarrollo del modelo matemático.

De la misma forma se establece la metodología de cálculo del análisis termodinámico, iniciando con la identificación de las ecuaciones de cálculo de cada ciclo, las cuales permiten determinar las propiedades termodinámicas de cada corriente del proceso tales como, presión, temperatura, entalpia y entropía. Para la explicación termodinámica del ciclo ORC, se realiza una introducción sobre la herramienta computacional CoolProp, la cual cuenta con una base de datos amplia sobre las propiedades termodinámicas de las sustancias de trabajo que se contemplan analizar.

Finalmente se realizan las variaciones de las condiciones de operación de cada ciclo termodinámico que se analiza, con base a determinar cuáles son las condiciones que logran la mayor eficiencia térmica.

4.1 Análisis cinético

Para realizar un análisis cinético se requiere plantear un modelo cinético que permita explicar las propiedades y el comportamiento de la biomasa de estudio, considerando cada uno de los procesos involucrados y necesarios para su transformación en gas de síntesis. En el presente proyecto se realiza un análisis de las velocidades y cinéticas de reacción para las reacciones seleccionadas que ocurren en el proceso de gasificación de raquis de palma. Las concentraciones másicas que ingresan como alimento al gasificador provienen de los subproductos del proceso de pirólisis, es decir carbonizado, alquitrán y gas por lo cual se establecen unos rangos de composiciones másicas de cada subproducto para determinar las concentraciones iniciales de la gasificación, consecuentemente lo anterior permite desarrollar de forma efectiva el modelo cinético de esta investigación.

4.1.1 *Productos de la pirólisis del raquis de palma*

En la etapa de pirólisis, el principal producto es el líquido, sin embargo, también se producen gases y sólidos, los cuales tienen un amplio uso como fuente de energía para el mismo proceso de pirólisis y los siguientes procesos encargados de transformar la biomasa en combustibles renovables. Las tres fases involucradas en este proceso corresponden al carbonizado el cual es la fase sólida, los alquitranes la fase líquida y consecuentemente los gases producidos a la fase gaseosa.

4.1.1.a. Carbonizado. De acuerdo con la bibliografía consultada se establecen las condiciones de operación del proceso de pirólisis bajo los cuales lograron los resultados que se evidencian en la tabla 14, iniciando con la primera investigación en donde se experimentó con un rango de temperaturas entre 300-700°C y una tasa de calentamiento de 30°C/min [40]; la segunda investigación desarrollo la experimentación en un rango de temperaturas de 400-700°C con una tasa de calentamiento de 10°C/min y un tiempo de residencia de 60 minutos [41]. La tercera investigación planteo el análisis experimental a una temperatura de 550°C y una tasa de calentamiento de 5°C/min logrando la mayor composición de carbono del carbonizado [42]; la

cuarta y última investigación planteo unas condiciones de operación de 600°C a presión atmosférica con una tasa de calentamiento de 60°C/min [43].

Tabla 14.

Composición del carbonizado obtenido de la pirólisis del raquis de palma

Análisis elemental (% en peso)						
Temperatura	C	H	O	N	S	Fuente
300 °C	59.62	4.02	34.05	2.31	---	
400 °C	65.94	4.42	25.73	3.91	---	
500 °C	65.32	4.56	28.69	1.43	---	M. Sukiran et al. [40]
600 °C	67.87	4.04	25.27	2.82	---	
700 °C	68.63	2.71	27.45	1.21	---	
400 °C	64.6	---	---	---	---	
500 °C	65.4	---	---	---	---	A. Rozhan et al. [41]
600 °C	65.9	---	---	---	---	
700 °C	64.7	---	---	---	---	
550 °C	83.66	2.73	12.53	0.71	0.36	K.H.Khor y K.O. Lim [42]
600°C	75.66	3.96	16.96	2.96	0.46	S. Handoko et al. [43]

Nota. En la tabla se aprecian las distintas composiciones del carbonizado de la pirólisis del raquis de palma, en donde se aprecia la influencia de la temperatura sobre cada una de ellas. Tomado de: M. A. Sukiran, L. S. Kheang, N. A. Bakar, and C. Y. May, “Production and characterization of bio-char from the pyrolysis of empty fruit bunches,” *Am. J. Appl. Sci.*, vol. 8, no. 10, pp. 984–988, 2011, doi: 10.3844/ajassp.2011.984.988.; A. N. Rozhan *et al.*, “Enhancement of oil palm empty fruit bunch char by impregnation of pyrolytic carbon from tar vapor decomposition,” *J. Renew. Sustain. Energy*, vol. 8, no. 1, 2016, doi: 10.1063/1.4942538.; K. H. Khor and K. O. Lim, “Slow pyrolysis of oil palm empty fruit bunches,” *Int. Energy J.*, vol. 9, no. 3, pp. 181–188, 2008.; S. Handoko, N. Nurhadi, S. Mujiati, and R. Fitriani, “Characterization of pyrolysis products of oil palm empty fruit bunch,” *IOP Conf. Ser. Earth Environ. Sci.*, vol. 749, no. 1, 2021, doi: 10.1088/1755-1315/749/1/012041.

4.1.1.b. Alquitrán. La fracción líquida de los productos de la pirólisis también conocida como alquitrán varía de acuerdo a diferentes parámetros como la temperatura del proceso, la tasa de calentamiento durante la experimentación en la pirólisis pero principalmente a la biomasa que se está analizando, por lo cual el producto líquido de la pirólisis del raquis de palma se puede aproximar a un solo componente con base a lo consultado en la revisión bibliográfica, ya que más del 80% de la composición de la fracción líquida corresponde al benceno, con fórmula

química C₆H₆ [44]. A continuación, en la tabla 15, se aprecian las composiciones de la fracción líquida obtenida de la pirólisis del raquis de palma.

Tabla 15.

Composición del alquitrán obtenido de la pirólisis del raquis de palma

Composición fracción de alquitrán (% en peso)	
Compuesto	Composición
Benceno	88.18
Tolueno	3.34
Estireno	0.93
Indeno	1.3
Naftaleno	6.3
Fuente	S. Lee et al. [44]

Nota. En la tabla se aprecia la composición de la fracción del producto líquido de la pirólisis del raquis de palma. Tomado de: S. Y. Lee, T. Alam, J. H. Kim, J. C. Lee, and S. W. Park, “Qualitative analysis of tar based on tar sampling conditions for empty fruit bunch gasification,” *Biomass Convers. Biorefinery*, 2021, doi: 10.1007/s13399-021-01567-x.

4.1.1.c. Fracción gaseosa. La composición del gas que se produce durante la pirólisis del raquis de palma es importante de cuantificar debido a que permite establecer las composiciones iniciales para las reacciones homogéneas del modelo cinético que el presente proyecto va a desarrollar, por lo cual a continuación en la tabla 16 se especifica la composición del gas que se produce, permitiendo determinar cuáles son los compuestos gaseosos que se van formando por acción del calentamiento durante el proceso en el gasificador.

Es importante destacar que las fuentes consultadas [43],[45], plantean unas condiciones de operación de la experimentación bien específicas, lo que permite determinar la composición de la fracción gaseosa de una manera detallada, por lo cual se establece un rango de temperaturas de operación de los estudios entre los 300-600°C, donde se ejecuta la formación de los compuestos gaseosos, identificando que se forman cuatro compuestos, los cuales son el hidrogeno, monóxido

de carbono, dióxido de carbono y metano, al igual que unas trazas de hidrocarburos en una menor proporción las cuales para en términos prácticos son despreciables.

Tabla 16.

Composición del gas obtenido de la pirólisis del raquis de palma

Composición de la fracción gaseosa (% en peso)					
Análisis elemental	600°C	300°C	400°C	500°C	600°C
CO	20.4	44	39.5	21	20
CO ₂	31.12	56	56.5	50	60
CH ₄	13.05	---	4	21	20
H ₂	28.03	---	---	---	---
Hidrocarburos	---	---	---	8	---
Fuente	S. Handoko et al. [43]		A. Sukiran et al. [45]		

Nota. En la tabla se aprecian las composiciones del gas que se obtiene de la pirólisis del raquis de palma, evidenciando la influencia de la temperatura en cada una de estas. Tomado de: S. Handoko, N. Nurhadi, S. Mujiati, and R. Fitriani, “Characterization of pyrolysis products of oil palm empty fruit bunch,” *IOP Conf. Ser. Earth Environ. Sci.*, vol. 749, no. 1, 2021, doi: 10.1088/1755-1315/749/1/012041.; M. A. Sukiran, L. S. Kheang, N. A. Bakar, and C. Y. May, “Pyrolysis of empty fruit bunches: Influence of temperature on the yields and composition of gaseous product,” *Am. J. Appl. Sci.*, vol. 11, no. 4, pp. 606–610, 2014, doi: 10.3844/ajassp.2014.606.610.

4.1.1.d. Composición general. De acuerdo con los datos reportados en las tablas anteriores, es importante destacar que esas composiciones son conforme a cada fase, pero es esencial poder determinar en qué composición se encuentra cada fase de acuerdo con las condiciones de operación del proceso de la pirólisis, es decir cuanta composición representa la fracción sólida, así mismo la fracción líquida y de igual manera la fracción gaseosa. Por consiguiente, se consultaron cinco fuentes bibliográficas [46],[47],[48],[49],[50], las cuales establecen conforme a la variación de la temperatura durante el proceso de la pirólisis, las diferentes composiciones de cada fase que se logran por la acción del calentamiento, por lo cual se establecen distintos rangos de temperatura en donde se generaliza que la fase que mayor composición presenta independientemente de la fuente consultada, es la fase líquida, es decir los alquitranes. A continuación, en la tabla 17 se consolidan los datos reportados por la fuentes consultadas sobre la composición general.

Tabla 17.*Composición de cada fase producto de la pirólisis del raquis de palma*

Composición general (% en peso)				
Temperatura °C	Carbonizado	Alquitrán	Gas	Fuente
600	25	50	25	M. Auta, L.M. Ern y B.H. Hameed. [46]
400	28	53	19	N. Abdullah,
450	26	53	21	H.Gerhauser y
500	25	52	23	F.Sulaiman. [47]
550	23	51.5	25.5	
600	22.5	46.5	31	
300	64.76	16.25	18.98	Raju y A.Sitorus.
400	45.28	25.86	28.86	[48]
500	30.66	24.85	44.49	
600	32.77	29.16	38.08	
300	42	27	31	M. Sukiran, C. Chin
400	25	31	44	y N. Bakar. [49]
500	24.5	35	40.5	
600	24	33	43	
700	23	31	46	
400	29.02	51.77	19.21	N. Abdullah y A.V.
450	26.22	53.57	20.20	Bridgwater. [50]
500	25.34	51.60	23.06	
550	23.73	48.17	28.11	
600	21.83	46.90	31.27	

Nota. En esta tabla se aprecian las distintas composiciones de cada fase conforme a la variación de la temperatura durante el proceso de la pirólisis. Tomado de: M. Auta, L. M. Ern, and B. H. Hameed, “Fixed-bed catalytic and non-catalytic empty fruit bunch biomass pyrolysis,” *J. Anal. Appl. Pyrolysis*, vol. 107, pp. 67–72, 2014, doi: 10.1016/j.jaap.2014.02.004.; N. Abdullah, H. Gerhauser, and F. Sulaiman, “Fast pyrolysis of empty fruit bunches,” *Fuel*, vol. 89, no. 8, pp. 2166–2169, 2010, doi: 10.1016/j.fuel.2009.12.019.; Raju and A. Sitorus, “Measurement of pyrolysis gases on palm oil shell and empty fruit bunch,” *3rd Int. Conf. Comput. Eng. Des. ICCED 2017*, vol. 2018-March, pp. 1–4, 2018, doi: 10.1109/CED.2017.8308099.; M. A. Sukiran, N. K. A. Bakar, and C. M. Chin, “Bio-oils from Pyrolysis of Oil Palm Empty Fruit Bunches,” *Am. J. Appl. Sci.*, vol. 6, no. 5, pp. 869–875, 2009.; N. Abdullah and A. V. Bridgwater, “Pyrolysis liquid derived from oil palm empty fruit bunches,” *J. Phys. Sci.*, vol. 17, no. January, pp. 117–129, 2006.

Al haber establecido las composiciones másicas en cada una de las fases de los productos de la pirólisis del raquis de palma, se identifican unos rangos de valores en la tabla 18, los cuales permitirán determinar los valores seleccionados para el modelo cinético que se desarrolla en secciones posteriores del presente capítulo. Es importante resaltar que los rangos de las composiciones de cada fase son el punto de partida del modelo cinético, es decir las concentraciones bajo las cuales se desarrolla dicha cinética de reacción, por lo cual es determinante tener claridad sobre estos valores para lograr resultados consistentes frente a la formulación del modelo cinético.

Tabla 18.

Rangos seleccionados de las composiciones másicas de cada fase

RANGOS SELECCIONADOS	
Distribución másica (% en peso)	
Carbonizado	25-32
Alquitrán	25-50
Gas	19-43
Composición del gas (% en peso)	
CO ₂	30-60
CO	20-40
H ₂	10-15
CH ₄	5-15
Composición alquitrán (% en peso)	
Benceno	80-100
Composición del carbonizado (% en peso)	
C	65-75
H	4-5
N	1-3
O	25-28

Nota. Esta tabla muestra los rangos de las composiciones de cada fase producto de la pirólisis del raquis de palma. Elaboración propia.

4.1.2 Reacciones químicas Seleccionadas

El segundo paso del análisis cinético del presente proyecto contempla la selección de las reacciones que tienen lugar en el proceso de gasificación, teniendo en cuenta el uso de vapor de agua como agente gasificante de acuerdo a las ventajas que se establecieron en la tabla 4, así mismo las composiciones de cada fase obtenidas del proceso de pirólisis de la biomasa de estudio, denotando las condiciones iniciales para el sistema e identificando las reacciones que favorecen la formación de los productos de interés.

De acuerdo con la tabla 3, donde se enuncian las reacciones heterogéneas y homogéneas que tienen lugar en la gasificación, se determina que las reacciones de carácter heterogéneo que serán seleccionadas para el desarrollo de su cinética de reacción son las reacciones de reformado de vapor y Boudouard, debido a que son las reacciones que presentan unas constantes de velocidad altas en comparación con la reacción de formación del metano.

Así mismo, la concentración del hidrogeno presente en la atmosfera de gasificación es muy baja, por lo tanto es superada por la concentración del agente gasificante que para el presente proyecto es vapor de agua, por lo cual la reacción de formación de metano presenta unas bajas tasas de conversión [51], de igual manera para que ocurra una reacción de metanización se requiere la implementación de un sistema acoplado al gasificador que incremente la presión de tal manera que efectúe el desarrollo de esta reacción [52].

La reacción de gasificación del carbonizado con el vapor de agua es posiblemente la más importante en este grupo de reacciones heterogéneas, debido a dos factores, el primero produce hidrogeno incrementando el poder calorífico del gas de síntesis y segundo es la más rápida de las reacciones heterogéneas; según las fuentes consultadas, la constante de velocidad de esta reacción es de 2 a 2.5 veces más rápida que la reacción de Boudouard [53],[54], pero en otras investigaciones han logrado determinar que es hasta seis veces más rápida que la reacción del carbonizado con dióxido de carbono [55].

La reacción de Boudouard es endotérmica y consume gran parte del calor generado en el proceso, lo que visto desde el factor energético podría considerarse indeseable, es importante que durante el proceso avance en cierto grado, así mismo la tasa de conversión del carbonizado en presencia del dióxido de carbono es insignificante a temperaturas menores a 725°C [55]. Por lo tanto, esta reacción así presente este tipo de limitantes, es importante desarrollar su cinética, debido a que es una reacción que se presenta en el proceso por las condiciones de operación que se establecen y de igual manera, afecta las demás reacciones del sistema.

Por otro lado, las reacciones heterogéneas y homogéneas de oxidación no se consideran en este proceso debido a que no hay presencia de oxígeno en el sistema de reacción, ya que no se contempla como el agente gasificante del proceso, debido a que presenta unas altas desventajas a la hora de puesta en marcha en este tipo de procesos.

Por consiguiente, las reacciones homogéneas conforme a la tabla 3 que serán analizadas en el presente proyecto son, la reacción agua gas y la reacción de reformado de vapor de metano, debido a que se desarrollan la formación de los productos de interés de la presente investigación, de igual manera son las reacciones más importantes en la fase homogénea que se producen en la zona de gasificación, catalogadas así por las altas concentraciones de los reactivos en esa fase [51].

Para las reacciones que involucran el alquitrán se tuvo en cuenta la selección del benceno como único compuesto que rige el comportamiento de la mezcla que conforma el alquitrán, lo que indica que la reacción química perteneciente a esta fase estará descrita por el comportamiento genérico que se enuncia en [56], así mismo es importante aclarar que el presente proyecto contempla una etapa de craqueo catalítico, en donde se contempla la intervención de la espuma cerámica de NiO como catalizador para la reacción del craqueo [57], con el fin de disminuir la concentración de esta fase de alquitrán para que el gas sea admisible en las unidad del ciclo Joule-Brayton. Finalmente es importante mencionar que las cenizas se consideran inertes para todas las reacciones, por lo cual ningún compuesto reacciona con estas [58]. A continuación, en la tabla 19 se relacionan las reacciones químicas seleccionadas para el análisis cinético.

Tabla 19.*Reacciones de gasificación seleccionadas*

# R	Reacción
1	<i>Boudouard</i> $C + CO_2 \rightarrow 2CO$
2	<i>Reformado de vapor</i> $C + H_2O \rightarrow CO + H_2$
3	<i>Reacción agua – gas</i> $CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$
4	<i>Reformado de vapor de metano</i> $CH_4 + H_2O \rightarrow CO + 3H_2$
5	<i>Craqueo catalítico de benceno</i> $\frac{1}{6}C_6H_6 + 2H_2O \rightarrow CO_2 + 2.5H_2$

Nota. En esta tabla se aprecian las reacciones de gasificación seleccionadas para el análisis cinético.
Elaboración propia.

4.1.3 Modelo cinético

Los modelos cinéticos tienen una gran aplicación dentro de los procesos de la transformación de materia en productos deseados, teniendo en cuenta el tiempo de transformación de ese producto, por lo tanto estas expresiones matemáticas son de gran importancia ya que permiten reducir y optimizar recursos económicos y energéticos para predecir el comportamiento de dicho proceso químico, así mismo permite diseñar y evaluar los parámetros operacionales del proceso de transformación que en el presente proyecto se plantea para la transformación de la biomasa de estudio [59].

Mediante una revisión bibliográfica, se evidencia que el modelo cinético que será utilizado para el presente proyecto es la ley de potencias, la cual se define como la relación entre la concentración y la

rapidez de la reacción, obteniendo los datos experimentales en los cuales se evidencian la variación de las concentraciones tanto de reactivos como productos con respecto al tiempo que llevan estos en consumirse y producirse, por otro lado, en esta expresión el orden de reacción no se relaciona con los coeficientes estequiométricos debido a que estos se obtienen únicamente por un balanceo químico.

La ley de potencias es aplicada principalmente a modelos donde se requieren reacciones primarias, ya que esta expresión no tiene en cuenta reacciones secundarias o simultaneas, por lo que, solo se obtiene una velocidad de reacción cuando se realizan procesos isotérmicos [60]. Así mismo esta expresión es muy usada en la modelación de reactores, por lo que es muy conveniente para procesos de gasificación como se aplicará en el presente proyecto.

Como se mencionó anteriormente, la expresión matemática de ley de potencias es la más conveniente para este proyecto debido a las ventajas que presenta respecto a la velocidad de reacción que se desea estudiar en este proyecto; en comparación con los modelos cinéticos para la fase del carbonizado de Langmuir-Hinshelwood, el cual se enfoca en la adsorción y desorción de especies, se presenta una limitante, en los valores de energía de activación debido a que se ajustan a un rango de temperaturas entre 725-825 °C [60],[61].

Por otro lado, el modelo aleatorio de poros se aplica a las variaciones estructurales de los poros en un sólido, teniendo en cuenta que este modelo asume la partícula del sólido como la composición de un grupo de poros cilíndricos de diferentes tamaños y ubicaciones [62], así mismo presenta una limitante que corresponde a los datos experimentales tales como longitud de poro y densidad real, los cuales no se reportan con frecuencia para los productos de la pirólisis del raquis de palma debido a que es una biomasa que carece de información disponible en fuentes bibliográficas.

Con base en lo anterior, el presente proyecto implementa el modelo cinético de la ley de potencias gracias a dos factores, el primero es que obtiene resultados aproximados a los modelos cinéticos que requiere experimentación y segundo, que tiene una aplicabilidad en un amplio rango de temperaturas, así mismo que es frecuentemente utilizado en estudios donde evalúan el comportamiento cinético del proceso de gasificación, como se nombra anteriormente. A

continuación, se presenta la ecuación 3, la cual corresponda a la ley de velocidad de reacción descrita por el modelo de ley de potencias.

$$V = k[A]^a [B]^b \quad (3)$$

Donde:

k: es la constante de velocidad de la ecuación de velocidad de reacción de la ecuación de Arrhenius.

A y B: Concentración de las especies involucradas en la reacción. [mol, % molar, % másica]

a y b: son los órdenes de reacción para la concentración de cada especie.

Por la tanto, la constante de velocidad esta descrita por la ecuación matemática de Arrhenius que expresa la relación directa con la temperatura [63], es decir que la velocidad de una reacción es dependiente de la temperatura. Como se muestra en la siguiente ecuación:

$$k = A_0 \exp \left[\frac{-E_A}{RT} \right] \quad (4)$$

Descripción de cada parámetro:

A_0 = Factor de frecuencia o pre-exponencial. Unidades $[s^{-1}]$.

E_A = Energía de activación. Unidades $\left[\frac{J}{mol} \right]$.

R = Constante de los gases. Unidades. $8.3145 \left[\frac{J}{mol * K} \right]$.

T = Temperatura. Unidades [K].

Teniendo claro la expresión de ley de potencias y la influencia de la constante de velocidad dependiente de la ecuación de Arrhenius, se presentan a continuación los parámetros cinéticos de cada reacción seleccionada basándose en las fuentes consultadas y determinando si los parámetros experimentales de dichas investigaciones son consecuentes frente a las condiciones de operación que plantea el modelo cinético del presente proyecto, por lo tanto, en las siguientes secciones se exponen los modelos cinéticos para cada fase, iniciando con la fase del carbonizado, se continua con la fase gaseosa y se concluye con el modelo cinético para la fase de alquitranes.

4.1.3.a. Modelo cinético del carbonizado. En la fase del carbonizado se presentan las reacciones heterogéneas seleccionadas, que son las reacciones de Boudouard y reformado de vapor, por lo tanto, en la tabla 20 se presentan los parámetros de estas dos reacciones, haciendo énfasis en las condiciones donde dicha cinética tiene una aplicabilidad con base a las fuentes consultadas [64],[55],[65],[66],[60], debido a los rangos de temperatura que se plantean en la experimentación de dichas investigaciones.

Tabla 20.

Parámetros cinéticos de Carbonizado

Carbonizado						
Reacción	Ao	Unidades Ao	Ea	Unidades Ea	Orden de reacción	Fuente
	36.16	s ⁻¹	7.739E+10	J*Kmol ⁻¹	1	U. Kumar y M.C. Paul. [64]
Boudouard	-----	-----	200-250	kJ/mol	0.4-0.6	P. Basu. [55]
$C + CO_2 \rightarrow 2CO$	2.00E+07	m/h	360.065	kJ/mol	-----	V. Biba et al. [65]
	1.517E+04	s ⁻¹	121.62	kJ/mol	1	Y. Wang y C.M. Kinoshita. [66]
Reformado de vapor	5	m/h	121.417	kJ/mol	-----	V. Biba et al. [65]
$C + H_2O \rightarrow CO + H_2$	2.7E+4	s ⁻¹	167	kJ/mol	0.67	S. Rincón, A. Gómez y W. Klose. [60]

Nota. La tabla muestra los parámetros cinéticos para las reacciones heterogéneas de Boudouard y reformado de vapor. Tomado de: U. Kumar and M. C. Paul, “CFD modelling of biomass gasification with a volatile break-up approach,” *Chem. Eng. Sci.*, no. September, pp. 413–422, 2019, doi: 10.1016/j.ces.2018.09.038.; P. Basu, “Gasification Theory,” in *Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction*, Elsevier, 2018, pp. 211–262.; V. Biba, J. Macák, E. Klose, and J. Malecha, “Mathematical model for the gasification of coal under pressure,” *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, vol. 17, no. 5, pp. 92–98, 1978, doi: 10.1021/i260065a017.; Y. Wang and C. M. Kinoshita, “Kinetic model of biomass gasification,” *Sol. Energy*, vol. 51, no. 1, pp. 19–25, 1993, doi: 10.1016/0038-092X(93)90037-O.; S. Rincón, A. Gómez, and W. Klose, *Gasificación de biomasa residual de procesamiento agroindustrial*. kassel university press GmbH, 2011.

4.1.3.b. Modelo cinético de la fracción gaseosa. En la fase gaseosa se presentan dos reacciones homogéneas, que corresponden a la reacción agua-gas y reformado de metano por lo tanto se consolidan las condiciones experimentales de las cinéticas de reacción de las fuentes consultadas, con base en lo anterior en la tabla 21 se presentan los parámetros cinéticos de cada reacción. Las fuentes consultadas son [67],[68],[69],[70],[71].

Tabla 21.

Parámetros cinéticos fracción gaseosa

Reacción	Ao	Unidades Ao	Gas		Orden de reacción		Fuente
			Ea	Unidades de Ea	CO	H ₂ O	
	5.00E+09	$\frac{(m^3)^{0,5}}{mol^{0,5} * s}$	281.6	kJ/mol			W. Graven y F. Long. [67]
Agua-gas	7.40E+11	$\frac{(cm^3)^{0,5}}{mol^{0,5} * s}$	288.30	kJ/mol	0.5	1	F. Bustamante et al. [68]
$CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$	7.68E+13	$\frac{(cm^3)^{0,5}}{mol^{0,5} * s}$	304.6	kJ/mol			N. Ngamsidhipongsa, F. Ghoniem y A. Arpornwichanop. [69]
	2.65E-01	s^{-1}	65.70	kJ/mol	1	1	

Tabla 21. (Continuación)

				CH ₄ H ₂ O			
Reformado de vapor de metano	6.15E+03	$\frac{mol^{0,26}}{L^{0,26}S^1}$	53	kJ * kmol ⁻¹	0.54	0.20	T. Nozaki et al. [70]
$CH_4 + H_2O \rightarrow CO + 3H_2$	1.65E+11	-----	3.29E+08	J * kmol ⁻¹	1.7	-0.8	L. Gerun et al. [71]

Nota. La tabla expresa los parámetros cinéticos para las reacciones de agua-gas y reformado de vapor de metano. Tomado de: W. M. Graven and F. J. Long, “Kinetics and Mechanisms of the Two Opposing Reactions of the Equilibrium $CO + H_2O = CO_2 + H_2$,” *J. Am. Chem. Soc.*, vol. 76, no. 10, pp. 2601–2602, 1954, doi: 10.1021/JA01639A001.; F. Bustamante *et al.*, “Uncatalyzed and wall-catalyzed forward water-gas shift reaction kinetics,” *AIChE J.*, vol. 51, no. 5, pp. 1440–1454, 2005, doi: 10.1002/aic.10396.; N. Ngamsidhiphongs, A. F. Ghoniem, and A. Arpornwichanop, “Detailed kinetic mechanism of devolatilization stage and CFD modeling of downdraft gasifiers using pelletized palm oil empty fruit bunches,” *Renew. Energy*, vol. 179, pp. 2267–2276, 2021, doi: 10.1016/j.renene.2021.08.010.; T. Nozaki, H. Tsukijihara, W. Fukui, and K. Okazaki, “Kinetic analysis of the catalyst and nonthermal plasma hybrid reaction for methane steam reforming,” *Energy and Fuels*, vol. 21, no. 5, pp. 2525–2530, 2007, doi: 10.1021/ef070117+.; L. Gerun *et al.*, “Numerical investigation of the partial oxidation in a two-stage downdraft gasifier,” *Fuel*, vol. 87, no. 7, pp. 1383–1393, 2008, doi: 10.1016/j.fuel.2007.07.009.

En la tabla 21 se evidencian cuatro diferentes parámetros cinéticos correspondientes a tres fuentes bibliográficas distintas para la reacción de agua-gas, de las cuales se seleccionan de los parámetros cinéticos de la última fuente consultada [69], debido a que presenta una energía de activación menor en comparación con las otras fuentes y por otro lado, el rango de temperatura de esta cinética está acorde a las temperaturas en la zona de gasificación, es decir con temperaturas mayores a los 700°C. Con respecto a la reacción de reformado de metano, se selecciona la primera referencia debido a la consistencia en las unidades del factor pre exponencial y por otro lado la condición de la temperatura debido a que esta cinética se utiliza para temperaturas mayores a 460 °C.

4.1.3.c. Modelo cinético de la descomposición catalítica del alquitrán. En la fase de los alquitranes se presenta la reacción heterogénea que corresponde al craqueo catalítico del benceno, por lo tanto, en la tabla 22 se presentan los parámetros cinéticos de esta reacción, conforme a los datos reportados por las fuente consultadas [72],[57].

Tabla 22.*Parámetros cinéticos craqueo catalítico Alquitrán*

Alquitrán						
Reacción	Ao	Unidades Ao	Ea	Unidades de Ea	Orden de reacción C ₆ H ₆	Fuente
Craqueo catalítico de benceno	378.00	$m^3 kg_{cat}^{-1} h^{-1}$	28	kJ * kmol ⁻¹	-----	A. Simell et al. [72]
$\frac{1}{6}C_6H_6 + 2H_2O \rightarrow CO_2 + 2.5H_2$	1.18E+05	$m^3 kg_{cat}^{-1} h^{-1}$	73.38	kJ/mol	1	N. Gao et al. [57]

Nota. La tabla expresa los parámetros cinéticos para la reacción del craqueo catalítico de benceno. Tomado de: P. A. Simell, N. A. K. Hakala, and H. E. Haario, “Catalytic decomposition of gasification gas tar with benzene as the model compound,” *Fuel Energy Abstr.*, vol. 38, no. 2, p. 118, 1997, doi: 10.1016/s0140-6701(97)84319-6.; N. Gao, X. Wang, A. Li, C. Wu, and Z. Yin, “Hydrogen production from catalytic steam reforming of benzene as tar model compound of biomass gasification,” *Fuel Process. Technol.*, vol. 148, pp. 380–387, 2016, doi: 10.1016/j.fuproc.2016.03.019.

En la tabla anterior se evidencian las referencias encontradas para la reacción de craqueo catalítico de benceno, donde la más indicada, es la segunda debido a que plantea unas condiciones que simplifican el desarrollo de la cinética del craqueo catalítico del hidrocarburo y porque relaciona el orden de reacción de la misma [57].

4.1.4 Aplicación modelo cinético

Después de describir los parámetros cinéticos de cada fase involucrada en la transformación de la biomasa sólida en gas de síntesis, se presenta la tabla 23 la cual consolida la energía de activación, el factor pre exponencial y la velocidad de reacción de las cinco reacciones de estudio, involucradas en el proceso de gasificación y el proceso de craqueo catalítico de la fracción de alquitrán.

Tabla 23.*Parámetros cinéticos seleccionados*

# R	Reacción	Energía de activación (KJ/mol)	Ko (s ⁻¹)	Cinética química
1	Boudouard $C + CO_2 \rightarrow 2CO$	77.39	36.16	$r_{CO_2} = k_1[CO_2]$
2	Reformado de vapor $C + H_2O \rightarrow CO + H_2$	167	2.70E+04	$r_C = k_2[C]^{0.67}$
3	Agua-gas $CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$	65.7	2.65E-01	$r_{CO} = k_3[CO][H_2O]$
4	Reformado de vapor de metano $CH_4 + H_2O \rightarrow CO + 3H_2$	53	1.38E-04	$r_{CH_4} = k_4[CH_4]^{0.54}[H_2O]^{0.2}$
5	Craqueo catalítico Benceno $\frac{1}{6}C_6H_6 + 2H_2O \rightarrow CO_2 + 2.5H_2$	73.38	1.09E+02	$r_{C_6H_6} = k_5[C_6H_6]$

Nota. En esta tabla se aprecian los parámetros cinéticos seleccionados para cada una de las reacciones que el modelo cinético contempla analizar. Elaboración propia.

Teniendo en cuenta los parámetros cinéticos que se expusieron anteriormente para cada una de las reacciones, se exponen a continuación las reacciones seleccionadas para el análisis cinético con sus respectivos coeficientes estequiométricos masicos, calculados a partir del peso molar de cada uno de los compuestos que involucra cada reacción, dichos coeficientes se desarrollan de forma másica teniendo en cuenta las condiciones de operación del proceso, en donde se aclara que el modelo cinético del presente proyecto interviene las concentraciones de los compuestos en fracción másica y no molar. A continuación, en la tabla 24 se detallan los respectivos coeficientes estequiométricos masicos de cada reacción.

Tabla 24.

Reacciones seleccionadas con relación estequiométrica másica

# R	Reacción	Cinética química
1	Boudouard $C + \frac{11}{3}CO_2 \rightarrow \frac{14}{3}CO$	$r_{CO_2} = k_1[CO_2]$
2	Reformado de vapor $C + \frac{3}{2}H_2O \rightarrow \frac{7}{3}CO + \frac{1}{6}H_2$	$r_C = k_2[C]^{0.67}$
3	Agua-gas $CO + \frac{9}{14}H_2O \rightarrow \frac{11}{7}CO_2 + \frac{1}{14}H_2$	$r_{CO} = k_3[CO][H_2O]$
4	Reformado de vapor de metano $CH_4 + \frac{9}{8}H_2O \rightarrow \frac{7}{4}CO + \frac{3}{8}H_2$	$r_{CH_4} = k_4[CH_4]^{0.54}[H_2O]^{0.2}$
5	Craqueo catalítico Benceno $C_6H_6 + \frac{36}{13}H_2O \rightarrow \frac{44}{13}CO_2 + \frac{5}{13}H_2$	$r_{C_6H_6} = k_5[C_6H_6]$

Nota. En la tabla se aprecian los coeficientes estequiométricos de cada compuesto que interviene en las cinco reacciones seleccionadas. Elaboración propia.

Teniendo en cuenta la información anteriormente mostrada, es apropiado detallar las ecuaciones netas para cada producto de interés del sistema de reacciones del proceso de gasificación. A continuación, se presentan las ecuaciones nombradas, con su respectiva solución con el propósito de detallar la función matemática de la variación de la concentración de cada producto con respecto al tiempo.

Previo a iniciar con la metodología de cálculo del modelo cinético, es importante aclarar que el consumo de agua que se presenta por la naturaleza de las reacciones químicas que se experimentan en el interior del gasificador, va a ser realimentado por el flujo continuo de la corriente del agente gasificante que ingresa por la garganta del equipo, por lo tanto, se tiene como consideración principal en esta sección que la concentración teórica del agente gasificante permanece constante. De igual manera se detalla que las ecuaciones que describen la velocidad de reacción de cada compuesto fueron solucionadas mediante método analítico directo.

4.1.4.a. Zona de gasificación. En esta sección se presenta la aplicación del modelo cinético a las cuatro reacciones que se presentan en la zona de gasificación, definiendo inicialmente la ecuación neta de la variación de la concentración para cada compuesto y posteriormente desarrollando el cálculo matemático para determinar la función que permite graficar el comportamiento de cada sustancia. Al tener planteadas las ecuaciones de la velocidad de reacción de cada uno de los compuestos que integran el gas de síntesis formado en la gasificación de raquis de palma, se identifica que el modelo cinético puede resolverse mediante una solución analítica.

- Monóxido de carbono: A continuación, se presenta la ecuación 5, la cual describe la variación neta del monóxido de carbono, posterior a ella en la ecuación 6, se reemplaza la ley de velocidad de cada reacción.

$$r_{CO} = \frac{14}{3}r_1 + \frac{7}{3}r_2 - r_3 + \frac{7}{4}r_4 \quad (5)$$

$$\frac{dC_{CO}}{dt} = \left(\frac{14}{3}\right)k_1[CO_2] + \left(\frac{7}{3}\right)k_2[C]^{0.67} - k_3[CO][H_2O] + \left(\frac{7}{4}\right)k_4[CH_4]^{0.54}[H_2O]^{0.2} \quad (6)$$

Por lo tanto, se plantea la integral para el parámetro de la concentración de cada una de las velocidades de reacción, exceptuando la reacción 3, porque esta será integrada cuando las otras velocidades ya hayan sido integradas. A continuación, se presentan las ecuaciones resultantes con su respectiva solución.

$$\int_{[CO_2]_0}^{[CO_2]_t} \frac{dC_{CO_2}}{dt} = [CO_2]_0(e^{-k_1t}) \quad (7)$$

$$\int_{[C]_0}^{[C]_t} \frac{dC_C}{dt} = [0.33k_2t + [C]_0^{-0.33}] \left(\frac{1}{-0.33}\right) \quad (8)$$

$$[H_2O]^{0.2} \int_{[CH_4]_0}^{[CH_4]_t} \frac{dC_{CH_4}}{dt} = [-0.46k_4t[H_2O]^{0.2} + [CH_4]_0^{0.54}] \left(\frac{1}{0.46}\right) \quad (9)$$

Con base a lo anterior, se definen a continuación las ecuaciones que definen cada una de las velocidades de reacción, las cuales están definidas por la aplicación de la ley de velocidad.

$$r_1(t) = -k_1[[CO_2]_0(e^{-k_1 t})] \quad (10)$$

$$r_2(t) = -k_1 \left[[0.33k_2 t + [C]_0^{-0.33}] \left(\frac{1}{-0.33} \right) \right]^{0.67} \quad (11)$$

$$r_4(t) = -k_4 \left[[-0.46k_4 t [H_2O]^{0.2} + [CH_4]_0^{0.54}] \left(\frac{1}{0.46} \right) \right]^{0.54} [H_2O]^{0.2} \quad (12)$$

Por consiguiente, se relacionan las ecuaciones 10, 11 y 12 con la ecuación 5, consolidando la función que define el comportamiento del monóxido de carbono.

$$A = \frac{14}{3}r_1 + \frac{7}{3}r_2 + \frac{7}{4}r_4 \quad (13)$$

$$\int_{[CO]_0}^{[CO]_t} \frac{dC_{CO}}{dt} = \left[\left(\frac{A}{k_3[H_2O]} \right) + \left([CO]_0 - \left(\frac{A}{k_3[H_2O]} \right) \right) e^{(-k_3[H_2O]t)} \right] \quad (14)$$

Finalmente, la ecuación 14, describe el comportamiento de la variación de la concentración del monóxido de carbono en función del avance del tiempo de reacción.

• Dióxido de carbono: A continuación, se presenta la ecuación 15, la cual describe la variación neta del dióxido de carbono, posterior a ella en la ecuación 16, se reemplaza la ley de velocidad de cada reacción.

$$r_{CO_2} = -\frac{11}{3}r_1 + \frac{11}{7}r_3 \quad (15)$$

$$\frac{dC_{CO_2}}{dt} = -\left(\frac{11}{3} \right) k_1 [CO_2] + \left(\frac{11}{7} \right) k_3 [CO][H_2O] \quad (16)$$

Siguiendo la misma metodología de cálculo que se describió para el comportamiento del monóxido de carbono, se plantea inicialmente la integral de la variación de la concentración de cada componente, por lo tanto, se identifica que únicamente es necesario realizar la integral para la variación del monóxido de carbono, como se describe a continuación.

$$\int_{[CO_2]_0}^{[CO_2]_t} \frac{dC_{CO_2}}{dt} = [CO_2]_0 (e^{-k_3[H_2O]t}) \quad (17)$$

De igual manera se aplica la ley de velocidad de la reacción 3, a la solución de la integral descrita por la ecuación 18.

$$r_3(t) = -k_3 [CO_2]_0 (e^{-k_3[H_2O]t}) [H_2O] \quad (18)$$

Por lo tanto, se plantea la función matemática que permite calcular la concentración del dióxido de carbono en función del tiempo de reacción.

$$A = \frac{11}{7} r_3 \quad (19)$$

$$B = \frac{11}{3} k_1 \quad (20)$$

$$\int_{[CO_2]_0}^{[CO_2]_t} \frac{dC_{CO_2}}{dt} = \left[\left([CO_2]_0 + \left(\frac{A}{B} \right) e^{(-Bt)} \right) - \left(\frac{A}{B} \right) \right] \quad (21)$$

Finalmente, la ecuación 21, describe el comportamiento de la variación de la concentración del dióxido de carbono en función del avance del tiempo de reacción.

• Hidrógeno: A continuación, se presenta la ecuación 22, la cual describe la variación neta del hidrógeno, posterior a ella en la ecuación 23, se reemplaza la ley de velocidad de cada reacción.

$$r_{H_2} = \frac{1}{6} r_2 + \frac{1}{14} r_3 + \frac{3}{8} r_4 \quad (22)$$

$$\frac{dC_{H_2}}{dt} = \left(\frac{1}{6} \right) k_2 [C]^{0.67} + \left(\frac{1}{14} \right) k_3 [CO][H_2O] + \left(\frac{3}{8} \right) k_4 [CH_4]^{0.54} [H_2O]^{0.2} \quad (23)$$

Siguiendo la misma metodología de cálculo que se describió previamente, se identifican las velocidades de reacción del carbono, monóxido de carbono y metano descritas por las ecuaciones 11,18 y 12 respectivamente; por lo tanto, se plantea directamente la función matemática que describe el comportamiento de la variación de la concentración del hidrogeno en función del tiempo de reacción.

$$A = \frac{1}{6}r_1 + \frac{1}{14}r_2 + \frac{3}{8}r_4 \quad (24)$$

$$\int_{[H_2]_0}^{[H_2]_t} \frac{dC_{H_2}}{dt} = [At + [H_2]_0] \quad (25)$$

Finalmente, la ecuación 26, describe el comportamiento de la variación de la concentración del hidrogeno en función del avance del tiempo de reacción.

4.1.4.b. Zona de craqueo catalítico. En esta sección se presenta la aplicación del modelo cinético a la reacción número cinco, la cual corresponde a la reacción de craqueo catalítico de la fracción de alquitrán, la cual está compuesta únicamente por benceno. Por lo tanto, se desarrolla la metodología de cálculo para cada uno de los compuestos que intervienen en esta fase del proceso, los cuales son dióxido de carbono e hidrógeno.

- Dióxido de carbono: A continuación, se presenta la ecuación 26, la cual describe la variación neta del dióxido de carbono en la etapa de craqueo catalítico, posterior a ella en la ecuación 27, se reemplaza la ley de velocidad de la reacción número 5.

$$r_{CO_2} = \frac{44}{13}r_5 \quad (26)$$

$$\frac{dC_{CO_2}}{dt} = \left(\frac{44}{13}\right)k_5[C_6H_6] \quad (27)$$

Por lo tanto, se plantea la integral para el parámetro de la concentración de la velocidad de reacción. A continuación, se presenta la ecuación resultante con su respectiva solución.

$$\int_{[C_6H_6]_0}^{[C_6H_6]_t} \frac{dC_{C_6H_6}}{dt} = [C_6H_6]_0(e^{-k_5t}) \quad (28)$$

De igual manera se aplica la ley de velocidad de la reacción 5, a la solución de la integral descrita por la ecuación 29.

$$r_5(t) = -k_5[[C_6H_6]_0(e^{-k_5t})] \quad (29)$$

Por consiguiente, se plantea directamente la función matemática que describe el comportamiento de la variación de la concentración del dióxido de carbono en función del tiempo de reacción en la zona de craqueo catalítico.

$$\int_{[CO_2]_0}^{[CO_2]_t} \frac{dC_{CO_2}}{dt} = \left(\frac{44}{13}\right) k_5[[C_6H_6]_0(e^{-k_5t})]t + [CO_2]_t \quad (30)$$

Finalmente, la ecuación 30, describe la variación de la concentración del dióxido de carbono en el craqueo catalítico, cabe aclarar que la concentración inicial en esta etapa del proceso es la concentración del compuesto al final del tiempo de reacción del gasificador.

- Hidrógeno: A continuación, se presenta la ecuación 31, la cual describe la variación neta del hidrogeno en la etapa de craqueo catalítico, posterior a ella en la ecuación 32, se reemplaza la ley de velocidad de la reacción número 5.

$$r_{H_2} = \frac{5}{13} r_5 \quad (31)$$

$$\frac{dC_{H_2}}{dt} = \left(\frac{5}{13}\right) k_5[C_6H_6] \quad (32)$$

Se identifica que este compuesto esta descrito igualmente por la ley de velocidad del benceno, la cual esta descrita por la ecuación número 30. Por consiguiente, se plantea directamente la función matemática que describe el comportamiento de la variación de la concentración del hidrógeno en función del tiempo de reacción en la zona de craqueo catalítico.

$$\int_{[CO_2]_0}^{[CO_2]_t} \frac{dC_{CO_2}}{dt} = \left(\frac{5}{13}\right) k_5[[C_6H_6]_0(e^{-k_5t})]t + [H_2]_t \quad (33)$$

Finalmente, la ecuación 33, describe la variación de la concentración del hidrógeno en el craqueo catalítico, cabe aclarar que la concentración inicial en esta etapa del proceso es la concentración del hidrógeno al final del tiempo de reacción del gasificador.

4.1.5 Definición de condiciones de operación

Para la transformación del raquis de palma en gas de síntesis generado por el proceso de gasificación, además de seleccionar las reacciones involucradas en dicho proceso, las velocidades de reacción y parámetros cinéticos pertenecientes al sistema, es importante tener en cuenta que se realizan las siguientes consideraciones para llevar a cabo el proceso planteado:

- El modelamiento del proceso se realiza contemplando un reactor de lecho fijo unidimensional de flujo paralelo.
- Proceso isotérmico. Esta suposición principalmente se plantea debido a que las reacciones de gasificación se presentan en la zona de reducción del gasificador, el cual puede considerarse como una zona de temperatura constante [73].
- Proceso isobárico. La presión de operación del proceso es igual a la presión atmosférica dado a que a estas condiciones los reactores de lecho fijo operan de manera adecuada y se espera buenos rendimientos de hidrogeno [74], monóxido de carbono y dióxido de carbono[14]. Por otro lado, existen investigaciones que han comprobado que el proceso de gasificación de biomasa se desarrolla de manera lenta cuando la presión de operación es superior a la presión atmosférica determinando una menor conversión del carbonizado y la concentración de los alquitranes disminuye [75].
- Para la etapa de gasificación de la presente investigación se selecciona un proceso por lotes debido a la gran flexibilidad que presenta en los procesos reactivos, lo que conlleva a una aplicación bastante amplia en la industria química. Este proceso se caracteriza principalmente por operar diferentes tipos y cantidades de productos en un mismo equipo; y así mismo tiene una naturaleza dinámica, lo que permite en primera instancia la variación de operación dependiente

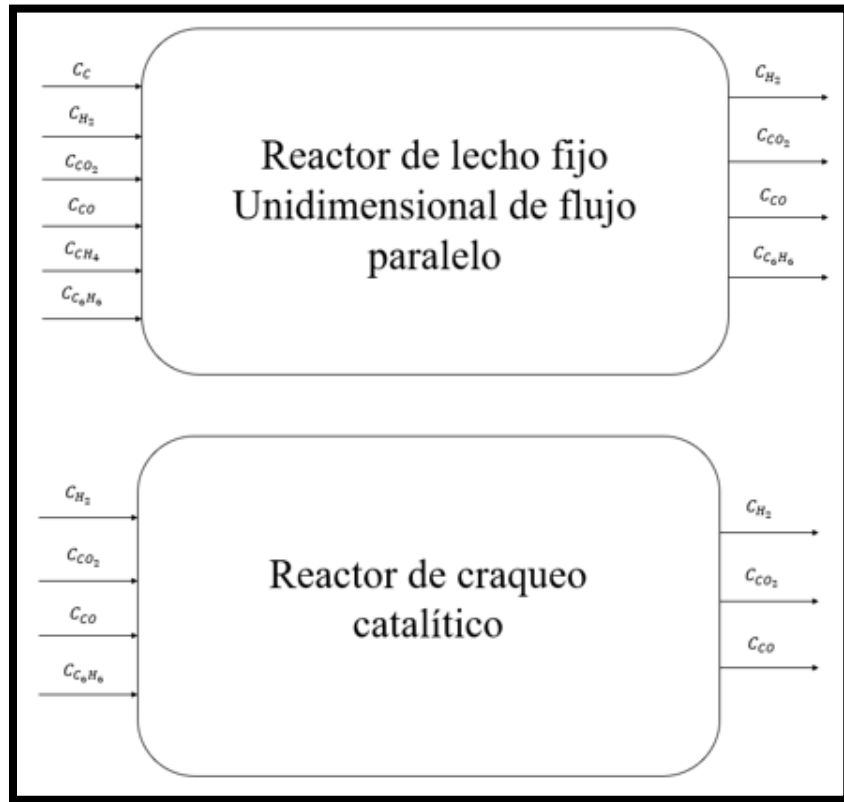
del tiempo y en segunda instancia permite acciones correctivas que reduzcan los efectos negativos de las perturbaciones a las que se encuentran sometidos durante el proceso [76]. Por lo anterior, el modelo cinético considera la variación de la concentración de los compuestos en función del tiempo.

- El proceso de gasificación de raquis de palma se expresa en unidades másicas y se asigna una base de cálculo de 100 kg de biomasa.
- Para la concentración del agente gasificante se considera un valor de 0,3 de vapor de agua, debido a que las altas concentraciones de este agente gasificante perjudican la cinética de reacción ya que el consumo de los reactivos se desarrolla de forma más lenta [60].
- El modelo cinético del presente proyecto contempla un tiempo de residencia en la gasificación de 100 minutos, debido a que es el tiempo requerido para que la fracción sólida del carbonizado se consuma completamente, y es conforme al tiempo que expresa la fuente consultada [60], para la gasificación de biomasa con vapor de agua. Así mismo el tiempo de reacción contemplado en el proceso de craqueo catalítico, es de 10 min, debido a que es el tiempo que resalta la fuente bibliográfica consultada [77], y es conforme al tiempo requerido para que se consuma por completo la fracción de alquitrán, la cual está compuesta únicamente por benceno.
- La temperatura de operación en el proceso de craqueo catalítico va a ser modelada como la misma temperatura a la cual fue realizada la gasificación, por lo tanto, se establece que las composiciones másicas iniciales del proceso de craqueo catalítico serán las composiciones obtenidas de la gasificación a la misma temperatura de análisis.
- Los volúmenes de control del modelo cinético se presentan en la figura 25, donde se tienen en cuenta las corrientes de entrada al sistema, que para el proceso de gasificación son las concentraciones iniciales obtenidas del proceso de pirólisis y en unidades másicas, así mismo se consideran las corrientes de salida, las cuales son la concentración de los productos obtenidos del proceso de gasificación (H_2 , CO , CO_2) y también la fracción de alquitrán. Para el craqueo

catalítico, ingresan las composiciones másicas obtenidas del proceso de la gasificación y como corriente de salida, la composición de los componentes del gas de síntesis.

Figura 25.

Volúmenes de control modelo cinético



Nota. En la figura se aprecian los volúmenes de control del proceso de gasificación y craqueo catalítico. Elaboración propia.

4.2 Resultados análisis cinético

Conforme a la metodología de cálculo descrita en la sección 4.1.4, se presentan los resultados del modelo cinético del presente proyecto. Por lo tanto, esta sección se organiza de la siguiente manera; Primero se aprecia la variación de la composición de cada uno de los compuestos del gas de síntesis en función al tiempo de reacción y a tres distintas temperaturas de operación en el proceso de gasificación. Segundo se presentan los resultados consolidados de la composición del gas de síntesis en función a los mismos parámetros descritos anteriormente. Como tercera parte de los resultados del análisis cinético, se encuentra la variación de la composición de los

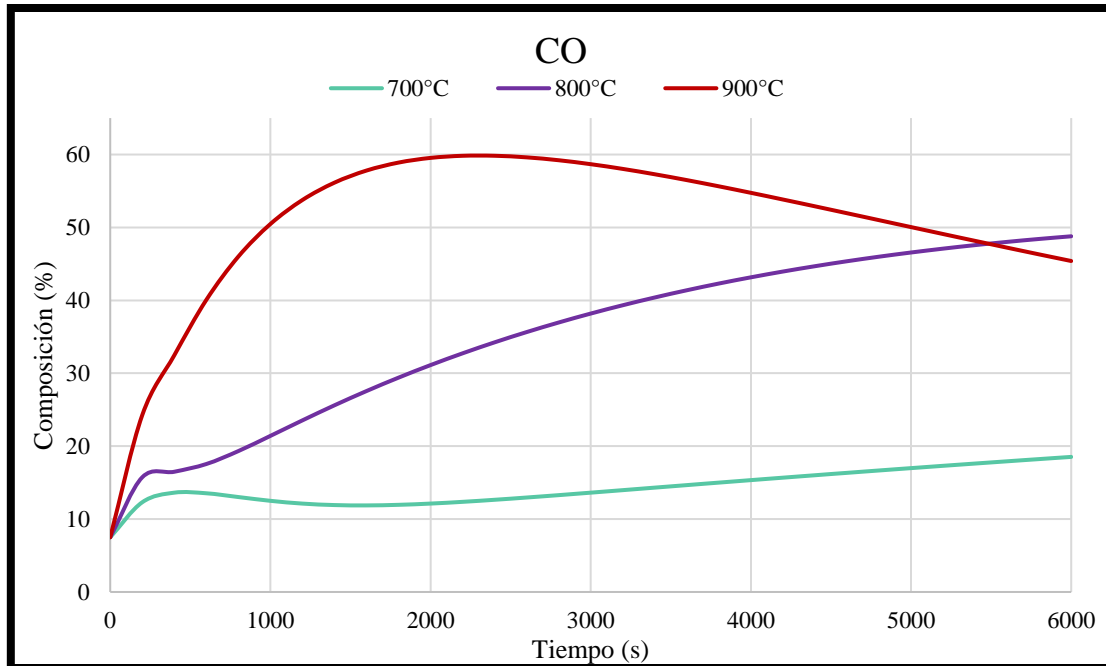
productos desarrollados en el proceso de craqueo catalítico del benceno, teniendo en cuenta los mismos parámetros. Finalmente se contempla la consolidación de la composición final del gas de síntesis.

En primera instancia, se plantea el modelo cinético por el método analítico para el CO, este actúa como producto en la reacción de Bourdouard, Reformado de vapor, y reformado de metano sin embargo en la reacción de agua-gas actúa como reactivo. Para las reacciones en las cuales se produce el CO, se plantea las ecuaciones estequiométricas de las concentraciones obtenidas a partir de la pirólisis y estas varían en función del tiempo el cual se determinó a 6000 segundos y temperaturas de 700 °C, 800°C y 900°C.

En la figura 26 se observa que a medida que transcurre el tiempo de reacción, el CO se produce más rápido a temperaturas altas, en este caso 900 °C, en comparación con la temperatura de 700 °C que la composición es casi invariable, lo que indica que a esa temperatura aún se presenta una cantidad importante de CO sin producirse debido a que la velocidad de reacción a esta temperatura es lenta y requiere más tiempo para reaccionar completamente. Por otro lado, a una temperatura de 800°C se observa que el CO logra la mayor composición final en el sistema, debido a que a temperaturas superiores el consumo de este compuesto es influenciado por la reacción agua gas.

Figura 26.

Influencia de la temperatura en la concentración de CO



Nota. En la figura se presenta la gráfica de la variación de la composición del CO a lo largo del tiempo de reacción en la gasificación a 3 diferentes temperaturas, elaborado en Microsoft Excel aplicando la ecuación número 14.

Seguido a esto, se plantea el modelo cinético para el CO_2 , por lo cual en la figura 27 se presenta la variación de la composición de CO_2 y la influencia de la temperatura a media que transcurre el tiempo de reacción, teniendo en cuenta que el CO_2 se presenta como reactivo en la ecuación de Boudouard pero se consume lentamente y aunque presente desventajas con respecto a las otras reacciones es importante aclarar que esta permite un análisis completo de la variación de CO_2 , mientras que en la reacción de agua-gas se produce totalmente.

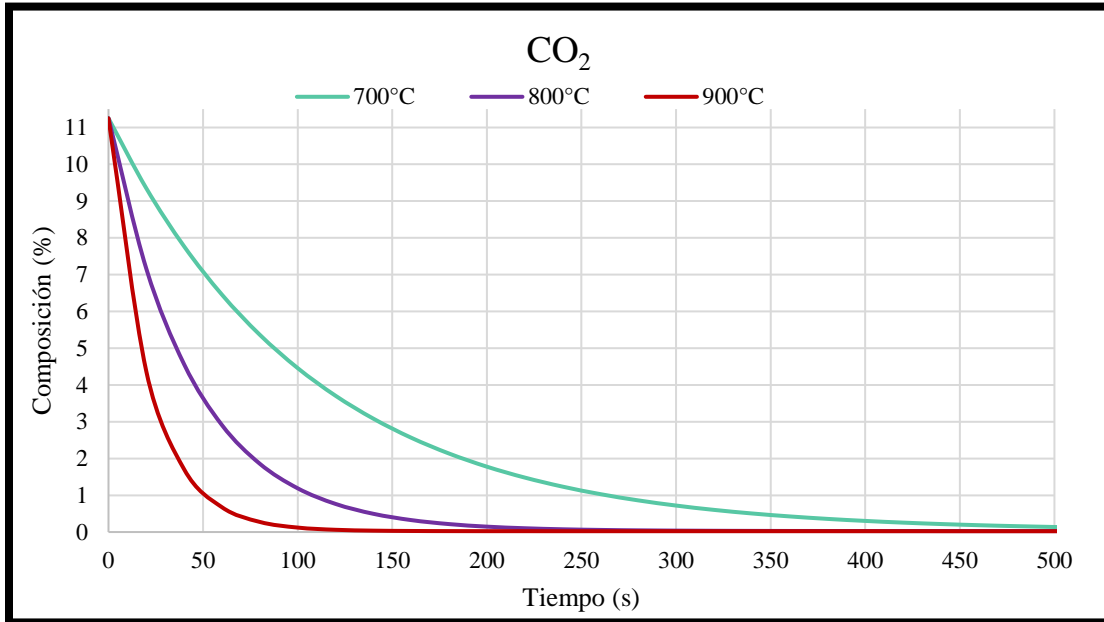
Por lo anterior se puede considerar que para apreciar de manera clara la variación en la concentración de este compuesto se propuso la gráfica a 500 segundos de reacción, debido a que después de este tiempo las variaciones en la concentración son mínimas, por lo tanto, la concentración se asume constante.

Por lo tanto, el CO_2 que se produce en la reacción de agua gas no tiene una concentración lo suficientemente alta debido a que la reacción de Bourdouard prácticamente está consumiendo

todo el compuesto para enriquecer la composición del monóxido de carbono, lo que indica que la composición final del CO₂ en el sistema es prácticamente despreciable.

Figura 27.

Influencia de la temperatura en la concentración de CO₂

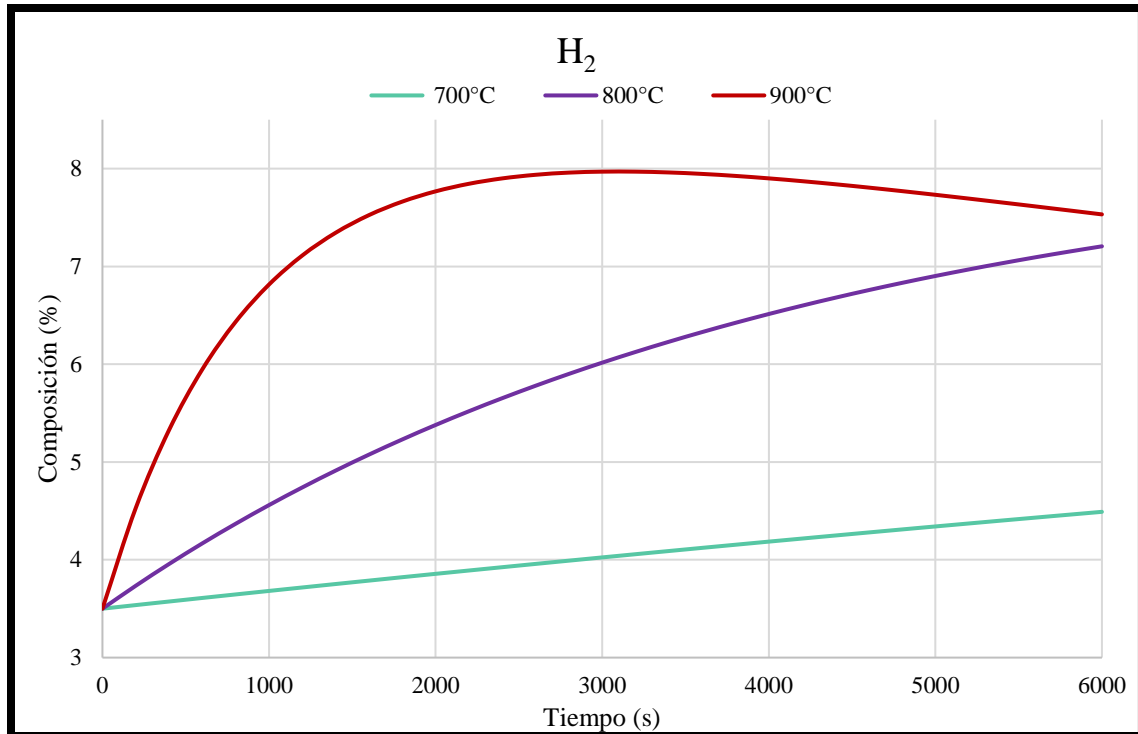


Nota. En la figura se presenta la gráfica de la variación de la composición del CO₂ a lo largo del tiempo de reacción en la gasificación a 3 diferentes temperaturas, elaborado en Microsoft Excel aplicando la ecuación número 21.

Por último, se plantea el modelo cinético para el H₂, por lo cual en la figura 28 se presenta el cambio de la composición con respecto al tiempo mediante la variación de la ecuación diferencial planteada para este modelo cinético debido a que las velocidades de reacción de las reacciones en las cuales se produce el H₂ no están en función de este. También se observa que a la temperatura de 800 °C la composición final del H₂ no tiene una variación considerable con respecto a la composición final obtenida a una temperatura de 900°C, por lo que no se requiere un aumento de temperatura ya que se incrementarían los gastos energéticos para obtener casi la misma composición obtenida a una temperatura menor.

Figura 28.

Influencia de la temperatura en la concentración de H₂

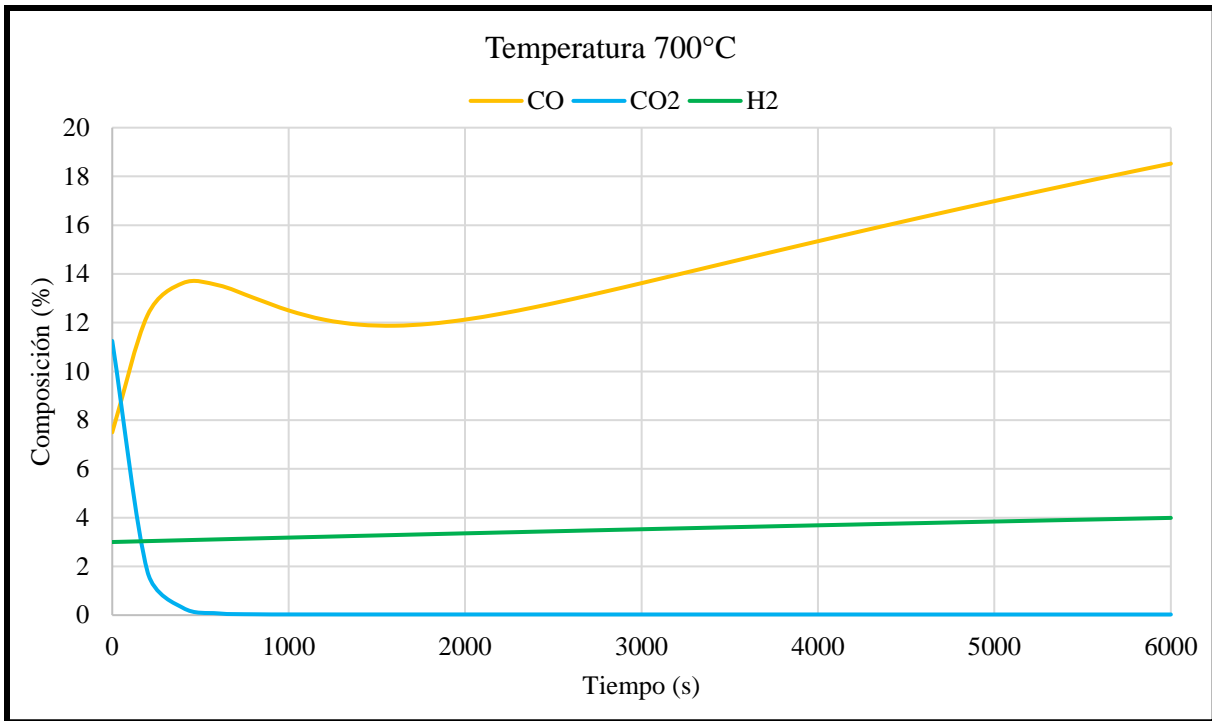


Nota. En la figura se presenta la gráfica de la variación de la composición del H₂ a lo largo del tiempo de reacción en la gasificación a 3 diferentes temperaturas, elaborado en Microsoft Excel aplicando la ecuación número 25.

A partir de los anteriores resultados se plantea la variación de los tres compuestos del gas de síntesis a una sola temperatura. La figura 29 indica que, a una temperatura de 700°C, la composición del CO se presenta en mayor proporción que CO₂ e H₂ sin embargo no alcanza una composición considerable que beneficie al proceso, como se obtiene a temperaturas de 800°C y 900°C.

Figura 29.

Variación de la composición del gas de síntesis a 700 °C

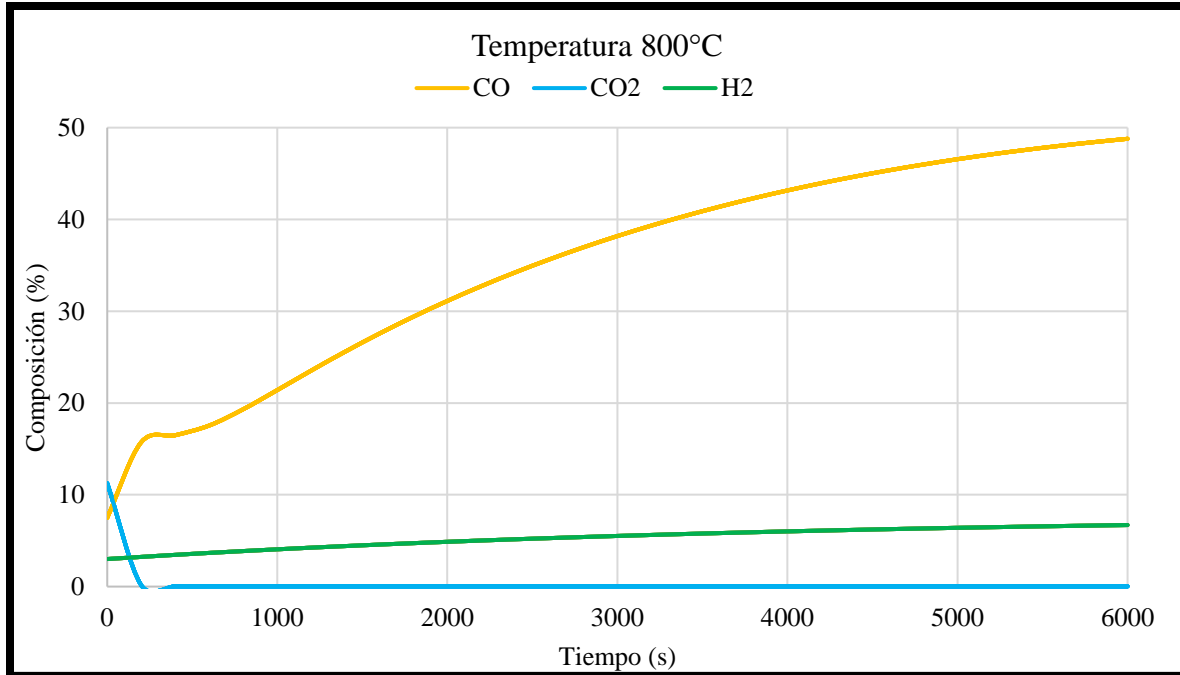


Nota. En esta figura se observa la variación de la composición del CO,CO₂ e H₂ a una temperatura de 700°C. Elaboración propia, elaborado en Microsoft Excel.

Por otro lado, se evalúa el comportamiento del gas de síntesis a una temperatura de 800°C por lo cual la figura 30 muestra que CO tiene una velocidad de reacción mayor en comparación con las otras temperaturas evaluadas, logrando una mayor composición en menor tiempo, de igual manera el CO₂ e H₂, aunque no llegan a tener una composición alta en el proceso, esta temperatura permite una conversión favorable de los tres productos en el sistema.

Figura 30.

Variación de la composición del gas de síntesis a 800 °C

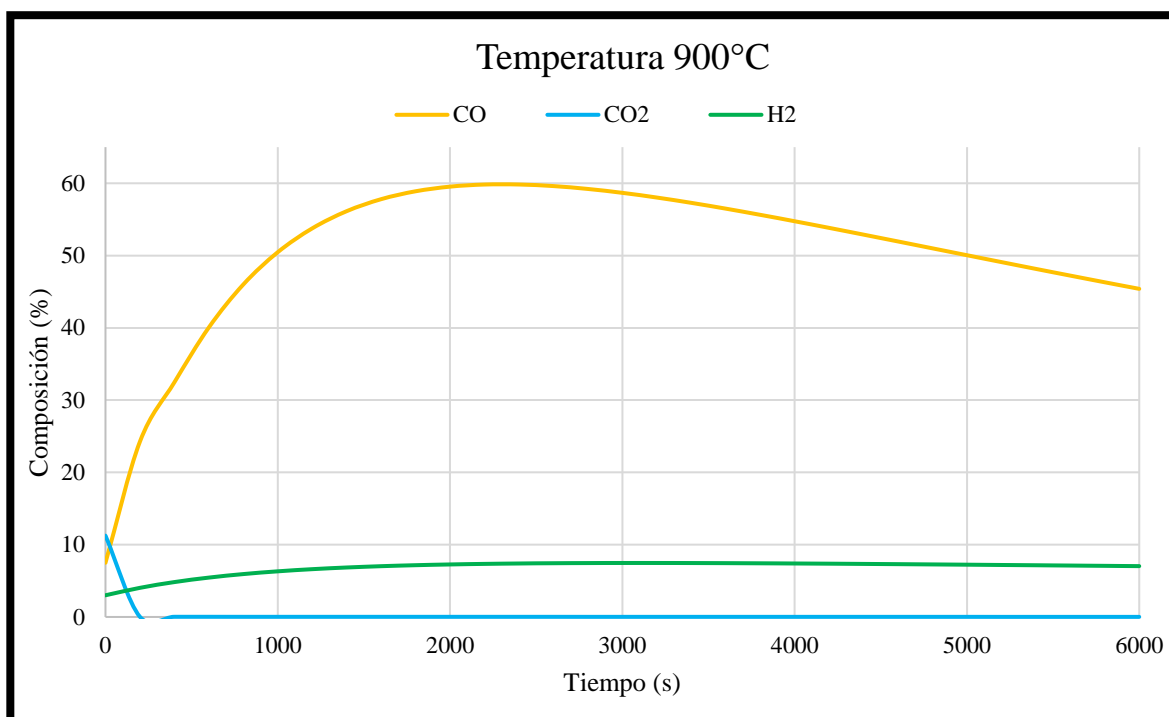


Nota. En esta figura se observa la variación de la composición del CO, CO₂ e H₂ a una temperatura de 800°C, elaborado en Microsoft Excel.

De igual forma, se propone la temperatura de 900°C, por lo tanto, en la figura 31 se evidencia que el CO aumenta su composición sin embargo no es tan considerable con respecto a la composición que se obtiene con la temperatura de 800°C, y como se observa en las figuras 26, 27 y 28, el CO siempre va a presentarse en mayor proporción que CO₂ e H₂ variando la temperatura, por otro lado, las composiciones de CO₂ e H₂ son prácticamente iguales que las de la temperatura de 800°C.

Figura 31.

Variación de la composición del gas de síntesis a 900 °C



Nota. En esta figura se observa la variación de la composición del CO, CO₂ e H₂ a una temperatura de 900°C, elaborado en Microsoft Excel.

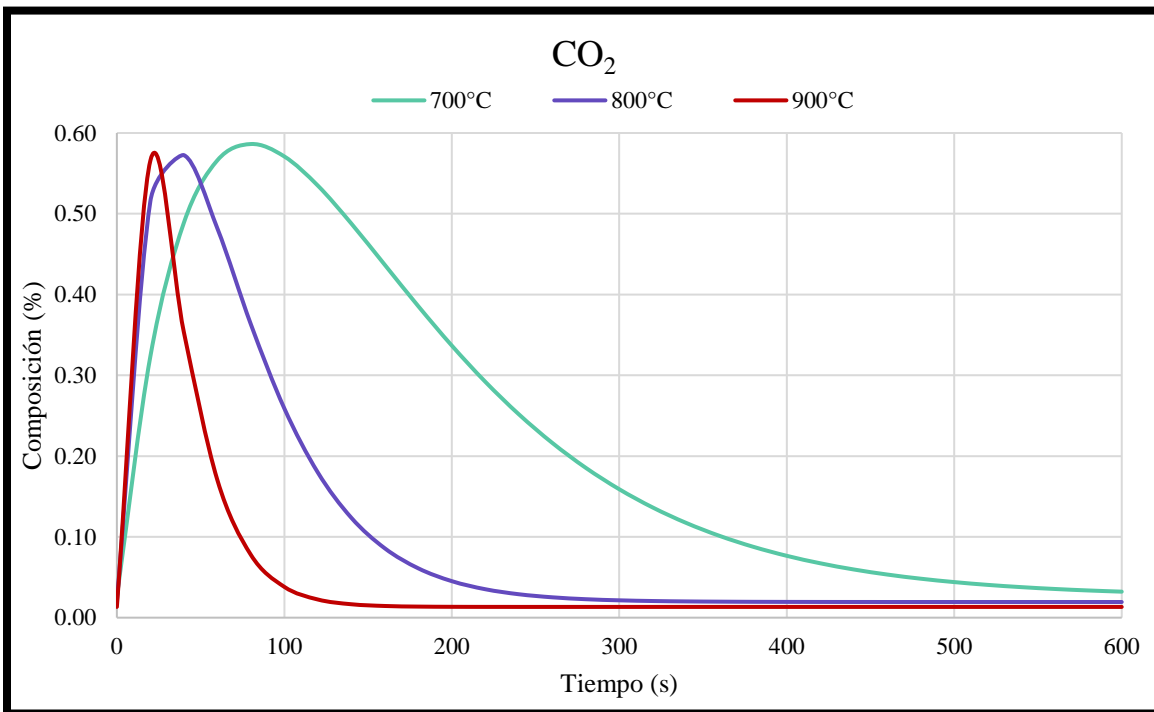
En última instancia, para determinar la variación del gas de síntesis y su influencia con respecto a las tres temperaturas seleccionadas, se analiza la reacción de craqueo catalítico en la cual se presenta como reactivo limitante el C₆H₆ y produce CO₂ e H₂. De igual manera, dicha reacción es importante para el proceso ya que permite la reducción de la fase de alquitrán.

A continuación, la figura 32 presenta el comportamiento de CO₂ a las tres temperaturas seleccionadas, y se observa que a 700 °C alcanza una mayor composición que a las otras temperaturas evaluadas, de igual manera se aprecia que el CO₂ alcanza una concentración máxima en un tiempo promedio de 1 minuto y esto puede presentarse debido a las condiciones de operación en este equipo ya que se cuenta con la presencia de un catalizador, sin embargo se evidencia que a una temperatura de operación de 900°C la concentración de este compuesto presenta una variación mínima a partir de un tiempo promedio de 150 segundos. Por otro lado, a

las otras dos temperaturas evaluadas se presenta una variación mínima en la concentración de este compuesto en tiempos de reacción posteriores.

Figura 32.

Influencia de la temperatura en la concentración de CO₂ en el craqueo catalítico

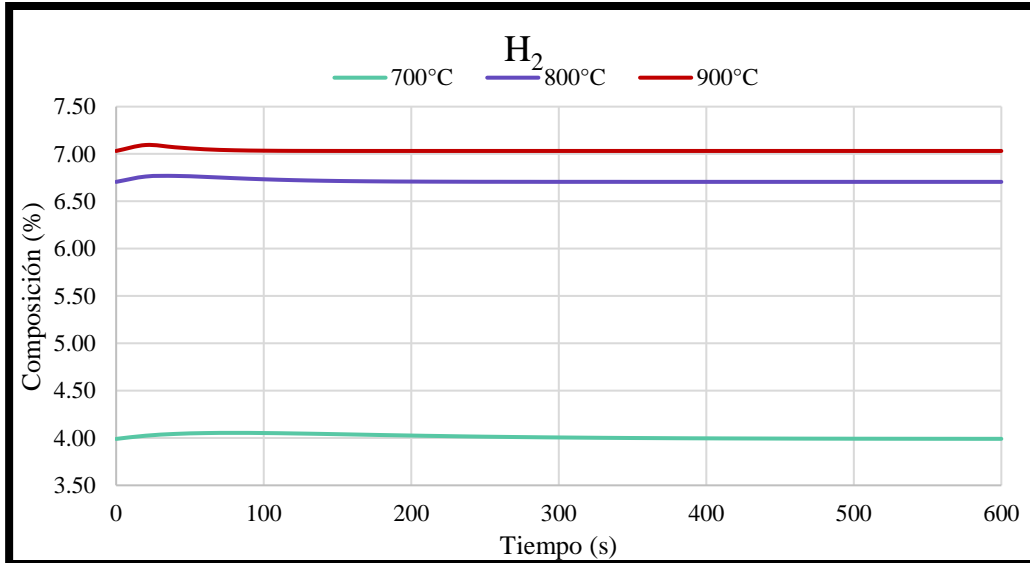


Nota. En la figura se presenta la variación de la composición del CO₂ en el craqueo catalítico a las temperaturas de 700°C, 800°C y 900°C, elaborado en Microsoft Excel aplicando la ecuación número 30.

Así mismo, se presenta la figura 33, en la cual se evidencia el comportamiento de la composición del H₂ a las tres temperaturas evaluadas para todo el modelo cinético, y se observa que a 700°C el H₂ logra una composición bastante baja lo que indica que no favorece al gas de síntesis, mientras que a temperaturas de 800°C y 900°C alcanza una composición importante aunque el requerimiento energético sea más alto, cabe aclarar que independientemente de la temperatura evaluada, las concentraciones tienen una variación mínima a medida que transcurre el tiempo de reacción.

Figura 33.

Influencia de la temperatura en la concentración de H₂ en el craqueo catalítico



Nota. En la figura se presenta la variación de la composición del H₂ en el craqueo catalítico a las temperaturas de 700°C, 800°C y 900°C, elaborado en Microsoft Excel aplicando la ecuación número 33.

Teniendo en cuenta el análisis del modelo cinético para cada compuesto, y la variación de la concentración a lo largo del tiempo de reacción, se concluye que la temperatura más adecuada para el proceso es la de 800°C debido a que las composiciones que se obtienen a esta temperatura son las más altas en el sistema. Por lo anterior, se presentan en la tabla 25 las composiciones finales de los compuestos del gas de síntesis, las cuales son las condiciones iniciales para el análisis termodinámico de los ciclos de generación de potencia.

Tabla 25.

Composición final del gas de síntesis

Temperatura de operación (°C)	Composición (% peso)		
	CO	CO ₂	H ₂
800°C	48.790	0.019	6.710

Nota. En la tabla se presenta las composiciones finales de cada compuesto del gas de síntesis.

Con base a las composiciones finales del gas de síntesis, presentadas en la tabla anterior, se pueden presentar los resultados de la eficiencia del gasificador y el poder calorífico del gas de

síntesis, los cuales son parámetros importantes para ser tenidos en cuenta en el análisis comparativo, el cual se encuentra en la sección 4.5 más adelante.

El poder calorífico del gas de síntesis es calculado a partir de la ecuación número 2, la cual se encuentra en la sección 1.2.4, en donde se obtiene un valor de 12,98 MJ/kg, el cual es un valor razonable debido a que este factor está altamente ligado al tipo de agente gasificante utilizado en el proceso de gasificación, el cual para el presente proyecto fue vapor de agua, más adelante en la sección del análisis comparativo, se valida este resultado con fuentes bibliográficas.

Por otro lado, y conforme al valor anteriormente presentado del LHV del gas de síntesis, se puede consolidar la eficiencia del gasificador, conforme a la ecuación número 1, encontrada en la misma sección del ecuación número 2, donde también se debe tener en cuenta el valor promedio de LHV del raquis de palma, el cual se relaciona en la tabla 8, del segundo capítulo, donde se aprecian los resultados de la caracterización fisicoquímica del raquis de palma.

Por lo tanto, conforme a los valores detallados anteriormente, la eficiencia del gasificador, teniendo en cuenta las condiciones de operación consideradas, tales como, tipo de agente gasificante, temperatura de operación, tipo de reactor gasificador analizado, tipo de biomasa utilizada y demás parámetros tenidos en cuenta en el desarrollo del modelo cinético, presenta un resultado del 85.51%, el cual va a ser igualmente comparado que el LHV del gas de síntesis, en el análisis comparativo desarrollado en secciones posteriores.

Finalmente se puede analizar que la conversión energética de la biomasa en gas de síntesis mediante las condiciones de operación consideradas en el presente proyecto logra una alta eficiencia, lo que indica que el raquis de palma responde a su potencial energético para ser implementado en procesos termoquímicos como la gasificación. De igual manera, el poder calorífico del gas de síntesis tiene una alta influencia sobre su implementación en procesos posteriores, como el que se propone en este proyecto, ya que proporciona mejoras en el rendimiento de los sistemas como el ciclo de gas, en donde si se implementan combustibles que tienen un importante LHV, como el determinado en el proyecto actual, puede generar una utilidad objetivo sin tener que incurrir en un mayor requerimiento energético para lograrlo.

4.3 Análisis termodinámico

La segunda sección de este cuarto capítulo aborda todo el análisis termodinámico que se realiza a los ciclos de generación de potencia, los cuales son el ciclo de gas Joule-Brayton y el ciclo ORC. Cada uno de estos ciclos tiene un análisis diferente debido a las condiciones de operación que propone cada esquema tecnológico, pero más aun por las sustancias de trabajo con la que funcionan cada uno de ellos. El análisis termodinámico del presente proyecto utilizó la herramienta computacional Coolprop, la cual es un complemento del programa ofimático Excel, esta herramienta cuenta con una base datos de 100 sustancias puras, en donde se encuentran cada uno de los fluidos de trabajo que van a ser analizadas para cada ciclo. A continuación, en la primera parte de esta sección se realiza una explicación más detallada de la interfaz de esta herramienta.

Por otro lado, es importante abordar una serie de consideraciones que serán tenidas en cuenta para el presente análisis termodinámico, la primera es que todos los procesos de transferencia de calor se asumen como procesos isobáricos, así mismo la pérdida de presión por fricción en tuberías, caldera recuperadora, intercambiador de calor cerrado y condensador serán despreciables para el presente análisis.

4.3.1 Herramienta computacional Coolprop

Como se nombra anteriormente Coolprop es una base de datos de código abierto de propiedades termodinámicas para diferentes fluidos, es compatible con diferentes sistemas operativos y para fines de este análisis se utilizó como una extensión de Microsoft Excel. El algoritmo de esta librería se basa principalmente en la ecuación de Gibbs–Helmholtz, utilizada para calcular los cambios de energía en un sistema en función de la temperatura. De esta ecuación de estado se pueden obtener todas las propiedades termodinámicas de interés derivando parcialmente la energía de Helmholtz [78]. Cabe aclarar que existe una formula general para calcular las propiedades termodinámicas, la cual se aprecia en la figura 34.

Figura 34.

Formula general de cálculo propiedades Coolprop

=PropsSI("Propiedad que voy a calcular", Abreviatura propiedad 1 que conozco", valor de la propiedad 1,"Abreviatura propiedad 2 que conozco", valor de la propiedad 2,"Sustancia de trabajo")

Nota. En esta imagen se aprecia la formula general con la que se calculan las propiedades termodinámicas para las sustancias que se están analizando. Elaboración propia.

A continuación, en la tabla 26, se muestran las propiedades que calcula la herramienta computacional y su respectiva formula, en donde se deben tener en cuenta, las unidades que se establecen para poder calcular de forma correcta cada una de las propiedades deseadas. Es importante aclarar que cada propiedad puede ser calculada con base a los valores de mínimo otras dos propiedades, como se detalla en la fórmula de cada propiedad; por ejemplo, para calcular la Presión, debo conocer al menos otras dos propiedades que pueden ser la temperatura y la entalpia.

Tabla 26. Propiedades y fórmula de cálculo propiedades termodinámicas Coolprop

Propiedades y fórmula de cálculo propiedades termodinámicas Coolprop

Propiedad	Símbolo	Unidades	Formula Coolprop
Presión	P	Kpa	=PropsSI("P","T",Valor,"H", Valor,"Sustancia")/1000
Temperatura	T	K	=PropsSI("T","P", Valor,"H", Valor,"Sustancia")
Entalpia	H	KJ/Kg	=PropsSI("H","T",Valor,"P", Valor,"Sustancia")/1000
Entropía	S	KJ/Kg*K	=PropsSI("S","T", Valor,"P", Valor,"Sustancia")/1000
Densidad	D	Kg/m ³	=PropsSI("D","T", Valor,"P", Valor,"Sustancia")
Volumen especifico	V	m ³ /Kg	=1/PropsSI("D","T", Valor,"P", Valor,"Sustancia")
Calidad	Q	-----	=PropsSI("Q","T", Valor,"P", Valor,"Sustancia")
Fase	phase	-----	=PropsSI("phase","T", Valor,"P", Valor,"Sustancia")

Nota. En la tabla se aprecian las distintas propiedades termodinámicas que pueden ser calculadas por medio de la herramienta Coolprop. Elaboración propia.

Conforme a la tabla anterior, se especifica que el valor de la calidad se puede encontrar en un rango de 0 a 1, detallando que 0 se conoce como el estado de líquido saturado, 1 se conoce como el estado de vapor saturado y el resto de valores en ese rango se conoce como mezcla,

por lo tanto cuando una sustancia se encuentra por fuera de estos valores, la herramienta computacional arroja un valor de -1, es decir que ese resultado interpreta que la sustancia se encuentra en líquido comprimido o en vapor sobrecalentado, por lo tanto es importante utilizar la propiedad complementaria de fase para identificar la fase correcta de la corriente que se está analizando.

4.3.2 Ciclo de gas Joule-Brayton

El análisis termodinámico del ciclo de gas inicia con la consolidación de las propiedades para cada una de las corrientes que se analizan en ambos ciclos propuestos. Por consiguiente, para el cálculo de las diferentes propiedades termodinámicas requeridas, se presentan a continuación en la tabla 27, las ecuaciones requeridas que permiten desarrollar el respectivo cálculo termodinámico de las corrientes de los esquemas tecnológicos que se propusieron en el capítulo 3.

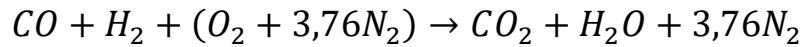
Con base a la tabla 27, se debe tener en cuenta que el parámetro k que está presente en la ecuación de la relación politrópica, se define como la relación entre el calor específico a presión constante con respecto al calor específico a volumen constante, así mismo las temperaturas que cuentan con la letra s , hacen referencia a los estado de idealidad, es decir cuando la entropía es constante. Por consiguiente, a continuación, se inicia con el análisis termodinámico del ciclo de gas con combustión interna.

Tabla 27.*Ecuaciones de cálculo para el ciclo de gas Joule-Brayton*

Parámetro	Ecuación
Relación de compresión	$r_c = \frac{P_{out}}{P_{in}}$
Relación politrópica	$\frac{T_{out s}}{T_{in}} = \left(\frac{P_{out}}{P_{in}}\right)^{\frac{k-1}{k}}$
Eficiencia isentrópica	$\eta = \frac{T_{out s} - T_{in}}{T_{out} - T_{in}}$
Eficacia regenerador	$\epsilon_R = \frac{T_{in CC} - T_{out Compresor}}{T_{out turbina} - T_{out Compresor}}$
Potencia de consumo	$W_C = W_{c1} + W_{c2} + \dots + W_{cn}$
Potencia generada	$W_{Gen} = W_{T1} + W_{T2} + \dots + W_{Tn}$
Potencia neta del ciclo	$W_{Neto} = W_{Gen} - W_C$
Calor de entrada al ciclo (CI)	$Q_{in} = m_{mg} C_{p_{mg}} T_{out cc} - m_{air} C_{p_{air}} T_{in cc}$
Calor de entrada al ciclo (CE)	$Q_{in} = m_{air} C_{p_{air}} (T_{out} - T_{in})$
Eficiencia térmica del ciclo	$\eta_{th} = \frac{W_{Neto}}{Q_{in}}$

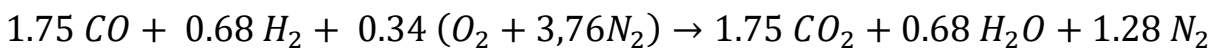
Nota. En la tabla se aprecian las ecuaciones que permiten desarrollar la metodología de cálculo del análisis termodinámico del ciclo de gas, aclarar que CI (Combustión interna) y (CE) combustión externa, cc (Cámara de combustión), mg (Mezcla de gases). W_T y W_c corresponden a los balances de energía de turbina y compresor. Elaboración propia.

4.2.2.a. Ciclo de gas con combustión interna. Este primer ciclo configura un total de seis corrientes, en donde a cada una de ellas se calculan las propiedades termodinámicas principales las cuales se nombraron al inicio de este capítulo. El análisis inicia con la corriente del gas de síntesis, el cual se modela como un gas ideal que ingresa a la cámara de combustión, dicha corriente se basa en las composiciones del gas de síntesis que se obtuvieron en el análisis cinético. Por lo tanto, se inicia esta sección con el análisis de combustión del gas de síntesis con el aire, desarrollando la siguiente reacción química.



En esta reacción se aprecia que el gas de síntesis el cual se modela como la mezcla compuesta por monóxido de carbono e hidrogeno, por lo tanto, se desarrolla el respectivo balance estequiométrico molar, teniendo en cuenta que el agente oxidante para la combustión es el aire, el cual está compuesto por oxígeno y nitrógeno. Si bien el nitrógeno presente no reacciona, se debe incluir ya que el oxígeno puro no puede ser obtenido de la atmósfera y se considera la composición del aire seco como 21% oxígeno y 79% de nitrógeno, por lo que cada mol de oxígeno que entre a una cámara de combustión estará acompañado por $0.79/0.21 = 3.76$ mol de nitrógeno [79].

Es importante aclarar que la cantidad de moles de los reactivos son las siguientes, para el monóxido de carbono se tiene un valor de 1.75 kmol, hidrogeno de 3.5 kmol y de aire 0.34 kmol. Estos valores se calculan a partir de la composición del gas de síntesis obtenida a una temperatura de 800°C, conforme a lo que se aprecia en la sección 4.2 , donde a esta temperatura se logra un gas con una mayor conversión de los productos, por otro lado, el número de moles del aire se calcula a partir de la consideración que ingresan 10 kg de aire a la cámara de combustión. Por lo tanto, la reacción de combustión teniendo en cuenta el número de moles de cada especie, se aprecia a continuación.



En esta reacción se aprecia el cambio de los coeficientes estequiométricos molares conforme a las condiciones de operación del proceso, que está ligado a los resultados obtenidos de la cinética de reacción planteada. Por lo tanto, al haber planteado la reacción de combustión que tendrá lugar en la cámara de combustión del ciclo abierto de gas, es pertinente calcular la entalpia de la reacción, definida por la siguiente ecuación, en donde se relacionan las entalpias de formación de productos y reactivos, con el propósito de cuantificar el calor que se genera en dicha reacción.

$$h_R = H_{prod} - H_{react} \quad (34)$$

$$h_R = \sum N_p h_{f,p} - \sum N_r h_{f,r} \quad (35)$$

Por lo tanto, para el cálculo de la entalpia de la reacción de combustión, se requieren los valores de la entalpia de formación de los productos y reactivos, por consiguiente, en la tabla 28, que se muestra a continuación se relacionan los distintos valores de este parámetro.

Tabla 28.

Entalpias de formación componentes reacción de combustión

Sustancia	Entalpia de formación (kJ/kmol)
CO _{2(g)}	-393,520
H ₂ O _(g)	-241,820
CO _(g)	-110,530
H _{2(g)}	0

Nota. Se aprecian los valores de las entalpias de formación de los compuestos presentes en la reacción de combustión. Tomado de: T. Engel and P. Reid, “Apendix B Data tables,” in *Physical chemistry*, vol. 20, no. 1, Prentice Hall International Serie, 2013, pp. 1029–1046.

Al contar con los valores de las entalpias de formación de cada compuesto de la reacción de combustión se procede a aplicar la ecuación que define el cálculo de la entalpia de reacción,

descrita anteriormente. Por consiguiente, el cálculo arroja una entalpia de reacción de $-659.67 \frac{kJ}{mol\ Syngas}$.

Al tener el valor de la entalpia de reacción se debe determinar la temperatura de flama adiabática, la cual es la temperatura que se produce cuando la cámara de combustión está bien aislada y sin pérdidas de calor (condiciones adiabáticas) [80], es decir que se considera como la temperatura máxima teórica que pueden lograr los productos a la salida de la cámara de combustión.

Dicha temperatura se calcula conforme a la entalpia de reacción calculada anteriormente, en donde se considera que el cambio en la entalpia en la cámara de combustión va a ser igual al calor específico a presión constante (Cp) multiplicado por la temperatura de operación, en donde el Cp esta descrito por una ecuación polinómica en función de la temperatura, la cual se relaciona a continuación.

$$\frac{C_{p,m}^{ig}}{R} = A + B(T) + C(T^2) + D(T^3) \quad (36)$$

Cada una de las constantes A,B,C y D, varían según el compuesto que se analice, por lo tanto, conforme a los productos de la combustión, se relacionan a continuación en la tabla 29, estos parámetros para el CO₂ y H₂O.

Tabla 29.

Constantes de cálculo de la capacidad calorífica

Compuesto	A	B	C	D
CO ₂	5.457	1.05E-03	0	-1.16E-05
H ₂ O	3.47	1.45E-03	0	1.21E-06

Nota. En la tabla se aprecian los valores de las constantes para el cálculo de las capacidades caloríficas de los compuestos enunciados. Tomado de: J. M. Smith, H. C. Van Ness, M. M. Abbott, and M. T. Swihart, “Appendix C Heat Capacities and Property Changes of Formation,” in *Introduction to chemical engineering thermodynamics*, vol. 27, no. 8, McGraw-Hill Education, 2018, pp. 655–662.

Por consiguiente, se plantea la ecuación polinómica que describe el cálculo para la corriente de salida de la cámara de combustión, como se describe en la siguiente ecuación.

$$C_{p.m \text{ out } cc}^{ig} = \sum y_i C_{p.m}^{ig} \quad (37)$$

Lo que indicia que se deben conocer las fracciones molares de cada producto, Dicho calculo se determina conforme a la siguiente ecuación, donde N_i hace referencia la numero de moles del compuesto i , y N_T hace referencia al número de moles totales de los productos de la combustión.

$$y_i = \frac{N_i}{N_T} \quad (38)$$

Por lo tanto, al haber descrito las ecuaciones necesarias para el cálculo del Cp de la corriente de salida de la cámara de combustión, se plantea una función objetivo la cual se describe a continuación, con el propósito de determinar la temperatura de flama adiabática, la cual se calcula mediante la herramienta solver de Excel, debido a la complejidad de la ecuación polinómica planteada, la cual resuelve la función descrita por medio de un método numérico.

$$FO = -h_R + C_{p.m \text{ out } cc}^{ig} * T_{fa} \quad (39)$$

Con base a la función objetivo planteada se obtiene una temperatura de 3520°C, siendo una temperatura bastante elevada, sin embargo es razonable a los resultados consultados para otro tipo de combustibles tales como gasolina, keroseno, carbón mineral y propano, cuando se oxidan con aire, ya que liberan grandes cantidades de energía en este tipo de procesos [81].

En este tipo de equipos, la temperatura se controla con el exceso de aire en el proceso de combustión ya que las elevadas temperaturas pueden afectar los materiales de fabricación. Conforme a todos los cálculos descritos anteriormente, es apropiado continuar con la determinación de las propiedades termodinámicas para cada una de las corrientes del ciclo de gas abierto.

Dicho lo anterior, se debe tener en cuenta que, para el cálculo de las propiedades termodinámicas, se realizaron una serie de suposiciones, específicamente en el valor de la eficiencia isentrópica de compresores y turbinas, proponiendo un valor altamente usado por los libros de los fundamentos termodinámicos de ingeniería el cual es de 0.85 [82]. Así mismo la temperatura de entrada del aire, la cual se propone a la temperatura ambiente promedio, es decir 25°C.

Continuando con las consideraciones tenidas en cuenta para el desarrollo del cálculo de las propiedades termodinámicas del ciclo abierto de gas, se aclara que la temperatura de salida de la cámara de combustión se propone en 1500°C, debido a que es una temperatura común en la operatividad de este tipo de equipos y es un parámetro que va a permanecer constante a lo largo de las variaciones de los demás parámetros operacionales, así mismo es importante detallar que la temperatura calculada no puede superar la temperatura de flama adiabática anteriormente explicada, ya que estaría superando la máxima temperatura teórica que el sistema puede obtener por efecto de la combustión del gas de síntesis con aire, de igual manera se tienen en cuenta que la temperatura propuesta obedece a pérdidas de calor que se pueden presentar a la hora de la operación del equipo.

Por otro lado, otra de las suposiciones que determinan la metodología de cálculo del análisis termodinámico de este primer ciclo, es la potencia neta del ciclo, la cual se propone con base a la capacidad térmica del gasificador, el cual como se nombró en el capítulo 3, en la unidad de gasificación, se selecciona un gasificador Downdraft, por lo cual se propone que este ciclo genere una potencia neta de 1 MW, lo que indica que se podría considerar que cada etapa de turbina, genera la mitad de la potencia total deseada.

Finalmente, para poder cuantificar las propiedades termodinámicas de la última corriente del ciclo, la cual es la corriente de salida de la caldera recuperadora que alimenta el ciclo ORC, se realiza una suposición del valor de las temperaturas de las corrientes de entrada y salida de la sustancia orgánica del ciclo ORC, las cuales se detallan más adelante en la sección 4.3.3. Al plantear toda la metodología de cálculo, es posible determinar las propiedades termodinámicas para cada una de las corrientes que integran el ciclo abierto de gas.

Al conocer las propiedades termodinámicas de cada corriente del ciclo, se plantean los distintos balances de masa y energía que permiten calcular parámetros tales como, potencia de consumo, potencia neta del ciclo, calor de entrada al ciclo y eficiencia térmica, los cuales consolidan la información pertinente para implementar la variación de los parámetros operacionales del proceso, con el propósito de lograr la mayor eficiencia térmica del ciclo conforme a las capacidades técnicas de los equipos disponibles en el mercado que el presente proyecto tiene contemplado seleccionar basado en la delimitación inicial planteada. A continuación, en la tabla 30, se describen cada una de las ecuaciones de los balances de masa y energía planteados.

Tabla 30.

Balances de masa y energía ciclo de gas con combustión interna

Equipo	Parámetro	Ecuación
Compresor	Balance de masa	$m_{air\ in} = m_{air\ out}$
	Balance de energía	$W_C = m_{air} C_{p_{air}} (T_{out} - T_{in})$
Cámara de combustión	Balance de masa	$m_{m,g} = m_{air} + m_{syn,gas}$
	Balance de energía	$Q_{CC} = m_{m,g} C_{p_{m,g}} T_{out\ cc} - m_{air} C_{p_{air}} T_{in\ cc}$
Turbina	Balance de masa	$m_{m,g\ in} = m_{m,g\ out}$
	Balance de energía	$W_T = m_{m,g} C_{p_{m,g}} (T_{in} - T_{out})$

Nota. En la tabla se aprecian los balances de masa y energía por equipo que integra el ciclo de gas, así mismo cabe aclarar que las abreviaturas son mg (mezcla de gases), cc (cámara de combustión). Elaboración propia.

Al consolidar los balances de masa y energía de cada equipo que integra el ciclo de gas y con las ecuaciones de la tabla 27, se procede a realizar la variación de los parámetros operacionales que logren la mayor eficiencia térmica posible y que la capacidad de los equipos seleccionados sea consecuente con lo disponible en el mercado por los fabricantes. Por consiguiente, en la sección 4.4, se exponen los resultados de la variación de dichos parámetros operacionales.

4.2.2.b. Ciclo de gas con combustión externa. Esta segunda propuesta del ciclo de gas cambia de manera directa el análisis termodinámico de las corrientes que intervienen en el ciclo, debido a

que ya no existen tres tipos de sustancias de trabajo sino únicamente una la cual es el aire, modelado como un gas ideal. Por consiguiente, se describe a continuación la metodología de cálculo para la determinación de las propiedades de las corrientes de este proceso.

Es importante recalcar que este ciclo cuenta con la incorporación de las modificaciones que incrementan la eficiencia, en lo que se incluye un interenfriamiento, un regenerador y un recalentamiento entre las etapas de expansión, como se aprecia en la sección 3.3.2, y como se aprecia en dicha sección, el número de corrientes aumenta y cabe aclarar que existen una serie de suposiciones las cuales se detallan a continuación.

Primero, para la temperatura de salida del intercambiador de calor que recibe el calor proveniente de la unidad de gasificación, se propone un valor de 800 °C, logrando así la determinación del flujo de calor necesario para lograr esa temperatura, así mismo la eficacia del regenerador, con un valor de 85%, el cual está ubicado antes del intercambiador de calor que reemplaza la cámara de combustión; posteriormente se propone la temperatura a la salida del recalentador entre las etapas de expansión, con un valor de 785°C, con el fin de calcular el flujo de calor requerido para alcanzar dicha temperatura, teniendo en cuenta que el recalentamiento lo que busca es proporcionar el calor necesario para lograr la temperatura más cercana posible a la de la entrada a la turbina de alta presión.

Con base en las apreciaciones anteriormente expuestas, se calculan las propiedades termodinámicas enunciadas al principio de este capítulo para cada una de las corrientes del ciclo, con el fin de poder determinar la eficiencia del ciclo y determinar la capacidad real de los equipos principales de este ciclo que el presente proyecto contempla seleccionar.

Al conocer las propiedades termodinámicas de cada corriente del ciclo es posible determinar el comportamiento termodinámico del ciclo de gas con todas las modificaciones enunciadas en el capítulo 3, por lo tanto, mediante el planteamiento de los balances de energía que se detallan en la tabla 30, es posible cuantificar la variación de los parámetros operacionales en función de lograr incrementar la eficiencia.

Es importante destacar que existe una pequeña variación en el balance de masa y energía de la caldera recuperadora y de la turbina, específicamente con lo que ya se había mencionado anteriormente y es que este ciclo con combustión interna solo opera con una sustancia de trabajo y es el aire, ya no una mezcla de gases. Al igual que en ciclo de gas con combustión interna, en la sección 4.4 se exponen los resultados de la variación de los parámetros operacionales para este ciclo.

4.3.3 *Ciclo ORC*

El análisis termodinámico del ciclo orgánico Rankine, inicia con la selección de las sustancias de trabajo que serán analizadas en el presente proyecto, con base a distintos parámetros que permiten identificar la viabilidad operacional de cada uno de estos fluidos orgánicos con respecto a las distintas variaciones de las condiciones de operación del ciclo. A continuación, se enlistan, los parámetros de selección de las sustancias de trabajo, teniendo en cuenta las fuentes consultadas [83],[84].

- El fluido de trabajo debe tener un bajo calor latente de evaporación.
- La temperatura de evaporación debe ser cercana al punto crítico para minimizar las pérdidas en el intercambiador de calor para la fuente de calor.
- El gas orgánico saturado no debe entrar en la zona de vapor húmedo durante el proceso de turbo expansión.
- El fluido de trabajo debe tener estabilidad térmica, seguridad y protección del medio ambiente.
- Disponibilidad de aplicación en equipos comerciales.

Por lo tanto, de los cinco parámetros enlistados se procede a validar los factores que presenten una limitante, por lo que el presente proyecto basa su selección principalmente en el último parámetro, debido a que debe existir una consistencia frente a lo que actualmente los fabricantes

de los equipos de los ciclos ORC ofertan, sin embargo ese no es el único aspecto relevante de dicha información, ya que el factor medioambiental es muy pertinente considerarlo debido a que la incorporación de este tipo de fluidos es crucial en la operatividad real de los equipos en el lugar de su instalación, así mismo se presenta otro factor externo a los enlistados previamente que se debe tener en cuenta y es la disponibilidad de las propiedades termodinámicas de este tipo de sustancias orgánicas en la base de datos de la herramienta computacional Coolprop, por consiguiente el presente proyecto propone la selección de dos sustancias refrigerantes y dos sustancias orgánicas (hidrocarburos), los cuales se relacionan a continuación en la tabla 31, con sus respectivas propiedades.

Tabla 31.

Propiedades sustancias de trabajo ciclo ORC

Sustancia de trabajo	Peso molecular (Kg/Kmol)	Punto de ebullición (K)	Temperatura crítica (K)	Presión crítica (bar)	Tipo de fluido	Notación herramienta Coolprop
R134a	102.3	247.08	380	37.58	Isentropico	R134a
R245fa	134.05	288.29	427.16	36.51	Seco	R245fa
Isobutano (R600a)	58.123	261.45	408.14	36.48	Seco	Isobutane
Propano (R290)	44.096	231.15	396.82	42.49	Isentropico	n-Propane

Nota. En esta tabla se aprecian las propiedades de las distintas sustancias de trabajo del ciclo ORC seleccionadas. Tomado de: Z. min Bo, Z. Sang, X. Lv, and Y. wu Weng, “Effects of different working fluids on the performance of a radial turbine in an organic Rankine cycle power system,” *J. Mech. Sci. Technol.*, vol. 32, no. 9, pp. 4503–4515, 2018, doi: 10.1007/s12206-018-0847-8.; K. H. Kim and H. Perez-Blanco, “Performance analysis of a combined organic Rankine cycle and vapor compression cycle for power and refrigeration cogeneration,” *Appl. Therm. Eng.*, vol. 91, pp. 964–974, 2015, doi: 10.1016/j.applthermaleng.2015.04.062.; S. Douvartzides and I. Karmalis, “Working fluid selection for the Organic Rankine Cycle (ORC) exhaust heat recovery of an internal combustion engine power plant,” *IOP Conf. Ser. Mater. Sci. Eng.*, vol. 161, no. 1, 2016, doi: 10.1088/1757-899X/161/1/012087.

Con base en la tabla anterior es importante aclarar que el presente proyecto propone la selección de cuatro sustancias de trabajo, ya que permite desarrollar un análisis termodinámico más completo sobre este tipo de ciclos, teniendo en cuenta que existen una gran cantidad de sustancias de trabajo entre refrigerantes y sustancias de carácter orgánico (hidrocarburos). También se relaciona el tipo de fluido para cada sustancia, ya que ese dato permite tener una idea sobre la curva de saturación que tienen cada uno de ellos, en un diagrama T-S.

Por lo tanto, se procede con la misma metodología de análisis que con el ciclo de gas y es primeramente consolidar las ecuaciones con las que este ciclo trabaja, por lo tanto, en la tabla 32, se encuentran cada uno de estos parámetros que son importantes para la determinación de las propiedades termodinámicas de cada corriente que integra el ciclo ORC.

Tabla 32.

Ecuaciones de cálculo para el ciclo ORC

Parámetro	Ecuación
Eficiencia isoentrópica turbina	$\eta_T = \frac{h_{out} - h_{in}}{h_{out s} - h_{in}}$
Eficiencia isoentrópica bomba	$\eta_B = \frac{h_{out s} - h_{in}}{h_{out} - h_{in}} = \frac{v_{in}(P_{out} - P_{in})}{h_{out} - h_{in}}$
Potencia de consumo	$W_C = W_{B1} + W_{B2} + \dots + W_{Bn}$
Potencia generada	$W_{Gen} = W_{T1} + W_{T2} + \dots + W_{Tn}$
Potencia neta del ciclo	$W_{Neto} = W_{Gen} - W_C$
Calor de entrada al ciclo	$Q_{in CR} = m_{sustancia ORC} (h_{out CR} - h_{in CR})$

Tabla 32. (Continuación)

Eficiencia termica del ciclo	$\eta_{th} = \frac{W_{Neto}}{Q_{in}}$
------------------------------	---------------------------------------

Nota. En la tabla se aprecian las ecuaciones que permiten desarrollar la metodología de cálculo del análisis termodinámico del ciclo ORC, aclarar que los estados s son los estados de idealidad es decir lo que presentan entropía constante, así mismo CR hace referencia al equipo de la caldera recuperadora. Elaboración propia.

Teniendo en cuenta la información de la tabla anterior, es apropiado iniciar con la explicación de la metodología de cálculo de las propiedades termodinámicas para cada corriente, por lo tanto es importante destacar cada una de las consideraciones que se tuvieron en cuenta, iniciando con las temperaturas que se proponen para las corrientes de entrada y salida de la caldera recuperadora de la sustancia del ciclo ORC, con base a eso se puede determinar el calor de entrada al ciclo y configurar el primer parámetro de la eficiencia térmica del ciclo, cabe aclarar que esta suposición solo es aplicada para el esquema que contempla el ciclo de gas abierto, ya que el análisis termodinámico es independiente, caso contrario ocurre en el ciclo de gas cerrado y el ORC, debido a que la disponibilidad del flujo masico que se transporta hacia la caldera recuperadora condiciona las temperaturas de estas corrientes del ciclo ORC.

Continuando con las consideraciones, se tiene en cuenta que se proponen las presiones en cada una de las corrientes del ciclo, en donde es importante destacar que el ciclo al contar con tres etapas de turbinas, configura cuatro valores de presión, siendo la primera etapa de turbina la de alta presión y la última etapa de turbina la línea de baja presión, por otro lado se tiene en cuenta que la temperatura de la corriente de salida del recalentamiento también se propone como una consideración, basándose que la energía disipada en el proceso de expansión en la turbina, pueda ser recuperada, mediante dicho proceso, por lo tanto el valor propuesto debe ser cercano a la temperatura de entrada a esa primera etapa de la turbina.

Con base a las consideraciones anteriormente expuestas, se incluye el análisis de dos equipos que son el intercambiador de calor cerrado, que se alimenta de la fracción de vapor que se extrae de la corriente de salida de la primera etapa de turbina; a este equipo en especial se realiza una consideración importante y es la consideración de la fase de la corriente de salida que se dirige

hacia la válvula isoentálpica, proponiendo que se encuentre como líquido saturado(Q=0), después de ese proceso de transferencia de calor que ha sido cedido a la otra tubería interna que se dirige hacia la caldera recuperadora.

El otro equipo que es de vital importancia para el análisis termodinámico del ciclo que se propone conforme a las modificaciones que incrementan la eficiencia expuestas en el capítulo 3, es el intercambiador de calor abierto, el cual se ubica entre la segunda y tercera etapa de expansión; este equipo opera de forma distinta que el intercambiador de calor cerrado, ya que en esta etapa del proceso si existe una mezcla de las corrientes, por lo tanto la corriente de salida de este proceso también va a ser modelada como líquido saturado y esto con el propósito de poder proponer al menos una propiedad termodinámica que permita continuar con el análisis de las corrientes posteriores. Otra corriente que también se modela como líquido saturado es la corriente de salida del condensador.

Conforme a las consideraciones anteriormente explicadas y siguiendo la misma metodología de cálculo del análisis termodinámico del ciclo de gas, se relaciona a continuación en la tabla 33, el balance de masa y energía de cada uno de los equipos que integran el proceso, en lo que encontramos la turbina, la caldera recuperadora, la bomba, el intercambiador cerrado, el mezclador y la válvula.

Tabla 33.

Balances de masa y energía ciclo ORC

Equipo	Parámetro	Ecuación
Caldera recuperadora	Balance de masa	$m_{mg\ in} + m_{ORC\ in} = m_{mg\ out} + m_{ORC\ out}$
	Balance de energía	$Q_{in\ CR} = m_{ORC}(h_{ORC\ out\ CR} - h_{ORC\ in\ CR})$
Turbina	Balance de masa	$m_{ORC\ in} = m_{ORC\ out}$
	Balance de energía	$W_T = m_{ORC}(h_{ORC\ in} - h_{ORC\ out})$
Intercambiador de calor cerrado (ICC)	Balance de masa	$y'_{ORC\ out\ T1} + m_{ORC\ out\ B2} = y'_{out\ ICC} + m_{ORC\ in\ CR}$
	Balance de energía	$h_{ORC\ out\ T1} + h_{ORC\ out\ B2} = h_{out\ ICC} + h_{ORC\ in\ CR}$

Tabla 33. (Continuación)

Intercambiador de calor abierto	Balance de masa	$(1 - y' - y'')_{ORC\ out\ B1} + y''_{ORC\ out\ T2} + y'_{out\ ICC} = m_{ORC\ in\ B2}$
	Balance de energía	$h_{ORC\ out\ B1} + h_{ORC\ out\ T2} + h_{out\ ICC} = h_{ORC\ in\ B2}$
Válvula	Balance de masa	$y'_{ORC\ in} = y'_{ORC\ out}$
	Balance de energía	$h_{ORC\ in} = h_{ORC\ out}$

Nota. En la tabla se aprecian los balances de masa y energía por equipo que integra el ciclo ORC. Es importante aclarar que y' , y'' son las fracciones de vapor que se extraen entre las etapas de las turbinas, también el subíndice ORC representa la sustancia orgánica que se esté analizando. Por otro lado, B1 es la bomba ubicada después del condensador y B2 es la bomba ubicada después del mezclador.

Conforme a los balances de la tabla anterior, es importante destacar que las fracciones de vapor y' y y'' son importantes de cuantificar, debido a que son completamente necesarias para el paso final que es la cuantificación de los parámetros que integran el cálculo de la eficiencia térmica del ciclo, por lo tanto a continuación se relacionan las dos ecuaciones que resuelven el cálculo de cada una de estas fracciones conforme al balance del intercambiador de calor cerrado para y' y al mezclador para la fracción de vapor y'' .

$$y' = \frac{h_{in\ CR} - h_{out\ B2}}{h_{out\ T1} - h_{out\ ICC}} \quad (40)$$

$$y'' = \frac{h_{in\ B2} - h_{out\ B1} - y' * (h_{out\ ICC} - h_{out\ B1})}{h_{out\ T2} - h_{out\ B1}} \quad (41)$$

Al consolidar los balances de masa y energía de cada equipo que integra el ciclo ORC y con las ecuaciones de la tabla 32, se realizan la variación de los parámetros operacionales que logren la mayor eficiencia térmica posible, así mismo que la capacidad de los equipos seleccionados sea consecuente con lo disponible en el mercado por los fabricantes. Por consiguiente, en la sección 4.4, se exponen los resultados de la variación de dichos parámetros operacionales.

4.4 Resultados análisis termodinámico

Al haber detallado la metodología de cálculo de las propiedades termodinámicas de cada una de las corrientes que integran los dos esquemas propuestos, se abordan en esta sección cada uno de los resultados obtenidos, en donde esta sección estará organizada de la siguiente manera. Primero se va a dividir en dos subsecciones, donde se encuentran los resultados para cada ciclo propuesto conforme a lo que se aprecia en los diagramas PFD del capítulo 3. De igual manera cada subsección tendrá especificado el parámetro operacional que vario y las propiedades termodinámicas consolidadas de cada corriente, conforme a los criterios de implementación los cuales son en primera instancia la eficiencia térmica y segundo la capacidad de los equipos que el presente proyecto contempla seleccionar.

Por otro lado, los resultados consolidados serán validados bajo el parámetro de la eficiencia térmica del ciclo de Carnot, la cual se define como la eficiencia teórica del ciclo reversible, es decir que la eficiencia térmica calculada no puede superar dicho parámetro, ya que se estaría violando la segunda ley de la termodinámica, por lo tanto, esta eficiencia se calcula con la siguiente ecuación de cálculo.

$$\eta_{Carnot} = 1 - \frac{T_{prom\ foco\ frio}}{T_{prom\ foco\ caliente}} \quad (42)$$

Identificando que la temperatura promedio del foco frio se experimenta entre las corrientes donde se extrae calor del ciclo, así mismo la temperatura promedio del foco caliente se presenta entre las corrientes donde se agrega calor al ciclo, es decir en la cámara de combustión para el ciclo de gas y en la caldera recuperadora para el ciclo ORC.

Con base a lo anterior, se inicia el análisis de resultados para el primer esquema propuesto, el cual corresponde al esquema del ciclo de gas abierto, donde se presenta la combustión interna en la cámara de combustión.

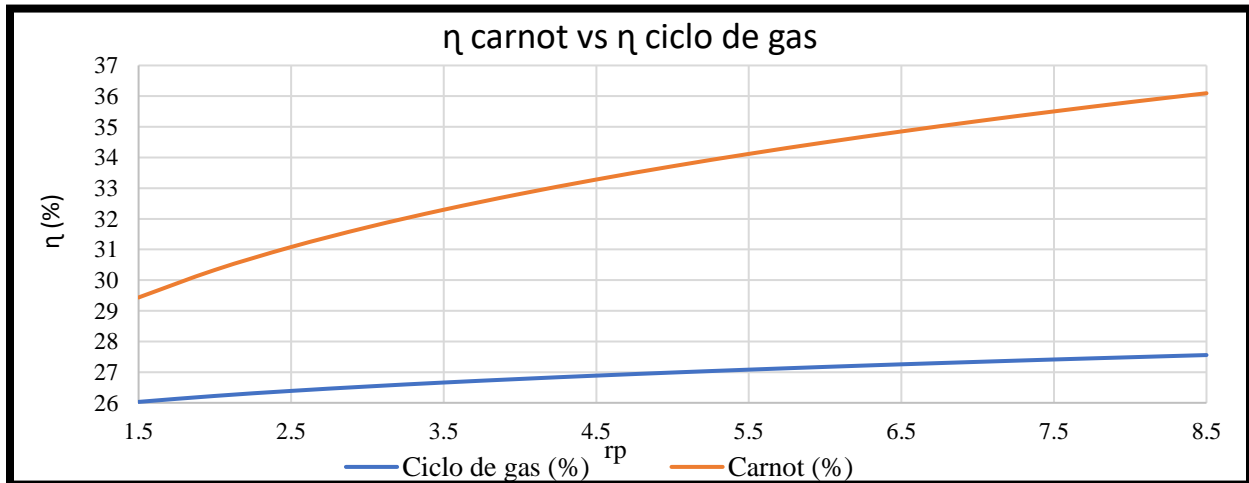
4.4.1 Esquema ciclo de gas abierto

El análisis de resultados de esta sección inicia con la determinación del parámetro operacional que tenga una mayor influencia sobre la eficiencia térmica en el ciclo de gas, y el cual corresponde a la relación de compresión, ya que es un parámetro que afecta directamente el cálculo de las temperaturas de las corrientes en las etapas donde hay consumo o generación de potencia, es decir en las etapa de compresión y en las etapas de expansión de la turbina, por lo tanto este parámetro es propuesto conforme a lo consultado en la bibliografía [85], debido a que altas relaciones de compresión la eficiencia térmica del ciclo tiene una importante variación con respecto a cuando se opera con bajas relaciones de compresión, entendiéndose por bajas a relaciones de compresión menores a 8 y a altas a relaciones de compresión próximas a 15.

Por consiguiente, en la figura 35 que se muestra a continuación, se aprecia la variación de la eficiencia térmica del ciclo de gas, con respecto al aumento de la relación de compresión con la que opera el ciclo, así mismo como se nombró anteriormente se compara el valor de esta eficiencia térmica calculada, con la eficiencia térmica del ciclo de Carnot para cada condición de operación propuesta, donde se evidencia que la eficiencia térmica del ciclo no supera la eficiencia de Carnot.

Figura 35.

Influencia de la relación de compresión (r_p) sobre la eficiencia térmica ciclo de gas abierto



Nota. En la figura se aprecia la eficiencia térmica del ciclo en azul y en naranja la eficiencia del ciclo reversible de Carnot. Elaboración propia

En figura 35, se evidencia la dependencia directa que existe entre la relación de compresión y la eficiencia térmica del ciclo de gas, es decir que a mayor relación de compresión se obtiene una mayor eficiencia térmica en el sistema y cabe aclarar que a mayores eficiencias térmicas existe un consumo de potencia mayor, lo cual permite que las presiones de salida sean altas y cumplan ese requerimiento en el proceso.

Con base al análisis anteriormente presentado, se consolidan las propiedades termodinámicas de cada corriente del ciclo de gas abierto, las cuales se pueden apreciar a continuación en la tabla 34. Teniendo en cuenta que se selecciona una relación de compresión de 4, debido a dos factores, primero porque el consumo de potencia del compresor es menor con respecto a relaciones de compresión mayores y segundo, a que es una relación de compresión bastante común en equipos comerciales.

Tabla 34.

Propiedades termodinámicas corrientes ciclo de gas abierto

Corriente	Sustancia	P(KPa)	T(K)	T(°C)	H(KJ/KG)	m (Kg/s)	Cp(KJ/KG*K)
5	Gas de síntesis	100.000	1073.150	800.000	-----	0.154	-----
6	Aire	100.000	298.150	25.000	299.641	10.000	1.005
7s	Aire	400.000	310.293	37.143	311.844	10.000	1.005
7	Aire	400.000	312.435	39.285	313.998	10.000	1.005
8	CO ₂ +H ₂ O	400.000	1773.150	1500.000	676.988	10.154	0.382
9s	CO ₂ +H ₂ O	157.580	1422.787	1149.637	543.219	10.154	0.382
9	CO ₂ +H ₂ O	157.580	1625.664	1352.514	620.678	10.154	0.382
9'	CO ₂ +H ₂ O	157.580	1625.664	1352.514	620.678	10.154	0.382
10s	CO ₂ +H ₂ O	100.000	978.650	705.500	373.648	10.154	0.382
10	CO ₂ +H ₂ O	100.000	1103.150	830.000	421.182	10.154	0.382
11	CO ₂ +H ₂ O	100.000	298.150	25.000	113.834	10.154	0.382

Nota. En la tabla se aprecian las propiedades termodinámicas para cada corriente del ciclo de gas abierto, en donde se aprecia que el flujo masico de la corriente que sale de la primera etapa de la turbina, se divide y vuelve y se integra el flujo extraído a la corriente saliente de la segunda etapa de la turbina para poder generar la mayor transferencia de calor en la caldera recuperadora . Elaboración propia.

Siguiendo con el análisis de resultados de esta sección, se debe tener en cuenta que para el ciclo ORC, al igual que en el ciclo de gas, solo se tuvo en cuenta un parámetro de operación, el cual fuera lo completamente influyente sobre la operatividad del proceso, el cual es la temperatura a

la entrada de la primera etapa de la turbina. Este parámetro relaciona principalmente la determinación del resto de propiedades termodinámicas para esta corriente en específico, por lo tanto, genera una repercusión en las propiedades termodinámicas posteriores, ya que dichas corrientes están relacionadas por parámetros como la eficiencia isoentrópica, que ligan de forma directa este parámetro.

Por lo tanto, para poder determinar la influencia de este parámetro sobre la eficiencia térmica del ciclo ORC, se relacionan a continuación los resultados obtenidos para cada uno de los fluidos orgánicos, con el propósito de consolidar finalmente las condiciones de operación del fluido que se seleccione. Por consiguiente, se inicia, con la presentación de los resultados obtenidos para cada una de las sustancias de trabajo, los cuales se aprecian en la figura 36.

Figura 36.

Influencia de la P in turbina sobre la eficiencia térmica del ciclo ORC con cada sustancia de trabajo- Esquema 1

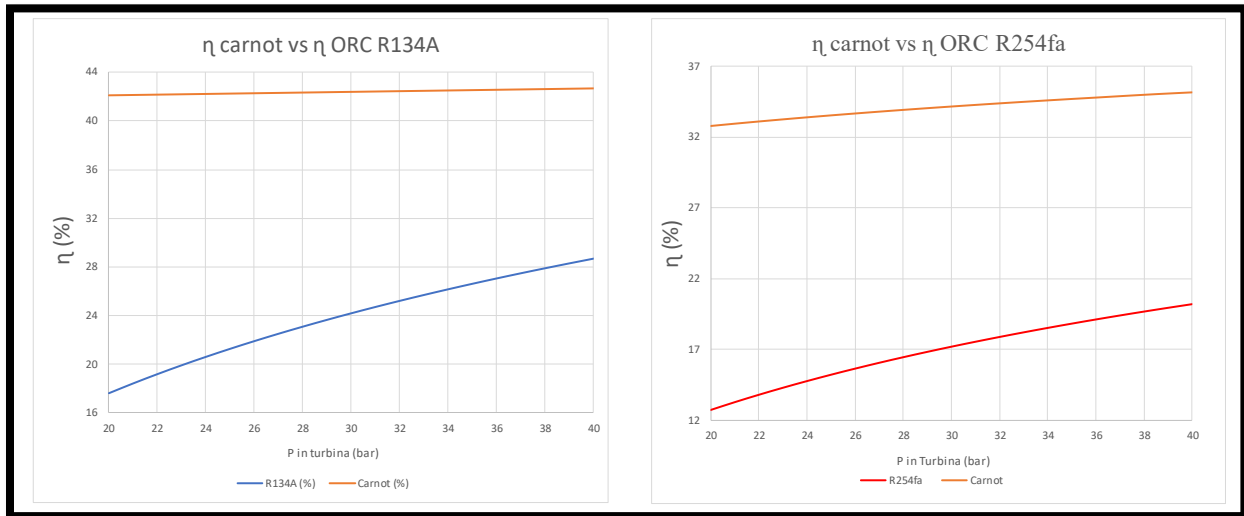
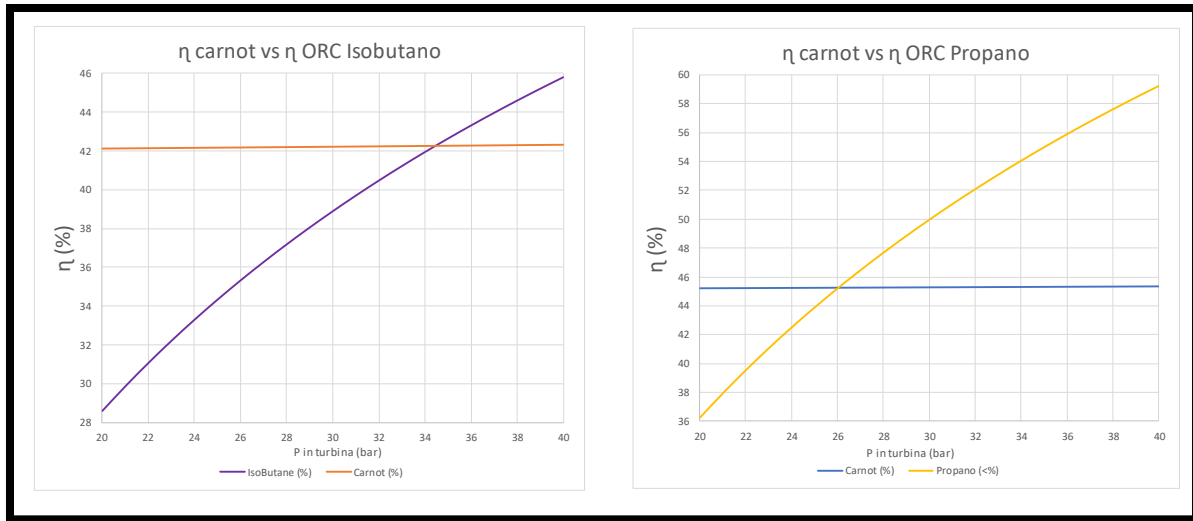


Figura 36. (Continuación)



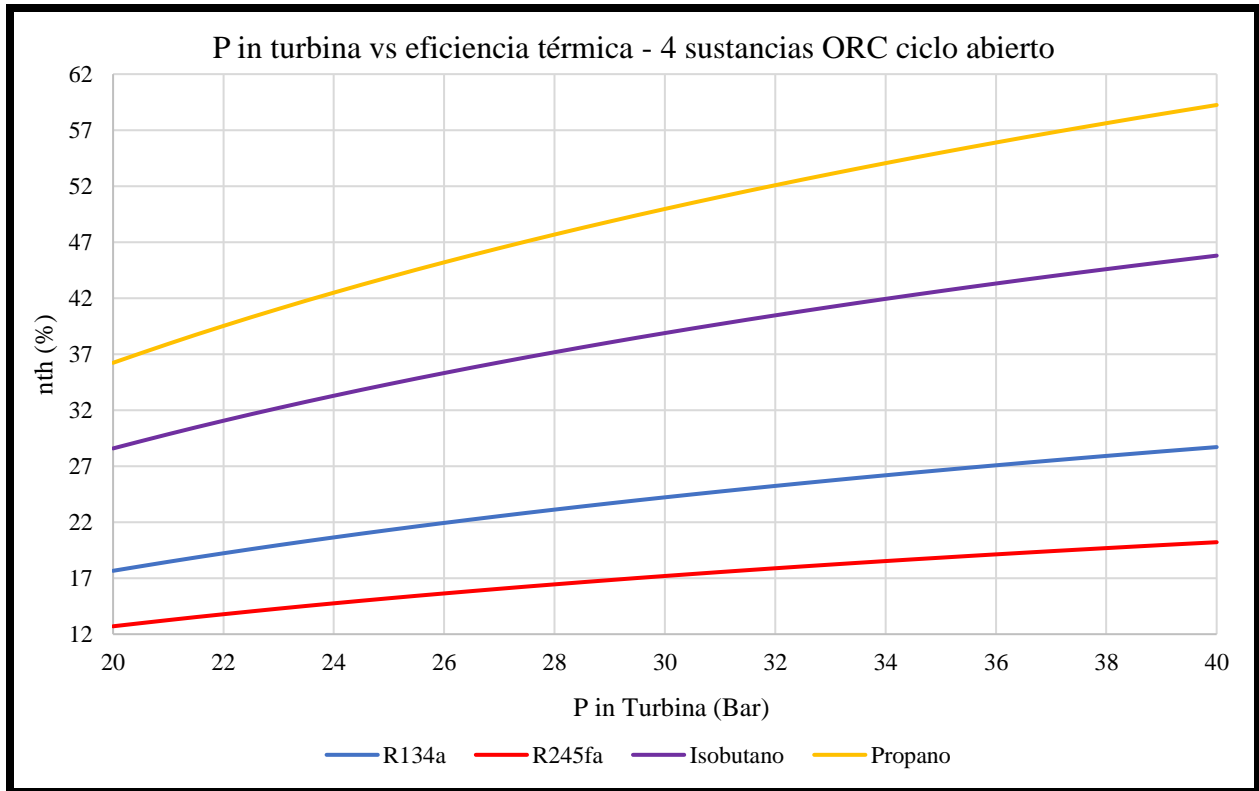
Nota. En esta figura se aprecia la influencia del aumento de la presión de entrada a la turbina, sobre la eficiencia térmica del ciclo, con cada sustancia de trabajo en el ciclo ORC, para el esquema propuesto 1. Elaboración propia.

En la figura 36, se aprecia la variación de la eficiencia térmica del ciclo ORC con respecto al incremento de la presión de entrada de la primera etapa de la turbina, para cada uno de los fluidos de trabajo, donde se observa que el R134a y R245fa, no violan el parámetro del ciclo de Carnot en el rango de presiones analizadas, por otro lado el isobutano y el propano, si presentan una limitante en este mismo rango de presiones, ya que a una presión mayor de 34 bar para el isobutano la eficiencia térmica calculada supera la eficiencia del ciclo Carnot, de igual manera para el propano a presiones mayores de 26 bar, lo cual se debe a que estos fluidos presentan un comportamiento muy particular en sus estados de saturación, lo que indica que existe una relación directa entre la presión de operación y la temperatura de saturación, así se varíe la presión a la primera etapa de la turbina, las demás presiones del sistema permanecen constantes, por lo tanto se presentan bajas temperaturas de saturación a la salida del condensador.

En la figura 37 se evidencia la variación de la presión de entrada a la turbina y la eficiencia térmica en las 4 sustancias de trabajo. Se observa de forma notoria como el propano presenta un rendimiento que se adecua de mejor manera a las condiciones de operación que se proponen, pero con respecto a la figura anterior no se puede operar a presiones elevadas con este fluido y con el isobutano, así mismo los refrigerantes presentan las menores eficiencias, pero pueden operar en todo el rango de presiones analizado.

Figura 37.

Influencia de la P in turbina sobre la eficiencia térmica ciclo ORC con las 4 sustancias de trabajo-Esquema 1



Nota. En la figura se aprecia la influencia de la condición de operación establecida, sobre la implementación de cada una de las sustancias de trabajo, para el primer esquema tecnológico propuesto. Elaboración propia.

Finalmente, el presente proyecto selecciona como sustancia de trabajo para el ciclo ORC en el esquema de ciclo de gas abierto, al refrigerante R134a, principalmente por su comportamiento termodinámico a las condiciones de operación específicas de este proceso, de igual manera por la disponibilidad de equipos comerciales que operen con esta sustancia de trabajo, ya que el propano puede tener una limitante en este aspecto a la hora de la operatividad del proceso.

Con base a lo anterior, se presentan las propiedades termodinámicas de cada una de las corrientes del ciclo ORC R134a, como sustancia de trabajo seleccionada, las cuales se aprecian en la tabla 35, teniendo en cuenta que la presión de operación seleccionada a la entrada de la turbina es de 30 bar, debido a que presenta una eficiencia térmica del 24.22% y por otro lado la capacidad de operación de la bomba para lograr dicha presión, no es considerablemente alta y es disponible comercialmente a esta condición de operación.

Tabla 35.*Propiedades termodinámicas corrientes ciclo ORC con R134a – esquema ciclo de gas abierto*

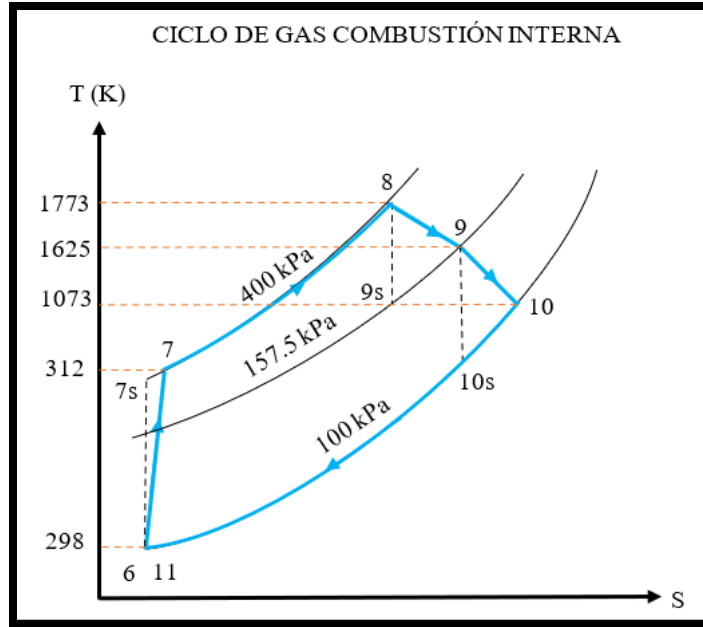
Corriente	P(KPa)	T(°C)	T(K)	m (Kg/s)	H(kJ/KG)	S(kJ/KG*K)	Q	Fase
12	3000.00	400.00	673.15	10.00	842.74	2.51	-1	Vapor sobrecalentado
13s	1000.00	354.83	627.98	10.00	785.33	2.51	-1	Vapor sobrecalentado
13	1000.00	361.20	634.35	10.00	793.94	2.52	-1	Vapor sobrecalentado
14	1000.00	361.20	634.35	0.53	793.94	2.52	-1	Vapor sobrecalentado
15	1000.00	361.20	634.35	9.47	793.94	2.52	-1	Vapor sobrecalentado
16	1000.00	395.00	668.15	9.47	840.54	2.59	-1	Vapor sobrecalentado
17s	800.00	386.04	659.19	9.47	828.55	2.59	-1	Vapor sobrecalentado
17	800.00	387.33	660.48	9.47	830.35	2.60	-1	Vapor sobrecalentado
18	800.00	387.33	660.48	0.01	830.35	2.60	-1	Vapor sobrecalentado
19	800.00	387.33	660.48	0.25	830.35	2.60	-1	Vapor sobrecalentado
20s	500.00	368.71	641.86	0.25	805.54	2.60	-1	Vapor sobrecalentado
20	500.00	75.00	348.15	0.25	464.09	1.90	-1	Vapor sobrecalentado
21	500.00	15.73	288.88	9.46	221.50	1.08	0	Líquido Saturado
22	800.00	15.91	289.06	9.46	221.79	1.08	-1	Líquido comprimido
23	800.00	31.33	304.48	1.00	243.65	1.15	0	Líquido Saturado
24	3000.00	32.88	306.03	1.00	245.83	1.15	-1	Líquido comprimido
25	1000.00	39.39	312.54	0.53	255.50	1.19	0	Líquido Saturado
26	800.00	31.33	304.48	0.53	255.50	1.19	----	Mezcla
27	3000.00	159.31	432.46	10.00	530.66	1.94	-1	Vapor sobrecalentado

Nota. En la tabla se aprecian las propiedades termodinámicas para cada corriente del ciclo ORC con R134a como sustancia de trabajo, a una presión de entrada a la turbina de 30 bar. Elaboración propia.

Por consiguiente, al haber establecido las condiciones de operación para el primer esquema tecnológico propuesto, se presentan a continuación en las figuras 38 y 39 los diagramas T-S para cada uno de los ciclos de este esquema, los cuales son de vital importancia para entender esquemáticamente el comportamiento termodinámico de cada proceso.

Figura 38.

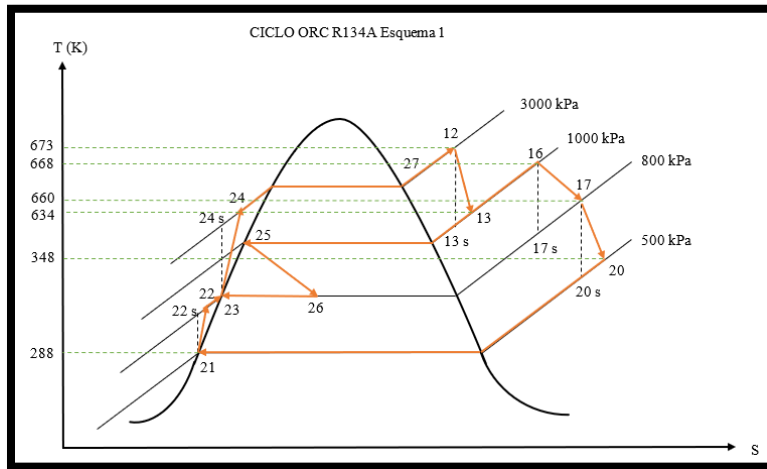
Diagrama TS ciclo de gas con combustión interna



Nota. En la figura se aprecia el diagrama TS del ciclo de gas con combustión interna. Elaboración propia.

Figura 39.

Diagrama TS ciclo ORC-R134a Esquema 1



Nota. En la figura se aprecia el diagrama TS del ciclo ORC para el primer esquema propuesto. Elaboración propia

Finalmente se presenta la tabla 36, con los resultados consolidados del ciclo combinado para el primer esquema tecnológico propuesto.

Tabla 36.*Requerimientos y utilidades energéticas – Esquema tecnológico 1*

Esquema tecnologico 1		
Ciclo de gas Joule-Brayton		
Parámetro	Unidad	Valor
Potencia compresor	kW	143.568
Potencia neta	kW	1000
Q in camara combustion	kW	3734.308
Eficiencia termica	%	26.78%
Ciclo ORC (R134a)		
Parámetro	Unidad	Valor
Potencia turbina 1	kW	574.148
Potencia turbina 2	kW	96.531
Potencia turbina 3	kW	90.000
Potencia consumo bomba 1	kW	2.692
Potencia consumo bomba 2	kW	2.189
Potencia neta	kW	755.797
Qin caldera recuperadora	kW	3120.886
Eficiencia termica	%	24.22%
Ciclo combinado		
Parámetro	Unidad	Valor
Requerimiento	kW	6855.194
Potencia neta	kW	1755.797
Eficiencia termica	%	25.61%

Nota. En la tabla se aprecia el requerimiento y utilidad para cada ciclo, identificando dichos parámetros para el ciclo combinado. Elaboración propia.

En la tabla anterior, se aprecian las potencias desarrolladas en cada ciclo, y así mismo el requerimiento energético para lograr dicha cantidad de generación, por lo tanto, como valor principal de esta tabla, se aprecia la eficiencia térmica del ciclo combinado, la cual da como resultado producto de la implementación de las condiciones de operación seleccionadas previamente un valor de 25.61%, el cual se encuentra entre el rango de eficiencias térmicas de cada ciclo de potencia.

4.4.2 Esquema ciclo de gas cerrado

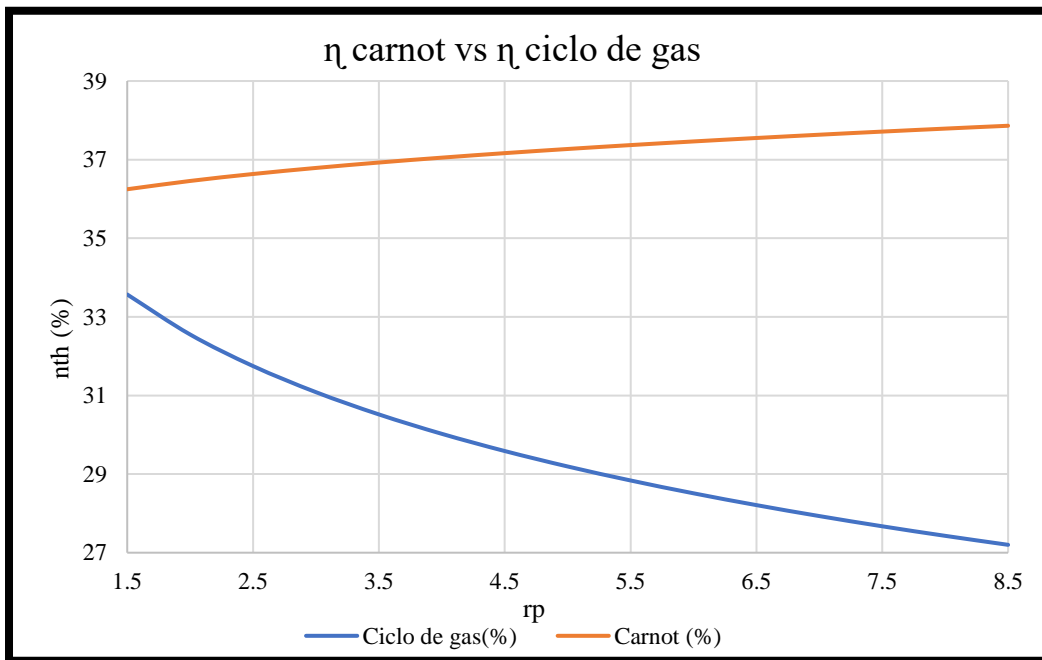
Para el esquema de ciclo de gas cerrado, se propone una metodología similar a la del ciclo de gas abierto, con respecto a la presentación de los resultados. Por lo tanto, se inicia con la variación de

la relación de compresión en el ciclo de gas, para determinar la influencia sobre la eficiencia térmica de este ciclo. Así mismo se continua con el análisis de resultados del ciclo ORC, de igual forma se detallan los resultados obtenidos para cada sustancia orgánica propuesta.

La influencia de la variación de la relación de compresión sobre la eficiencia térmica en el ciclo de gas de este esquema se presenta a continuación en la figura 40, en donde se aprecia que hay una diferencia notoria en comparación con el esquema de ciclo de gas abierto, ya que, en este ciclo de gas cerrado, se contemplan todas las modificaciones que aumentan la eficiencia térmica del ciclo, las cuales ya se han detallado en secciones anteriores.

Figura 40.

Influencia de la relación de compresión (r_p) sobre la eficiencia térmica ciclo de gas cerrado



Nota. En la figura se aprecia la eficiencia térmica del ciclo en azul y en naranja la eficiencia del ciclo reversible de Carnot. Elaboración propia.

En la figura 40, se observa que a una mayor relación de compresión se presenta una menor eficiencia térmica, lo que indica un comportamiento completamente opuesto a lo que se presenta en el ciclo de gas abierto. Con base al análisis anteriormente presentado, se consolidan las propiedades termodinámicas de cada corriente del ciclo de gas cerrado, las cuales se pueden apreciar a continuación en la tabla 37.

Teniendo en cuenta que se selecciona una relación de compresión de 4, debido a dos factores, primero porque el consumo de potencia del compresor es menor con respecto a relaciones de compresión mayores y segundo, a que es una relación de compresión bastante común en equipos comerciales, cabe resaltar que no es conveniente solo seleccionar la r_p que presente mayor eficiencia, porque comercialmente puede llegar a ser muy específica y no se encuentre una especificación técnica que cumpla con este requerimiento, que para este caso es de 1.5, lo cual es bastante baja, a lo que comúnmente está disponible por los fabricantes de turbogeneradores.

Tabla 37.

Propiedades termodinámicas corrientes ciclo de gas cerrado

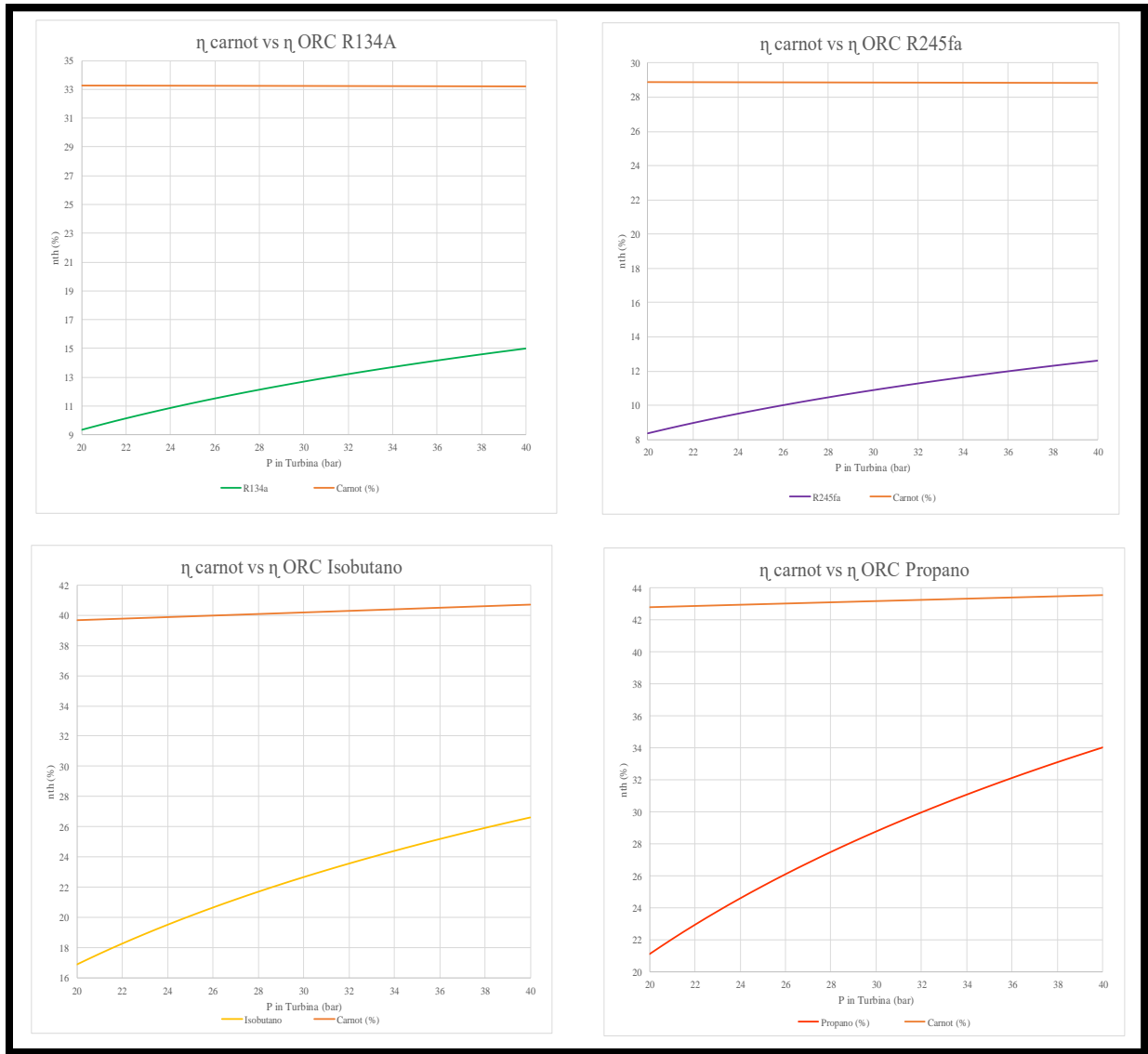
Corriente	Sustancia	P(KPa)	T(K)	T(°C)	H(KJ/KG)	m (Kg/s)	Cp(KJ/KG*K)
5	Gas de síntesis	100.00	1073.15	800.00	-----	0.14	-----
6	Aire	100.00	298.15	25.00	25.13	10.00	1.01
7s	Aire	850.00	319.21	46.06	320.81	10.00	1.01
7	Aire	850.00	322.93	49.78	324.55	10.00	1.01
8	Aire	850.00	298.15	25.00	299.64	10.00	1.01
9	Aire	7225.00	322.93	49.78	324.55	10.00	1.01
10	Aire	7225.00	766.86	493.71	770.70	10.00	1.01
11	Aire	7225.00	1073.15	800.00	1078.52	10.00	1.01
12s	Aire	1250.14	1009.80	736.65	1014.85	10.00	1.01
12	Aire	1250.14	998.62	725.47	1003.61	10.00	1.01
13	Aire	1250.14	1058.15	785.00	1063.44	10.00	1.01
14s	Aire	920.36	877.14	603.99	881.53	10.00	1.01
14'	Aire	100.00	845.20	572.05	849.43	10.00	1.01
14	Aire	100.00	845.20	572.05	849.43	8.11	1.01
15	Aire	100.00	298.15	25.00	299.64	1.89	1.01
16	Aire	100.00	845.20	572.05	849.43	1.89	1.01
33	Aire	100.00	298.15	25.00	299.64	1.89	1.01

Nota. En la tabla se aprecian las propiedades termodinámicas para cada corriente del ciclo de gas cerrado, aclarando que el flujo que sale de la primera etapa de la turbina se divide para cumplir con el parámetro de la eficiencia de Carnot. Elaboración propia.

Continuando con el análisis de resultados del segundo esquema propuesto, se procede con la presentación de los resultados del ciclo ORC. A continuación, en la figura 41, se aprecia la influencia de la condición de operación que se está variando sobre la eficiencia térmica del ciclo, para cada uno de los 4 fluidos de trabajo.

Figura 41.

Influencia de la P in turbina sobre la eficiencia térmica del ciclo ORC con cada sustancia de trabajo-Esquema 2



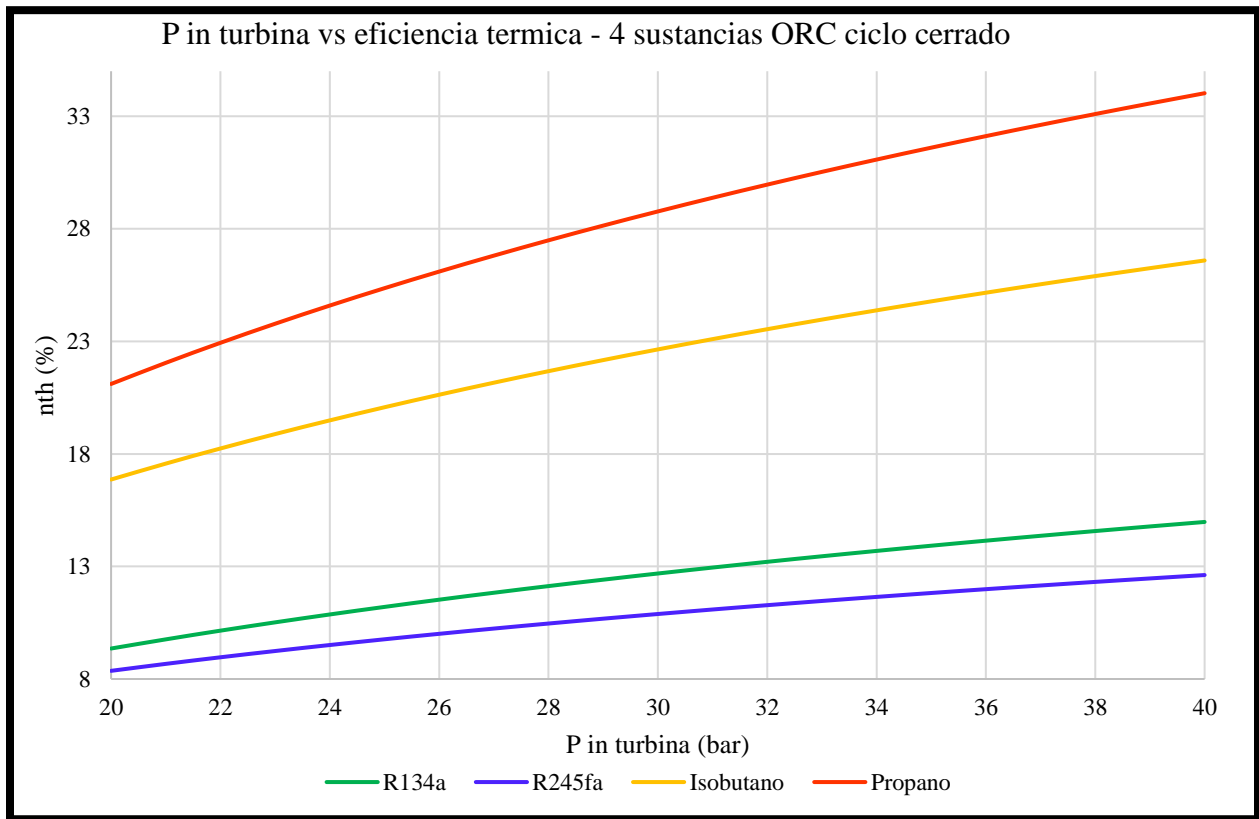
Nota. En esta figura se aprecia la influencia del aumento de la presión de entrada a la turbina, sobre la eficiencia térmica del ciclo, con cada sustancia de trabajo en el ciclo ORC, para el esquema propuesto 2. Elaboración propia.

Se puede observar en la figura 41, que el comportamiento de los cuatro fluidos de trabajo del ciclo ORC en el segundo esquema propuesto, presentan un rendimiento completamente diferente en comparación al primer esquema, por lo tanto, en el rango de presiones analizadas a las condiciones de operación implementadas, las 4 sustancias no violan la segunda ley de la termodinámica, es decir que pueden cumplir estos requerimientos en la operatividad del proceso.

A continuación, en la figura 42 se aprecia la comparación del rendimiento de las 4 sustancias de trabajo, en donde se aprecia de forma notoria que el propano, presenta los resultados más adecuados conforme a las condiciones de operación implementadas en el ciclo ORC, de igual manera es importante detallar que los refrigerantes siguen presentando unas bajas eficiencias a lo largo del rango de presiones analizados.

Figura 42.

Influencia de la P in turbina sobre la eficiencia térmica ciclo ORC con las 4 sustancias de trabajo-Esquema 2



Nota. En la figura se aprecia la influencia de la condición de operación establecida, sobre la implementación de cada una de las sustancias de trabajo, para el segundo esquema tecnológico propuesto. Elaboración propia.

Con base a lo anterior, se presentan las propiedades termodinámicas de cada una de las corrientes del ciclo ORC con propano, como sustancia de trabajo seleccionada, las cuales se aprecian en la tabla 38, teniendo en cuenta que la presión de operación seleccionada a la entrada de la turbina es de 20 bar, ya que presenta una relación coherente entre la eficiencia térmica que logra el ciclo y el requerimiento energético para lograr dicha presión de operación, así mismo se aclara que se presentan bajas temperaturas de saturación en la zona de condensación debido a que este fluido

presenta una relación directa con la presión de operación, la cual se mantiene constante con respecto a las variaciones de los demás parámetros de operación.

Tabla 38.

Propiedades termodinámicas corrientes ciclo ORC con Propano – esquema ciclo de gas cerrado

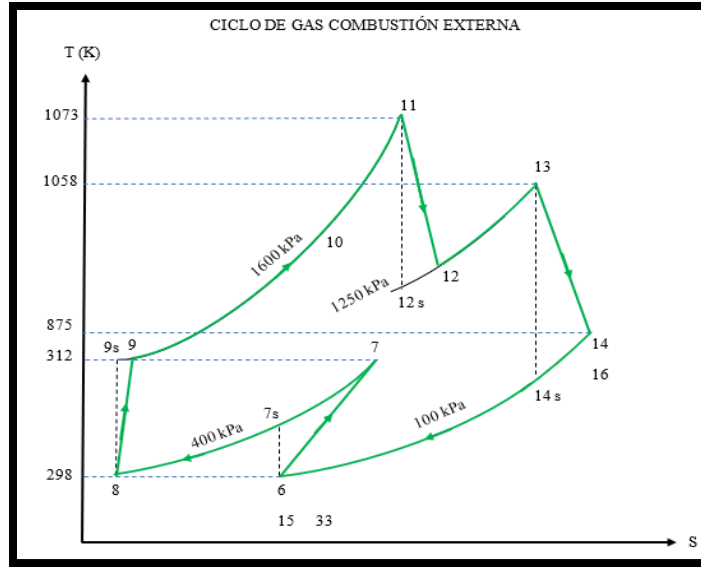
Corriente	P(KPa)	T(°C)	T(K)	m (Kg/s)	H(KJ/KG)	S(KJ/KG*K)	Q	phase
17	2000.0	350.0	623.2	10.0	1394.6	4.0	-1	Vapor sobrecalentado
18s	1000.0	323.6	596.7	10.0	1316.2	4.0	-1	Vapor sobrecalentado
18	1000.0	327.6	600.7	10.0	1327.9	4.0	-1	Vapor sobrecalentado
19	1000.0	327.6	600.7	0.6	1327.9	4.0	-1	Vapor sobrecalentado
20	1000.0	327.6	600.7	9.4	1327.9	4.0	-1	Vapor sobrecalentado
21	1000.0	347.6	620.7	9.4	1387.3	4.1	-1	Vapor sobrecalentado
22s	800.0	338.5	611.7	9.4	1361.6	4.1	-1	Vapor sobrecalentado
22	800.0	339.8	613.0	9.4	1365.5	4.1	-1	Vapor sobrecalentado
23	800.0	339.8	613.0	5E-03	1365.5	4.1	-1	Vapor sobrecalentado
24	800.0	339.8	613.0	0.3	1365.5	4.1	-1	Vapor sobrecalentado
25s	500.0	321.0	594.2	0.3	1312.5	4.1	-1	Vapor sobrecalentado
25	500.0	50.0	323.2	0.3	663.7	2.7	-1	Vapor sobrecalentado
26	500.0	1.7	274.9	9.4	204.3	1.0	0	Líquido saturado
27	800.0	1.9	275.1	9.4	205.0	1.0	-1	Líquido comprimido
28	800.0	18.3	291.5	1.0	247.2	1.2	0	Líquido saturado
29	2000.0	19.3	292.4	1.0	250.0	1.2	-1	Líquido comprimido
30	1000.0	26.9	300.1	0.6	270.4	1.2	0	Líquido saturado
31	800.0	18.3	291.5	0.6	270.4	1.2	----	Mezcla
32	2000.0	149.2	422.3	10.0	844.8	2.9	-1	Vapor sobrecalentado

Nota. En la tabla se aprecian las propiedades termodinámicas para cada corriente del ciclo ORC con Propano como sustancia de trabajo, a una presión de entrada a la turbina de 20 bar. Elaboración propia.

Por consiguiente, al haber establecido las condiciones de operación para el primer esquema tecnológico propuesto, se presentan a continuación en las figuras 43 y 44 los diagramas T-S para cada uno de los ciclos de este esquema, los cuales son de vital importancia para entender esquemáticamente el comportamiento termodinámico de cada proceso.

Figura 43.

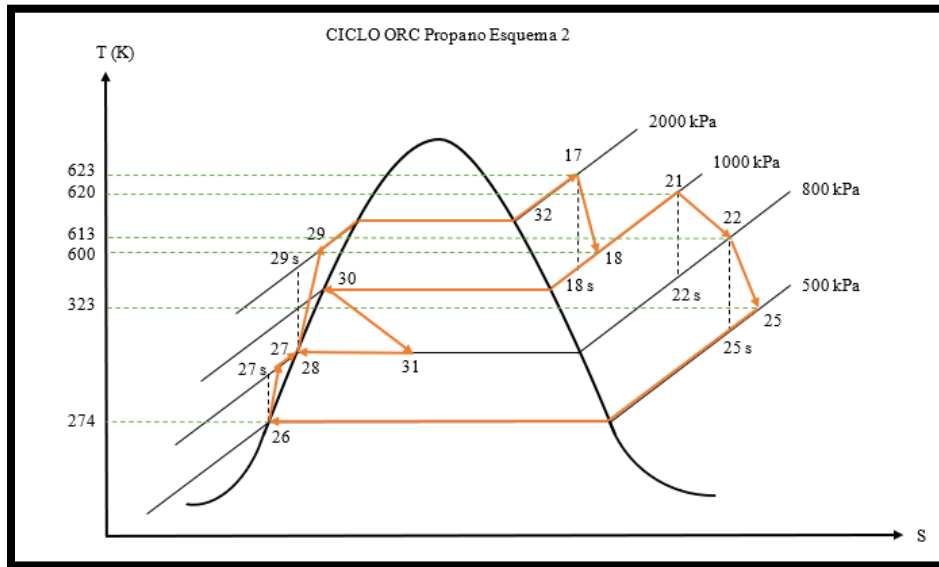
Diagrama TS ciclo de gas con combustión externa



Nota. En la figura se aprecia el diagrama TS del ciclo de gas con combustión externa. Elaboración propia.

Figura 44.

Diagrama TS ciclo ORC-Propano Esquema 2



Nota. En la figura se aprecia el diagrama TS del ciclo ORC para el segundo esquema propuesto. Elaboración propia

Finalmente se presenta la tabla 39, con los resultados consolidados del ciclo combinado para el primer esquema tecnológico propuesto.

Tabla 39.

Requerimientos y utilidades energéticas – Esquema tecnológico 2

Esquema tecnologico 2		
Ciclo de gas Joule-Brayton		
Parámetro	Unidad	Valor
Potencia compresor	kW	287.135
Potencia neta	kW	1000
Q in	kW	3330.683
Eficiencia termica	%	30.02%
Ciclo ORC (Propano)		
Parámetro	Unidad	Valor
Potencia turbina 1	kW	783.919
Potencia turbina 2	kW	206.297
Potencia turbina 3	kW	180.000
Potencia consumo bomba 1	kW	6.344
Potencia consumo bomba 2	kW	2.809
Potencia neta	kW	1161.062
Qin caldera recuperadora	kW	5799.235
Eficiencia termica	%	20.02%
Ciclo combinado		
Parámetro	Unidad	Valor
Requerimiento	kW	9129.918
Potencia neta	kW	2161.062
Eficiencia termica	%	23.67%

Nota. En la tabla se aprecia el requerimiento y utilidad para cada ciclo, identificando dichos parámetros para el ciclo combinado. Elaboración propia.

Los resultados de la implementación de las condiciones de operación seleccionadas para este segundo esquema propuesto permiten lograr una eficiencia térmica para el ciclo combinado de 23.67 % por lo tanto, comparado con el otro esquema propuesto, este presenta resultados bastante cercanos, en donde se evidencia un mayor requerimiento energético que para el otro esquema propuesto.

4.5 Análisis comparativo de resultados con fuentes bibliográficas

Al haber consolidado cada uno de los resultados para el análisis cinético y termodinámico, se procede con el análisis comparativo, el cual se encarga de poder validar los resultados presentados por el presente proyecto, contra los disponibles en la literatura. Por lo tanto, esta sección se organiza de la siguiente manera.

Primero se establecen los criterios de comparación de los resultados que se obtuvieron del análisis cinético, teniendo en cuenta las condiciones de cada una de las fuentes consultadas para este análisis comparativo. Segundo conforme a los resultados expuestos en la sección inmediatamente anterior, se enlistan los criterios de comparación para los resultados obtenidos del análisis termodinámico del presente proyecto, de igual manera relacionando cada una de las fuentes consultadas.

Con base a lo anterior, se inicia con el análisis comparativo de los resultados del modelo cinético, en donde se tiene los siguientes criterios de comparación para cada una de las fuentes consultadas [86], [87], [88], [89], [90]. A continuación, se presenta la tabla 40, la cual relaciona cada uno de los criterios de comparación obtenidos del análisis cinético.

En la tabla 40, se observan los criterios de comparación de las condiciones de operación de la gasificación, más relevantes para el presente proyecto de investigación a partir de cinco fuentes bibliográficas. Se evidencia que las cinco fuentes consultadas presentan, primeramente, el tipo de gasificador para la biomasa seleccionada, sólo dos de ellos corresponden a gasificadores Downdraft en el cual se transforma biomasa como pellets de madera, bagazo y raquis; biomasa que resultan comparables con la biomasa de este proyecto; así mismo presenta la temperatura de operación en un rango de 700°C a 1200°C para las cinco referencias, es importante resaltar que la temperatura de operación de la gasificación de raquis de palma se encuentra dentro de ese rango con una temperatura de 800°C. Por otro lado, se encuentra la posición del gas correspondiente a CO, CO₂ e H₂, las cuales resultan cercanas a las obtenidas por el análisis cinético del presente proyecto, de igual manera se aprecia que el CO, independientemente de la temperatura de operación, presenta la mayor composición en el gas de síntesis.

Tabla 40.*Comparación de resultados obtenidos del análisis cinético*

Criterios de comparación condiciones de operación gasificación						
Resultados disponibles en la literatura						
Referencia	Tipo de gasificador	Biomasa	Temperatura de operación	Composición de syngas (%)		
				CO	CO ₂	H ₂
C. Erlich. Et al. [86]	Downdraft	Pellets de madera	900-1100 °C	26.4	9.2	11.0
		Pellets de Bagazo	900-1200 °C	23.4	11.5	9.4
		Pellets del raquis	700-800 °C	16.6	15.5	14.7
B. Nyakuma. Et al. [87]	Gasificador de lecho fluidizado alotermico	Briquetas de Raquis de palma	600 °C	3.2	13.7	4.35
			700 °C	6.27	10.88	3.11
			800 °C	2.94	14.26	4.21
D. Roy. Et al. [88]	Gasificador (GCE)	Madera	873 °C	18.05	11.12	19.04
A. Aktawan. Et al [89]	Gasificador Downdraft con ciclón	Pellets del raquis	800 °C	11.7	12.3	9.6
D. Flórez. [90]	Reactor de lecho fijo de corrientes paralela	Cuesco de palma	778 °C	40.1	18.2	21.3
			813 °C	26.4	20.5	34.5
			831 °C	32.1	18.8	33.1
Resultados presente proyecto						
Tipo de gasificador	Biomasa	Temperatura de operación	Composición de syngas (%)			
			CO	CO ₂	H ₂	
Downdraft	Raquis de palma	800 °C	48.79	0.019	6.71	

Nota. En esta tabla se aprecian los criterios de comparación para los resultados del análisis cinético. Tomado de: C. Erlich and T. H. Fransson, “Downdraft gasification of pellets made of wood, palm-oil residues respective bagasse: Experimental study,” *Appl. Energy*, vol. 88, no. 3, pp. 899–908, 2011, doi: 10.1016/j.apenergy.2010.08.028.; B. B. Nyakuma, A. Ahmad, A. Johari, T. Abdullah, A. T., O. Oladokun, and H. Alkali, “Gasification of oil palm empty fruit bunches (opefb) briquettes for bio-syngas production,” *J. Teknol.*, vol. 78, no. 8–3, pp. 83–88, 2016.; D. Roy, S. Samanta, and S. Ghosh, “Energetic , exergetic and economic (3E) investigation of biomass gasification - based power generation system employing molten carbonate fuel cell (MCFC), indirectly heated air turbine and an organic Rankine cycle,” *J. Brazilian Soc. Mech. Sci. Eng.*, vol. 41, no. 112, 2019, doi: 10.1007/s40430-019-1614-1.; A. Aktawan, Maryudi, S. Salamah, and E. Astuti, “Gasification of oil palm shells and empty fruit bunches to produce gas fuel,” *Key Eng. Mater.*, vol. 849 KEM, pp. 3–7, Jun. 2020, doi: 10.4028/www.scientific.net/KEM.849.3.; D. F. Flórez Ramos, “Obtención de gas de síntesis a partir de la gasificación de cuesco de palma de aceite peletizado,” Universidad Nacional de Colombia, 2016.

Otros dos parámetros de comparación de los resultados del análisis cinético son el poder calorífico inferior del gas de síntesis y la eficiencia del gasificador, los cuales se calculan a partir de las composiciones determinadas del análisis cinético, las cuales para el presente el proyecto se encuentra en la tabla 25. Por lo tanto, se presenta la tabla 41, la comparación de cada uno de estos parámetros, conforme a las fuentes bibliográficas consultadas [55], [91], [27], [14], [86].

Tabla 41.

Comparación del poder calorífico del gas de síntesis y eficiencia del gasificador obtenidos de fuentes bibliográficas

Poder calorífico del gas de síntesis						
Resultados disponibles en la literatura				Resultados presente proyecto		
Referencia	Tipo de agente oxidante		Poder calorífico (MJ/kg)	Tipo de agente oxidante	Poder calorífico (MJ/kg)	
P. Basu. [55]	Vapor de agua		10--18			
Y.Richardson. Et al. [91]	Vapor de agua		10--15	Vapor de agua	12.98	
Eficiencia del gasificador						
Resultados disponibles en la literatura				Resultados presente proyecto		
Referencia	Tipo de gasificador	Materia prima	Eficiencia del gasificador (%)	Tipo de gasificador	Materia prima	Eficiencia del gasificador (%)
U.Lee. Et al. [27]	Downdraft	Pino	82	Downdraft	Raquis de palma	85.51
		Roble rojo	84.6			
		Estiercol de caballo	84.4			
		Cartón	81.7			
A. Susastriawan. Et al. [14]	Downdraft	Paja de maiz	73.61			
C. Erlich. Et al. [86]	Downdraft	Madera	63			

Nota. En la tabla se aprecian los resultados obtenidos por fuentes bibliográficas para el poder calórico del gas de síntesis y eficiencia del gasificador. Tomado de: P. Basu, “Gasification Theory,” in *Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction*, Elsevier, 2018, pp. 211–262.; Y. Richardson, M. Drobek, A. Julbe, J. Blin, and F. Pinta, “Biomass Gasification to Produce Syngas,” in *Recent Advances in Thermochemical Conversion of Biomass*, T. B. Rajeev Sukumaran, Ashok Pandey, Michael Stocker, Ed. Elsevier, 2015, pp. 213–250.; U. Lee, E. Balu, and J. N. Chung, “An experimental evaluation of an integrated biomass gasification and power generation system for distributed power applications,” *Appl. Energy*, vol. 101, pp. 699–708, 2013, doi: 10.1016/j.apenergy.2012.07.036.; A. A. P. Susastriawan, H. Saptoadi, and Purnomo, “Small-scale downdraft gasifiers for biomass gasification: A review,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 76, no. September, pp. 989–1003, 2017, doi: 10.1016/j.rser.2017.03.112.; C. Erlich and T. H. Fransson, “Downdraft gasification of pellets made of wood, palm-oil residues respective bagasse: Experimental study,” *Appl. Energy*, vol. 88, no. 3, pp. 899–908, 2011, doi: 10.1016/j.apenergy.2010.08.028.

Finalmente se compara el poder calorífico del gas obtenido y resulta cercano ya que el planteado en literatura está en un rango de 10-18(MJ/kg) y el calculado en el proceso es de 13,09 (MJ/kg) lo que muestra que está dentro del rango de la literatura. En conclusión, las condiciones operacionales para el proceso de gasificación comparadas con la literatura muestran una variedad de equipos, biomasas, composiciones, temperaturas, eficiencias y poder calorífico que presenta la literatura y dichos resultados en comparación con los estudios realizados en este proyecto se encuentran dentro de su rango , son lógicos y comparables.

Como segunda etapa del análisis comparativo, se relacionan los resultados obtenidos por las fuentes bibliográficas consultadas [92],[93],[94],[95],[96],[97], para el análisis termodinámico, en donde principalmente se validan los resultados obtenidos al presentarse la variación de parámetros operacionales en ciclos de gas y ciclos ORC. A continuación, en la tabla 42, se aprecian los resultados de cada fuente consultada. Los resultados se organizan primero para el ciclo de gas y posteriormente para el ciclo ORC, donde específicamente para los resultados comparados en el ciclo de gas, se aprecia que los datos reportados por las fuentes bibliográficas, presentan el mismo comportamiento que los resultados del presente proyecto, ya que a medida que aumenta la relación de compresión disminuye la eficiencia térmica del ciclo, y esto se debe a que los resultados presentados corresponden al ciclo abierto, es decir el ciclo que no cuenta con las modificaciones que aumentan la eficiencia, así mismo los resultados no presentan una gran diferencia, y las variaciones principalmente pueden deberse a múltiples factores, tales como condiciones de operación de las corrientes posteriores a la zona de compresión, el combustible usado para la combustión y al esquema tecnológico del proceso analizado.

Para el ciclo ORC, la influencia de la presión de entrada a la turbina de alta presión sobre la eficiencia térmica del ciclo, reportada por las fuentes bibliográficas, presenta un comportamiento generalmente similar, en donde a medida que aumentan dichas presiones, la eficiencia térmica del ciclo también incrementa y esto se debe a que dicha presión tiene influencia sobre el cálculo de las propiedades tales como entalpía y entropía, las cuales son completamente necesarias en el cálculo de la potencia neta y afectan de manera directa el parámetro de la eficiencia del ciclo.

Tabla 42.

Comparación de resultados obtenidos del análisis termodinámico

Criterios de comparación condiciones de ciclo combinado Brayton-ORC					
Ciclo de gas Joule-Brayton					
Resultados disponibles en la literatura			Resultados presente proyecto		
Referencia	Relación de compresión	Eficiencia térmica (%)	Relación de compresión	Eficiencia térmica (%)	
H. Sheykhlou . [92]	5	37.00	2	32.55	
	5	33.00			
	6	28.00			
	7	26.00			
	8	24.00			
V. Zare. Et al. [93]	3	19.20	6	28.51	
	4	19.10			
	5	18.70			
J. Sachdeva. Et al. [94]	8	28.30	8	27.42	
Ciclo ORC					
Resultados disponibles en la literatura			Resultados presente proyecto		
Referencia	Tipo de sustancia	Presión de entrada a la turbina (bar)	Eficiencia térmica (%)	Presión de entrada a la turbina (bar)	Eficiencia térmica (%)
L.Luo. Et al. [95]	Isobutano	20	47.75	20	34.83
		25	47.5	25	37.87
		30	47.15	30	39.68
		34	47.05	34	40.54
F. Vélez Et al. [96]	R134a	20	10.5	20	9.95
		25	11.7	23	10.51
		30	12.4	25	11.2
		35	13.3	26	11.52
		40	13.85	29	12.41
A. Cunha. Et al [97]	R134a	20	13.6	30	12.68
		23	13.5	36	14.14
		26	13.3	38	14.57
		29	13.08	40	14.97

Nota. En la tabla se aprecian los resultados obtenidos para las fuentes consultadas. Tomado de: H. Sheykhlou, “Thermodynamic Analysis of a Combined Brayton and Rankine Cycle based on Wind Turbine,” *J. Fundam. Renew. Energy Appl.*, vol. 06, no. 02, 2016, doi: 10.4172/2090-4541.1000203.; V. Zare and M. Hasanzadeh, “Energy and exergy analysis of a closed Brayton cycle-based combined cycle for solar power tower plants,” *Energy Convers. Manag.*, vol. 128, pp. 227–237, 2016, doi: 10.1016/j.enconman.2016.09.080.; J. Sachdeva and O. Singh, “Thermodynamic analysis of solar powered triple combined Brayton, Rankine and organic Rankine cycle for carbon free power,” *Renew. Energy*, vol. 139, no. 2019, pp. 765–780, 2019, doi: 10.1016/j.renene.2019.02.128.; L. Luo, H. Gao, C. Liu, and X. Xu, “Parametric investigation and thermoeconomic optimization of a combined cycle for recovering the waste heat from nuclear closed brayton cycle,” *Sci. Technol. Nucl. Install.*, vol. 2016, 2016, doi: 10.1155/2016/6790576.; F. Vélez, F. Chejne, and A. Quijano, “Thermodynamic analysis of R134a in an Organic Rankine Cycle for power generation from low temperature sources,” *Dyna*, vol. 81, no. 185, p. 153, 2014, doi: 10.15446/dyna.v81n185.37598.; A. F. V. da Cunha and S. L. S. Souza, “Analysis of R134a Organic Regenerative Cycle,” *J. Power Energy Eng.*, vol. 08, no. 05, pp. 32–45, 2020, doi: 10.4236/jpee.2020.85003.

4.6 Selección de equipos

En esta última sección del cuarto capítulo, se aborda la selección de los equipos que el presente proyecto tiene contemplado seleccionar, definiendo parámetros acordes sobre su selección, teniendo en cuenta los resultados obtenidos del análisis y termodinámico, por lo tanto, a continuación, se especifican los criterios detallados para la selección de los equipos comerciales.

4.6.1 Gasificador

Para la selección del gasificador se tiene en cuenta la cantidad de raquis de palma y su capacidad de procesamiento en las plantas extractoras, de acuerdo con lo que se describió en la sección 3.1, en primera instancia se selecciona la capacidad de producción de la biomasa en las plantas extractoras las cuales generan 26 Ton RFF/h, así mismo relacionando el porcentaje en peso que presenta el raquis de palma con respecto al RFF, el cual es de 22.6 %.

Con base a lo anterior se obtiene una generación de raquis de palma de 5.876 Ton/h en dichas plantas. Teniendo en cuenta que no se puede utilizar el 100% del raquis disponible para fines energéticos ya que este también es usado para fines agrícolas, por lo cual, según la fuente consultada, se debe distar el 50-70% de la biomasa disponible para fines energéticos por lo que se propone destinar un 60% [34], es decir que el raquis disponible para la generación de energía es de 3.5256 Ton/h.

Por consiguiente, evaluando la capacidad de alimentación de biomasa de los gasificadores comerciales y relacionando el raquis disponible para esta vía de conversión se propone una capacidad del gasificador de 1000 kg/h. A continuación, en la figura 45, se aprecia la ficha técnica del gasificador seleccionado, detallando cada una de sus características técnicas, las cuales son muy importantes a la hora de poder implementar este equipo en un proceso a nivel industrial.

Figura 45.

Ficha técnica gasificador de biomasa seleccionado

FICHA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS	Nombre del equipo : Gasificador Downdraft Numero de equipo: R-101
Datos de operación Potencia: 1 MW Lecho fijo , trifásico HV gas: 100-1300Kcal/Nm ³ Consumo de Biomasa: 960-1800 kg/h Eficiencia: 72% Requisito humedad de biomasa: <=20% Producción del gas: 3000-3600 Nm ³ /h Datos Fabricante Modelo: HQ-1200 Modelo grupo electrogeno: 600GFM Proveedor: Shangqiu Haiqi Machinery Equipment Co., Ltd Fabricado en: Shangqiu, China	

Nota. En la figura se aprecia la ficha técnica del gasificador de biomasa. Tomado de: “Shangqiu Haiqi Machinery Equipment Co., Ltd.,” *Made in China*, 2021. https://es.made-in-china.com/co_sqhaiqimachine/image_Downdraft-Fixed-Bed-1MW-Biomass-Gasification_eiungeoey_smnTJuPzrprF.html (accessed Oct. 28, 2021).


4.6.2 Turbogenerador de gas

El turbogenerador se selecciona teniendo en cuenta la capacidad de potencia eléctrica que el proceso desea generar, la cual corresponde a 1000 kW, por lo cual empresas como SIEMENS ENERGY fabrican turbinas de gas con potencias de alrededor de 4MW, lo que indica que dichas turbinas satisfacen ampliamente el requerimiento técnico para el proceso, además otro criterio de selección importante es la relación de compresión que se determinó en el análisis termodinámico, la cual corresponde a un valor de 4, la turbina de gas de dicha compañía presenta una relación de compresión en un rango de 4 a 10.3, este valor muestra que también cumple con el requerimiento de la relación de compresión para el proceso.

Además, el turbogenerador posee ventajas en su alta eficiencia y capacidad de arranque rápido en comparación con otras turbinas comerciales, de igual manera presenta ventajas en el costo operativo el cual es competitivo en el mercado, también tiene una unidad de extremo frío de un solo eje y revestimientos de combustión refrigerados por efusión estándar y por último puede operar con gas natural, gas de poder calorífico medio, combustible líquido y dual [98], lo que también indica otro parámetro de selección, ya que el gas de síntesis sería el combustible de operación para este equipo, presentando similitudes técnicas con los combustibles anteriormente nombrados. Por lo tanto, en la figura 46 se aprecia la ficha técnica del equipo seleccionado para la unidad de proceso del ciclo de gas, el cual corresponde al turbogenerador.

Figura 46.

Ficha técnica turbogenerador de gas seleccionado

FICHA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS	Nombre del equipo : Turbogenerador de gas Numero de equipo: C-101 , C-102 , C-103
<p style="text-align: center;">Datos de operación</p> <p>Potencia: 1-4 MW</p> <p>Combustible: gas, líquido, dual</p> <p>Frecuencia eléctrica: 50 Hz</p> <p>Eficiencia térmica: 29,7%</p> <p>Velocidad de calentamiento: 12,137 kJ/kWh</p> <p>Velocidad de turbina: 14,200 rpm</p> <p>Relación de compresión: 4 - 10.3</p> <p>Flujo másico de salida: 10-15 kg/s</p> <p>Temperatura de salida: 560°C</p> <p style="text-align: center;">Datos Fabricante</p> <p>Proveedor: SIEMENS ENERGY</p> <p>Modelo: SGT-A05</p> <p>Referencia: KB5S</p> <p>Fabricado en: Texas, USA</p>	

Nota. En la figura se aprecia la ficha técnica del turbogenerador de gas seleccionado. Tomado de: Siemens Energy, Inc, “SGT-A05 Aero-derivative Gas turbine,” 2021.

4.6.3 Equipo ORC

Para la selección del equipo ORC, se debe tener en cuenta que comercialmente no se encuentran disponibles equipos independientes que operen con sustancias orgánicas para las disposiciones de un ciclo Rankine, por lo tanto los fabricantes ofertan lo que se conoce técnicamente como módulos, dichos equipos son los ciclos compactos en una sola unidad, las cuales se aprecian como unos bancos compactos en donde se encuentran los cuatro equipos básicos con los que opera un ciclo de vapor, los cuales son, intercambiador de calor (caldera), turbina, condensador y bomba.

En ese orden de ideas y conforme a las condiciones de operación determinadas en el análisis termodinámico para el ciclo ORC, se selecciona el equipo para este ciclo conforme al criterio de la capacidad de potencia neta generada, la cual en términos prácticos es un parámetro que consolida las condiciones de operación del proceso, cabe aclarar que los fabricantes diseñan un tipo de modulo específico de acuerdo a su fuente de alimentación de calor, por lo tanto, el tipo de módulos que serían aplicables para la operación del ciclo que se propone en los esquemas del presente proyecto, es conforme a la tasa de recuperación de calor de un proceso externo, el cual se interpreta como el ciclo de gas, el cual sería dicha fuente que alimenta al ciclo ORC. Por consiguiente, se presenta a continuación, en la figura 47, la ficha técnica del módulo seleccionado para el ciclo ORC.

Figura 47.

Ficha técnica del módulo ORC seleccionado

<p>FICHA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS</p>	<p>Nombre del equipo : Módulo ORC Numero de equipo: E-102, C-104, C-105, C-106, E-105, P-102, P-101</p>
<p>Datos de operación</p> <p>Potencia neta generada: 100-145 Kwe</p> <p>Frecuencia eléctrica: 50 Hz</p> <p>Capacidad termica 800-1200 kWt</p> <p>Diametros de conexión tuberías DN 150 PN16</p> <p>Caída de presión : 50 - 100 kPa</p> <p>Temperaturas admisibles de entrada : 180 - 210 °C</p> <p>Tipo de fluido organico : R134a, R245fa, R1233zdE, Ciclopentano</p> <p>Flujo masico: 1-10 kg/s</p> <p>Dimensiones</p> <p>A = 5.800 mm</p> <p>B = 2.250 mm</p> <p>C = 2.500 mm</p> <p>Peso = 8.500 kg</p> <p>Datos Fabricante</p> <p>Proveedor: Rank</p> <p>Modelo: HTC</p> <p>Referencia: 3</p> <p>Fabricado en: Castelló, España</p>	

Nota. En la figura se aprecia la ficha técnica del módulo ORC seleccionado. Tomado de: “Rank® HTC - Rank® Organic Rankine Cycle (ORC) equipment, modules and systems.” <https://www.rank-orc.com/rank-htc-2/> (accessed Oct. 28, 2021).

5. ANÁLISIS DE COSTOS

En este capítulo se abordará de forma concreta el análisis de costos que se desarrolló con respecto a la propuesta del proceso de gasificación de raquis de palma y la cogeneración de energía eléctrica y calor. Por lo anterior, se desarrolló un análisis basado en la herramienta financiera del costo anual uniforme equivalente, por sus siglas en español CAUE, la cual permite comparar dos alternativas y bajo un parámetro de selección establecido, decidir cual opción cumple con el factor de análisis.

Para el desarrollo del análisis de costos, es importante contar con la información de los costos de capital de los equipos que se analizan, los costos de operación, por lo tanto en el presente capítulo se detallaran sobre las capacidades y costos de los equipos seleccionados conforme a la delimitación del proyecto, con el propósito de comparar el proceso propuesto, conforme al consumo de una empresa palmera teniendo en cuenta parámetros tales como potencia de consumo de las plantas de beneficio, número de horas en operación anual y especialmente la tarifa del recurso energético proporcionado por el SIN (Sistema interconectado nacional), la cual es la notación a la red de cableado nacional de energía eléctrica con respecto a la cual se realizara este análisis de costos.

5.1 Contextualización sector energético en Colombia

Colombia es un país ampliamente agroindustrial, especialmente un gran productor de aceite de palma para suplir la demanda interna y externa, debido a esa gran demanda de producción se requiere energía eléctrica para llevar a cabo dichos procesos industriales en las plantas de beneficio por lo cual dichas plantas se abastecen de fuentes de energía convencionales como carbón mineral, termoeléctricas y la energía de redes públicas. Por lo anterior el gobierno colombiano actualmente busca una transformación energética como modelo de desarrollo económico con el aprovechamiento de recursos energéticos de este sector industrial para lograr en los próximos que su abastecimiento energético sea 100 % de fuentes renovables, disminuyendo así el impacto del cambio climático y calentamiento global [99].

5.2 Cálculo costo anual de energía eléctrica sector palmero

El análisis de costos del presente proyecto inicia con la determinación del costo anual de energía eléctrica que presentan las plantas de extracción de aceite de palma, conforme a esto en la siguiente ecuación se aprecian cada uno de los factores que deben ser tenidos en cuenta para poder cuantificar dicho costo anual.

$$CAPEA = CP * RE * HOA * TEE \quad (43)$$

Donde:

CAPEA= Costo anual planta de extracción aceite de palma $\left[\frac{\$}{\text{año}} \right]$

CP = Capacidad de procesamiento $\left[\frac{\text{Ton RFF}}{h} \right]$

RE=Requerimiento energético $\left[\frac{KWh}{\text{Ton RFF}} \right]$

HOA= Horas de operación anual $\left[\frac{h}{\text{año}} \right]$

TEE= Tarifa energía eléctrica $\left[\frac{\$}{KWh} \right]$

En relación a la ecuación anteriormente mostrada, el primer factor en ser determinado en la capacidad de procesamiento, por lo tanto con la información establecida en la primera sección del capítulo 3 del presente documento, las plantas de alta capacidad de procesamiento son las que serán analizadas en el presente proyecto, debido a que son las de mayor participación actual a nivel nacional, por lo tanto se establece una capacidad de 26 Ton de RFF/h, principalmente porque las plantas de alta capacidad se clasifican con un flujo de RFF mayor a 25 Ton/h, entonces se considera dicho valor para establecer la mínima capacidad de este tipo de plantas.

Como segundo factor, se encuentra el requerimiento energético, en donde se establece la relación del número de KWh necesarios para procesar una tonelada de RFF. De acuerdo con lo anterior, y conforme a las fuentes bibliográficas consultadas [100],[101],[102], se ha logrado establecer un promedio de consumo de energía eléctrica a nivel nacional en las plantas de extracción de aceite de palma que corresponde a un valor de 22.5 KWh/Ton de RFF. El tercer parámetro es el

número de horas anuales que opera una planta de beneficio a nivel nacional, en donde se relaciona el mismo valor establecido en la primera sección del capítulo 3 del presente documento, donde se establece un valor de 5000 horas anuales de operación.

Como cuarto y último factor es importante determinar la tarifa de cobro del servicio de energía eléctrica, por lo cual es pertinente enunciar que el consumo y la generación de energía para el sector industrial en Colombia son regulados por la Comisión de regulación de energía y gas, por sus siglas en español (CREG), esta es la encargada de reglamentar el consumo de las empresas con el objetivo de asegurar la prestación de estos servicios públicos en condiciones de eficiencia económica con una adecuada cobertura y calidad del servicio [103].

La comisión establece tres clasificaciones para los consumidores de energía ya sea persona natural o jurídica. Dichas categorías corresponden, primero a los regulados, que son todas aquellas compañías que están sujetas a tarifas establecidas por la CREG y en la cual se encuentran la mayoría de los usuarios comerciales, industriales y residenciales. Por otro lado, se encuentran los no regulados, que son aquellos que tienen una demanda energética superior 2 MW, lo cual significa un consumo bastante alto en comparación con la demanda que presenta la primera categoría, los que se encuentran en esta categoría negocian libremente los costos de energía, así mismo en esta clasificación se encuentran las grandes industrias y comercializadores, ya por último se encuentra la categoría de agentes y estos son los encargados de llevar la energía al usuario final.

Con base a lo anterior, las tarifas que presenta la CREG a nivel nacional para el 2021 son las siguientes; para regulados, es de 252.22 COP/kWh, no regulados 216.12 COP/kWh y agentes 94.18 COP/kWh [104]. Conforme a las características de cada categoría establecida por la comisión, se logra identificar que la tarifa que será aplicada para el cálculo del costo de energía eléctrica anual es la tarifa para la categoría de regulados. Al haber establecido cada uno de los factores para el desarrollo del CAPEA, se procede a realizar el respectivo cálculo de este conforme a la ecuación 13, obteniendo un CAPEA de \$737,743,500 $\frac{\$}{\text{año}}$.

5.3 Calculo CAUE

Para el desarrollo del cálculo del CAUE, es importante establecer una serie de factores donde principalmente se encuentran, los costos de cada uno de los equipos que el presente proyecto seleccionó, los cuales son el costo inicial, el costo anual de operación, por sus siglas en español (CAO) y, por último, el valor de salvamento de cada equipo al final del periodo que se analiza.

Por lo tanto, en las siguientes tablas se aprecian los costos relacionados anteriormente para cada uno de los equipos seleccionados, iniciando con la tabla 43, la cual presenta los costos para el gasificador de biomasa, conforme a las fuentes bibliográficas consultadas [105], [106], en segunda instancia la tabla 44, la cual expone los costos para el turbogenerador de gas, basados en la información relacionada por las fuentes consultadas [107], [108]. Por otro lado, la tabla 45, que reúne los costos para el módulo ORC, que de igual forma que para los equipos anteriores, se basan dichos costos en sus respectivas fuentes bibliográficas [109], [110]. Finalmente, la tabla 46, muestra el resumen de costos totales derivado de los costos de los tres equipos seleccionados.

Es importante tener en cuenta, que se consideró, que el costo anual de operación se incrementa por año un 10%, respecto al costo del año inmediatamente anterior, así mismo el valor de salvamento de cada uno de los equipos se determinó conforme a la vida útil de cada uno y al periodo de análisis contemplado, por lo tanto se determina que dicho valor de salvamento se refleja cómo el 70% del costo inicial del equipo, teniendo en cuenta que los equipos presentan vidas útiles mayores al periodo de análisis, de igual manera identificando que cada uno de ellos presenta una depreciación en línea recta.

Cabe aclarar que la metodología de cálculo de esta herramienta financiera fue desarrollada mediante la función pago en el programa ofimático de Excel, dicha herramienta relaciona, tres parámetros los cuales son, la tasa de interés, el número de periodos en el cual se van a evaluar los costos y por último el valor actual del total de estos, que para las condiciones del presente análisis es el valor actual del total de los tres equipos seleccionados.

Tabla 43.*Costos gasificador de biomasa*

Gasificador de biomasa								
Periodo	Costo inicial	CAO				Valor de salvamento	Total Costos	
		Mano de obra	Mantenimiento	Costos de instalación	Total CAO			
0	\$ 1,167,956,000.00	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ 1,167,956,000.00	
1	\$ -	\$ 23,332,552.70	\$ 50,906,522.76	\$ 821,928,527.00	\$ 896,167,602.46	\$ -	\$ 896,167,602.46	
2	\$ -	\$ 25,665,807.97	\$ 55,997,175.04	\$ 904,121,379.70	\$ 985,784,362.71	\$ -	\$ 985,784,362.71	
3	\$ -	\$ 28,232,388.77	\$ 61,596,892.54	\$ 994,533,517.67	\$ 1,084,362,798.98	\$ -	\$ 1,084,362,798.98	
4	\$ -	\$ 31,055,627.64	\$ 67,756,581.79	\$ 1,093,986,869.44	\$ 1,192,799,078.87	\$ -	\$ 1,192,799,078.87	
5	\$ -	\$ 34,161,190.41	\$ 74,532,239.97	\$ 1,203,385,556.38	\$ 1,312,078,986.76	\$ 817,569,200.00	\$ 2,129,648,186.76	

Nota. En la tabla se aprecian los costos para el gasificador de biomasa, en pesos colombianos. Elaboración propia

Tabla 44.*Costos turbogenerador de gas*

Turbogenerador de gas								
Periodo	Costo inicial	CAO				Valor de salvamento	Total Costos	
		Mano de obra	Mantenimiento	Costos de instalación	Total CAO			
0	\$ 12,470,700,000.00	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ 12,470,700,000.00	
1	\$ -	\$ 178,518,533.00	\$ 294,515,591.00	\$ 210,751,090.09	\$ 683,785,214.09	\$ -	\$ 683,785,214.09	
2	\$ -	\$ 196,370,386.30	\$ 323,967,150.10	\$ 231,826,199.10	\$ 752,163,735.50	\$ -	\$ 752,163,735.50	
3	\$ -	\$ 216,007,424.93	\$ 356,363,865.11	\$ 255,008,819.01	\$ 827,380,109.05	\$ -	\$ 827,380,109.05	
4	\$ -	\$ 237,608,167.42	\$ 392,000,251.62	\$ 280,509,700.91	\$ 910,118,119.95	\$ -	\$ 910,118,119.95	
5	\$ -	\$ 261,368,984.17	\$ 431,200,276.78	\$ 308,560,671.00	\$ 1,001,129,931.95	\$ 8,729,490,000.00	\$ 9,730,619,931.95	

Nota. En la tabla se aprecian los costos para el turbogenerador de gas, en pesos colombianos. Elaboración propia

Tabla 45.*Costos Módulo ORC*

Módulo ORC								
Periodo	Costo inicial	CAO				Valor de salvamento	Total Costos	
		Mano de obra	Mantenimiento	Costos de instalación	Total CAO			
0	\$ 783,679,325.00	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ 783,679,325.00	
1	\$ -	\$ 178,518,533.00	\$ 600,000,000.00	\$ 569,405,997.00	\$ 1,347,924,530.00	\$ -	\$ 1,347,924,530.00	
2	\$ -	\$ 196,370,386.30	\$ 660,000,000.00	\$ 626,346,596.70	\$ 1,482,716,983.00	\$ -	\$ 1,482,716,983.00	
3	\$ -	\$ 216,007,424.93	\$ 726,000,000.00	\$ 688,981,256.37	\$ 1,630,988,681.30	\$ -	\$ 1,630,988,681.30	
4	\$ -	\$ 237,608,167.42	\$ 798,600,000.00	\$ 757,879,382.01	\$ 1,794,087,549.43	\$ -	\$ 1,794,087,549.43	
5	\$ -	\$ 261,368,984.17	\$ 878,460,000.00	\$ 833,667,320.21	\$ 1,973,496,304.37	\$ 548,575,527.50	\$ 2,522,071,831.87	

Nota. En la tabla se aprecian los costos para el módulo ORC, en pesos colombianos. Elaboración propia

Tabla 46.*Resumen costos equipos seleccionados*

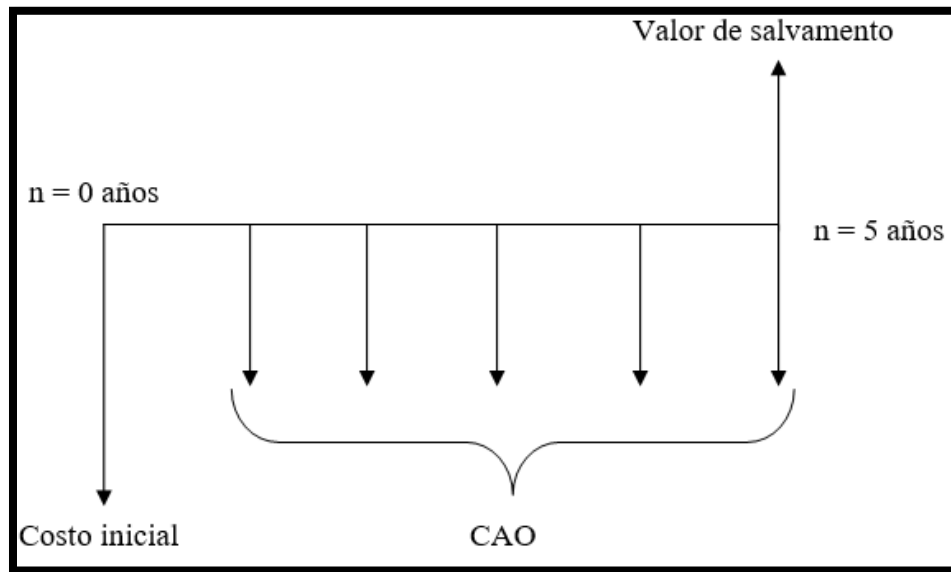
Resumen de costos equipos seleccionados								
Periodo	Costo inicial	CAO				Valor de salvamento	Total Costos	
		Mano de obra	Mantenimiento	Costos de instalación	Total CAO			
0	\$ 14,422,335,325.00	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ 14,422,335,325.00	
1	\$ -	\$ 380,369,618.70	\$ 945,422,113.76	\$ 1,602,085,614.09	\$ 2,927,877,346.55	\$ -	\$ 2,927,877,346.55	
2	\$ -	\$ 418,406,580.57	\$ 1,039,964,325.14	\$ 1,762,294,175.50	\$ 3,220,665,081.21	\$ -	\$ 3,220,665,081.21	
3	\$ -	\$ 460,247,238.63	\$ 1,143,960,757.65	\$ 1,938,523,593.05	\$ 3,542,731,589.33	\$ -	\$ 3,542,731,589.33	
4	\$ -	\$ 506,271,962.49	\$ 1,258,356,833.41	\$ 2,132,375,952.35	\$ 3,897,004,748.26	\$ -	\$ 3,897,004,748.26	
5	\$ -	\$ 556,899,158.74	\$ 1,384,192,516.76	\$ 2,345,613,547.59	\$ 4,286,705,223.08	\$ 10,095,634,727.50	\$ 14,382,339,950.58	

Nota. En la tabla se aprecia el resumen de costos de los equipos seleccionados, en pesos colombianos. Elaboración propia

Por lo tanto, para esquematizar la situación conforme a cada uno de los factores anteriormente nombrados, se presenta la figura 48, la cual muestra el flujo de efectivo de los costos durante el periodo de análisis de la herramienta financiera, el cual corresponde a 5 años.

Figura 48.

Flujo de efectivo CAUE



Nota. Se aprecia el flujo de efectivo el cual esquematiza los costos que se involucran el cálculo del CAUE. Elaboración propia.

Con base al flujo de efectivo, se puede apreciar de forma más detallada cada uno de los costos que se involucran para la determinación del CAUE, por lo tanto, es importante determinar el siguiente factor que se interviene para el cálculo mediante la función pago, anteriormente nombrada, el cual es el de la tasa de interés que será utilizada en el presente análisis de costos.

Dicha tasa de intereses se basa en la metodología de cálculo del modelo de valoración de activos financieros, por sus siglas en inglés (CAPM), el cual se utiliza para calcular la rentabilidad que un inversionista debe exigir al realizar una inversión en un activo financiero en función del riesgo que está asumiendo [111]. Dicho modelo se rige bajo la siguiente ecuación de cálculo, conforme a lo reportado en la literatura [112]. Cabe aclarar que el valor del CAPM será el valor de la tasa de interés que se utilizará en el presente análisis de costos.

$$CAPM = K_{LR} + \beta(K_m + K_{LR}) \quad (44)$$

Donde:

K_{LR} = Tasa libre de interés

β = Beta de activo

K_m = Rentabilidad del mercado

$K_m - K_{LR}$ = Prima de riesgo

Con base a la ecuación del CAPM, se deben establecer cada uno de los parámetros que permiten desarrollar el cálculo de la tasa de interés, por lo tanto, se inicia con la determinación de la tasa de libre de interés, la cual es el valor asignado a una inversión que garantiza un rendimiento con cero riesgos, dicha tasa se determina conforme a los datos que reporta el índice COLCAP, que se interpreta como la tasa de interés para un proyecto de inversión que es proporcionado por el estado, es decir que el valor que se toma es específicamente para el caso de Colombia, lo que indica que el valor que se toma para este parámetro es de 7.51%, siendo el valor más reciente reportado por el portal web consultado [113], al momento en que se realizaron los cálculos.

Por otro lado, el parámetro beta calcula la volatilidad de una acción respecto al mercado en general, este parámetro indica las fluctuaciones que se causarán en las acciones debido a un cambio en las condiciones del mercado. El valor de este parámetro fue consultado conforme a dos clasificaciones, la primera que es identificando a Colombia como una economía emergente y segundo determinando el tipo de mercado que se está analizando, que para el presente análisis se seleccionó la industria de la agricultura, ya que la industria palmera se cobija dentro de dicha clasificación. Por consiguiente, el valor reportado por la fuente consultada [114], para beta conforme a las condiciones anteriormente descritas es de 0.95.

Así mismo, el último parámetro para el cálculo de la tasa de interés mediante el modelo CAPM, corresponde a la prima de riesgo, lo que corresponde al rendimiento esperado que un inversor recibe, al tener una cartera cargada de riesgo en lugar de activos libres de riesgo. Dicho parámetro se determina conforme al país donde se evalúa el proyecto, por lo tanto el valor de la prima de riesgo para Colombia para el año 2021, es de 6.56% según la fuente consultada [115].

Al haber determinado cada uno de los parámetros para el cálculo de la tasa de interés, se pueden reemplazar cada uno de los valores determinados, conforme a la ecuación 14. Por consiguiente, el valor de la tasa de interés calculada es de 13.74%. Finalmente, al haber determinado el valor de la tasa de interés, se calcula la herramienta financiera del CAUE, dando como resultado un valor de -\$ 9.198'691,823.33.

Finalmente se establece un criterio de aprobación o rechazo de las opciones analizadas, con respecto a los valores calculados, primero el del costo anual de energía eléctrica en la industria palmera detallado en la sección 5.2 y el segundo el valor del CAUE de los equipos seleccionados. Por lo tanto, se selecciona la alternativa que presente un menor costo al comparar los valores calculados. Lo que indica que con la opción seleccionada se incurren en una menor cantidad de gastos anuales para su operación.

De acuerdo a lo anterior, los cálculos desarrollados concluyen que la alternativa que presenta un menor costo anual para su implementación, es la opción que relación el abastecimiento de energía eléctrica de la red pública, debido a que el costo anual para la alternativa propuesta en el presente proyecto, es bastante alto, gracias a dos factores principales, los cuales son, altos costos de inversión inicial, y así mismo altos costos de operación, ya que son equipos que requieren una alta supervisión, lo que repercute en un incremento en los costos de mantenimiento.

6. CONCLUSIONES

Se evidenció que el raquis de palma tiene una baja resistencia de conversión de la fase sólida a gaseosa, es decir que este contenido al ser volatilizado aporta a la reactividad de la biomasa y esta a su vez posee un alto contenido de material orgánico, es decir que, comparado con el carbón mineral, el cual es el combustible fósil más utilizado para la generación de energía, así mismo se determinó que esta biomasa presenta un valor de humedad en base seca de 5.02% en peso, y un poder calorífico inferior de 15.2% MJ/kg, lo que indica que es una biomasa residual sólida con alto potencial energético.

Se definieron tres unidades de proceso para el esquema tecnológico, las cuales corresponden a la unidad de gasificación integrada por un gasificador de lecho fijo de flujo descendente y un reactor de craqueo catalítico, seguido a esta se propuso la unidad de ciclo de gas y por último la unidad del ciclo orgánico Rankine.

De acuerdo con lo anterior, se seleccionó un gasificador downdraft, debido a que presenta una baja cantidad de alquitranes que se generan en el proceso, así mismo por su capacidad de generación de potencia térmica la cual se encuentra entre los 1- 10 MW.

Para el esquema tecnológico de los ciclos de potencia, se propuso dos diseños, los cuales son, el ciclo abierto de combustión interna y el ciclo cerrado de combustión externa, para ello se tuvieron en cuenta las modificaciones que aumentan la eficiencia térmica del ciclo de gas, las cuales corresponden a; interenfriamiento, recalentamiento y por último regeneración. Por otro lado, en el ciclo ORC, se tuvieron en cuenta las modificaciones de precalentamiento y regeneración, las cuales cumplen el mismo objetivo que las modificaciones del ciclo de gas, finalmente se realizaron los diagramas PFD de los dos esquemas propuestos.

Para el análisis cinético se seleccionó las fracciones másicas del carbonizado, gas y alquitrán productos de la pirólisis obteniendo rangos entre 25-32%,19-43% ,25-50% en peso, respectivamente, y así mismo se seleccionaron 5 reacciones correspondientes a Bourdoudard,

reformado de vapor, reacción agua gas, reformado de vapor de metano y la de craqueo catalítico de benceno.

El modelo cinético seleccionado para el proceso de gasificación de raquis de palma corresponde a la ley de potencias, ya que ha sido utilizada en gran medida para reacciones primarias y su aplicabilidad en un amplio rango de temperaturas. El resultado de este modelo corresponde a una temperatura de operación en la zona de gasificación de 800°C, obteniendo las siguientes composiciones, 48,790 % para el CO , 0,019% para el CO₂ % y 6,710 % para el H₂, así mismo se obtiene un poder calorífico de 12,98 MJ/kg y una eficiencia del gasificador de 85,51%, valores que son coherentes y comparables con los estudios presentados por otros autores.

Para el análisis termodinámico se concluye lo siguiente, para el esquema tecnológico 1, el cual opera con R134a como sustancia de trabajo del ORC, se obtuvo un requerimiento de 6855.19 kW, una potencia neta de 1755.79 kW y una eficiencia térmica de 25.61% mientras que para el esquema tecnológico 2 correspondiente al ciclo de gas cerrado, el cual opera con propano como sustancia de trabajo del ORC, se determina un requerimiento de 9129.91 kW, una potencia neta de 2161.06 kW y una eficiencia térmica de 23.67 %, lo anterior muestra una baja diferencia entre el rendimiento de cada uno de los ciclos propuestos.

Se realizó la comparación de los resultados obtenidos en el presente proyecto con los resultados obtenidos por otros autores tanto para el análisis cinético como el análisis termodinámico, por lo tanto para el análisis cinético se concluye que los tipos de gasificadores, biomasas , temperaturas de operación y composiciones del gas de síntesis son coherentes ya que se encuentran dentro de los rangos y son comparables con dichos estudios, por otro lado para el análisis termodinámico se comparan criterios, como la relación de compresión para el ciclo de gas, presión a la entrada de la turbina en el ciclo ORC y eficiencia térmica, las cuales son similares a las condiciones de operación establecidas con las sustancias seleccionadas.

Para el análisis de costos se concluye que mediante la herramienta financiera del CAUE, se logra identificar de forma parcial que para la puesta en marcha de este tipo de proyectos se requieren tener en cuenta diversos tipos de factores que no son tenidos en cuenta por la delimitación de este análisis.

A manera de recomendaciones:

Se recomienda proponer otro esquema tecnológico donde se contemple una modificación en la disposición de los equipos para comparar y obtener una optimización del gas de síntesis.

Se sugiere evaluar todas las reacciones de gasificación para comparar su velocidad de reacción y seleccionar las que transforman la biomasa en menor tiempo de residencia

Se recomienda realizar un análisis de los diferentes parámetros de operación con relación al principio termodinámico, por ejemplo, la variación de la temperatura en cada corriente del proceso.

Se sugiere proponer un análisis exergético de los ciclos de potencia, en el cual se contemple el desarrollo de un estudio termo económico para el proceso seleccionado.

Para el análisis de costos se debe contemplar otros aspectos como beneficios tributarios para proyectos de inversión para energías renovables contemplados por la ley 1715 de 2014.

BIBLIOGRAFIA

- [1] Fedepalma, “Anuario estadístico 2020. Principales cifras de la agroindustria de la palma de aceite en Colombia y en el mundo,” 2020. [Online]. Available: <https://publicaciones.fedepalma.org/index.php/anuario/article/view/13235/13024>.
- [2] A. I. Villarreal, “Informe final fundamentos para el desarrollo de una política nacional de bioenergía,” 2015.
- [3] D. C. Molina Crespo and R. Anaya Aldana, “Evaluación económica y financiera de las alternativas de uso de los residuos de la materia prima de una planta industrial de extracción de palma de aceite,” *Dictam. Libr.*, vol. 1, no. 22, pp. 77–89, 2018, doi: 10.18041/2619-4244/dl.22.5029.
- [4] A. Darmawan, B. Lokahita, K. Tokimatsu, and M. Aziz, “Direct ammonia production via a combination of carbonization and thermochemical cycle from empty fruit bunch,” *Therm. Sci. Eng. Prog.*, vol. 20, no. February, p. 100673, 2020, doi: 10.1016/j.tsep.2020.100673.
- [5] Fondo Europeo de Desarrollo Regional and J. de Andalucía, “¿Qué es la bioeconomía?”. 2020. [Online]. Available: <http://www.bioeconomiaandalucia.es/que-es-la-bioeconomia>
- [6] S. Heidenreich, M. Müller, and P. U. Foscolo, “Biomass Pretreatment,” in *Advanced Biomass Gasification New Concepts for Efficiency Increase and Product Flexibility*, Elsevier, 2016, pp. 11–17.
- [7] INERCO Consultoría Colombia, “Valorización Energética De Residuos: Proyecto WTE Colombia,” 2018. [Online]. Available: [https://bdigital.upme.gov.co/bitstream/001/1339/5/Productos 1%2C2 y 3_V2.pdf](https://bdigital.upme.gov.co/bitstream/001/1339/5/Productos%201%20y%203_V2.pdf).
- [8] Anthony Anukam and Jonas Berghel, “Biomass Pretreatment and Characterization: A Review,” in *Biotechnological Applications of Biomass*, Intechopen, 2020.
- [9] B. Rajasekhar Reddy and R. Vinu, “Feedstock Characterization for Pyrolysis and Gasification,” in *Coal and biomass Gasification*, B. Rajasekhar Reddy and R. Vinu, Ed. Springer Berlin Heidelberg, 2018, pp. 3–36.
- [10] P. Basu, “Analytical techniques,” in *Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction: Practical Design and Theory*, Elsevier, 2018, pp. 479–495.
- [11] N. Afanasjeva, L. C. Castillo, and J. C. Sinisterra, “Biomasa Lignocelulósica. Parte I:

- Transformación de biomasa,” *J. Sci. with Technol. Appl.*, vol. 5, pp. 27–43, 2017, doi: <https://doi.org/10.34294/j.jsta.17.3.22>.
- [12] Michael D. Baker, *Gasification, Chemistry, Processes and applications*. Nova Science Publishers, 2012.
- [13] “La gasificación de biomasa | Energia12.”. 2012. [Online]. Available: <https://energia12.com/2012/10/26/la-gasificacion-de-biomasa/>
- [14] A. A. P. Susastriawan, H. Saptoadi, and Purnomo, “Small-scale downdraft gasifiers for biomass gasification: A review,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 76, no. September, pp. 989–1003, 2017, doi: 10.1016/j.rser.2017.03.112.
- [15] BioEnergy Consult, “BIOMASS GASIFICATION (Lecture-6),” no. July. 2019.
- [16] S. Heidenreich, M. Müller, and P. U. Foscolo, “Advanced Process Integration: The UNIQUE Gasifier Concept— Integrated Gasification, Gas Cleaning and Conditioning,” in *Advanced Biomass Gasification New Concepts for Efficiency Increase and Product Flexibility*, Elsevier, 2016, pp. 18–54.
- [17] P. Parthasarathy and K. S. Narayanan, “Hydrogen production from steam gasification of biomass: Influence of process parameters on hydrogen yield - A review,” *Renew. Energy*, vol. 66, pp. 570–579, 2014, doi: 10.1016/j.renene.2013.12.025.
- [18] P. Basu, “Gasification Theory,” in *Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction*, Elsevier Inc., 2018, pp. 199–248.
- [19] F. H. Mohammed Abed and Aly Moustafa Radwan and Ashraf Amin, “World ’ s largest Science , Technology & Medicine Open Access book publisher Catalytic Pyrolysis of Biomass,” in *Biomass Volume Estimation and Valorization for Energy*, Intechopen, 2017, pp. 487–503.
- [20] M. Asadullah, “Barriers of commercial power generation using biomass gasification gas: A review,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 29, pp. 201–215, 2014, doi: 10.1016/j.rser.2013.08.074.
- [21] J. G. Speight, “Gasifier Types,” in *Gasification of Unconventional Feedstocks*, Elsevier, 2014, pp. 54–90.
- [22] L. C. Venegas, “Diseño y construcción de un gasificador de lecho fijo para la producción de gas de síntesis,” Universidad nacional de Callao, 2015.
- [23] C. Loha, M. K. Karmakar, S. De, and P. K. Chatterjee, “Gasifiers: Types, Operational

- Principles, and Commercial Forms,” in *Coal and biomass Gasification, Energy, Environment, and Sustainability*, Springer Nature Singapore, 2018, pp. 63–91.
- [24] David Aarón Rodríguez Alejandro, “Gasificación de Biomasa: Modelado, Simulación y Análisis Experimental,” Universidad de guanajuato división de ciencias naturales y exactas, 2017.
- [25] M. Materazzi, “Gasification of Waste Derived Fuels in Fluidized Beds: Fundamental Aspects and Industrial Challenges,” in *Clean Energy from Waste*, 2017, pp. 19–60.
- [26] A. V. Bridgwater, “The technical and economic feasibility of biomass gasification for power generation,” *Fuel*, vol. 74, no. 5, pp. 631–653, 1995, doi: 10.1016/0016-2361(95)00001-L.
- [27] U. Lee, E. Balu, and J. N. Chung, “An experimental evaluation of an integrated biomass gasification and power generation system for distributed power applications,” *Appl. Energy*, vol. 101, pp. 699–708, 2013, doi: 10.1016/j.apenergy.2012.07.036.
- [28] A. Verdeza-Villalobos, Y. A. Lenis-Rodas, A. J. Bula-Silvera, J. M. Mendoza-Fandiño, and R. D. Gómez-Vásquez, “Performance analysis of a commercial fixed bed downdraft gasifier using palm kernel shells,” *CTyF - Ciencia, Tecnol. y Futur.*, vol. 9, no. 2, pp. 79–88, 2019, doi: 10.29047/01225383.181.
- [29] J. B. Heywood, “Thermochemistry of Fuel-Air Mixtures,” in *Internal Combustion Engine Fundamentals*, McGraw-Hill Education, 1988, pp. 62–92.
- [30] R. W. R. Zwart and B. J. Vreugdenhil, “Tar formation in pyrolysis and gasification,” 2009.
- [31] F. Fantozzi and P. Bartocci, “The gas and steam turbines and combined cycle in IGCC systems,” in *Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC) Technologies*, Elsevier, 2017, pp. 498–640.
- [32] M. Astolfi, “Technical options for organic rankine cycle systems,” in *Organic Rankine Cycle (ORC) Power Systems: Technologies and Applications*, no. 1, Elsevier, 2017, pp. 67–89.
- [33] Paul Breeze, *Combined Heat and Power Generation*. Elsevier, 2017.
- [34] F. R. P. Arrieta, F. N. Teixeira, E. Yáñez, E. Lora, and E. Castillo, “Cogeneration potential in the Columbian palm oil industry: Three case studies,” *Biomass and Bioenergy*, vol. 31, no. 7, pp. 503–511, 2007, doi: 10.1016/j.biombioe.2007.01.016.

- [35] Hacienda La Cabaña, "Producción". 2020. [Online]. Available: <https://www.lacabana.com.co/produccion/>
- [36] K. Krischer and K. Schönleber, "4. Thermal power plants," in *Physics of Energy Conversion*, De Gruyter, 2015, pp. 45–72.
- [37] M. Michael and S. Howard, "Gas power systems," in *Fundamentals of engineering thermodynamics*, John Wiley & Sons, Inc., 2020, pp. 373–453.
- [38] Y. A. Çengel, J. M. Cimbala, and R. H. Turner, "Power and refrigeration cycles," in *Fundamentals of fluid-thermal sciences*, vol. 2, no. 27, McGraw-Hill Education, 2017, pp. 345–414.
- [39] H. Siddiqui, S. K. Thengane, S. Sharma, and S. M. Mahajani, "Revamping downdraft gasifier to minimize clinker formation for high-ash garden waste as feedstock," *Bioresour. Technol.*, vol. 266, no. May, pp. 220–231, 2018, doi: 10.1016/j.biortech.2018.06.086.
- [40] M. A. Sukiran, L. S. Kheang, N. A. Bakar, and C. Y. May, "Production and characterization of bio-char from the pyrolysis of empty fruit bunches," *Am. J. Appl. Sci.*, vol. 8, no. 10, pp. 984–988, 2011, doi: 10.3844/ajassp.2011.984.988.
- [41] A. N. Rozhan *et al.*, "Enhancement of oil palm empty fruit bunch char by impregnation of pyrolytic carbon from tar vapor decomposition," *J. Renew. Sustain. Energy*, vol. 8, no. 1, 2016, doi: 10.1063/1.4942538.
- [42] K. H. Khor and K. O. Lim, "Slow pyrolysis of oil palm empty fruit bunches," *Int. Energy J.*, vol. 9, no. 3, pp. 181–188, 2008.
- [43] S. Handoko, N. Nurhadi, S. Mujjati, and R. Fitriani, "Characterization of pyrolysis products of oil palm empty fruit bunch," *IOP Conf. Ser. Earth Environ. Sci.*, vol. 749, no. 1, 2021, doi: 10.1088/1755-1315/749/1/012041.
- [44] S. Y. Lee, T. Alam, J. H. Kim, J. C. Lee, and S. W. Park, "Qualitative analysis of tar based on tar sampling conditions for empty fruit bunch gasification," *Biomass Convers. Biorefinery*, 2021, doi: 10.1007/s13399-021-01567-x.
- [45] M. A. Sukiran, L. S. Kheang, N. A. Bakar, and C. Y. May, "Pyrolysis of empty fruit bunches: Influence of temperature on the yields and composition of gaseous product," *Am. J. Appl. Sci.*, vol. 11, no. 4, pp. 606–610, 2014, doi: 10.3844/ajassp.2014.606.610.
- [46] M. Auta, L. M. Ern, and B. H. Hameed, "Fixed-bed catalytic and non-catalytic empty fruit bunch biomass pyrolysis," *J. Anal. Appl. Pyrolysis*, vol. 107, pp. 67–72, 2014, doi:

- 10.1016/j.jaap.2014.02.004.
- [47] N. Abdullah, H. Gerhauser, and F. Sulaiman, “Fast pyrolysis of empty fruit bunches,” *Fuel*, vol. 89, no. 8, pp. 2166–2169, 2010, doi: 10.1016/j.fuel.2009.12.019.
- [48] Raju and A. Sitorus, “Measurement of pyrolysis gases on palm oil shell and empty fruit bunch,” *3rd Int. Conf. Comput. Eng. Des. ICCED 2017*, vol. 2018-March, pp. 1–4, 2018, doi: 10.1109/CED.2017.8308099.
- [49] M. A. Sukiran, N. K. A. Bakar, and C. M. Chin, “Bio-oils from Pyrolysis of Oil Palm Empty Fruit Bunches,” *Am. J. Appl. Sci.*, vol. 6, no. 5, pp. 869–875, 2009.
- [50] N. Abdullah and A. V Bridgwater, “Pyrolysis liquid derived from oil palm empty fruit bunches.,” *J. Phys. Sci.*, vol. 17, no. January, pp. 117–129, 2006.
- [51] Y. H. Li and H. H. Chen, “Analysis of syngas production rate in empty fruit bunch steam gasification with varying control factors,” *Int. J. Hydrogen Energy*, vol. 43, no. 2, pp. 667–675, 2018, doi: 10.1016/j.ijhydene.2017.11.117.
- [52] G. Yildiz, F. Ronsse, R. Venderbosch, R. van Duren, S. R. A. Kersten, and W. Prins, “Effect of biomass ash in catalytic fast pyrolysis of pine wood,” *Appl. Catal. B Environ.*, vol. 168–169, pp. 203–211, 2015, doi: 10.1016/j.apcatb.2014.12.044.
- [53] G. J. H. C.N., F.R.S., and S. K.W., “The kinetics of the reactions of the steam-carbon system,” *Proc. R. Soc. London. Ser. A. Math. Phys. Sci.*, vol. 187, no. 1009, pp. 129–151, 1946, doi: 10.1098/rspa.1946.0071.
- [54] S. Dasappa, P. J. Paul, H. S. Mukunda, and U. Shrinivasa, “Wood-char gasification: Experiments and analysis on single particles and packed beds,” *Symp. Combust.*, vol. 27, no. 1, pp. 1335–1342, 1998, doi: 10.1016/S0082-0784(98)80538-9.
- [55] P. Basu, “Gasification Theory,” in *Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction*, Elsevier, 2018, pp. 211–262.
- [56] R. W. R. Zwart and B. J. Vreugdenhil, “Tar formation in pyrolysis and gasification,” no. June, p. 37, 2009.
- [57] N. Gao, X. Wang, A. Li, C. Wu, and Z. Yin, “Hydrogen production from catalytic steam reforming of benzene as tar model compound of biomass gasification,” *Fuel Process. Technol.*, vol. 148, pp. 380–387, 2016, doi: 10.1016/j.fuproc.2016.03.019.
- [58] J. Yu and J. D. Smith, “Validation and application of a kinetic model for biomass gasification simulation and optimization in updraft gasifiers,” *Chem. Eng. Process. -*

- Process Intensif.*, vol. 125, pp. 214–226, 2018, doi: 10.1016/j.cep.2018.02.003.
- [59] F. J. Moreno González, “Simulación de gasificación de biomasa en lecho fluidizado burbujeante,” Universidad carlos iii de madrid escuela politécnica superior, 2010.
- [60] S. Rincón, A. Gómez, and W. Klose, *Gasificación de biomasa residual de procesamiento agroindustrial*. kassel university press GmbH, 2011.
- [61] M. Wölki, *Über die wahre Reaktionsgeschwindigkeit der Vergasung von Biomassepyrolysat mit Kohlendioxid und Wasserdampf*. kassel university press GmbH, 2005.
- [62] S. Iwaszenko, N. Howaniec, and A. Smoliński, “Determination of random pore model parameters for underground coal gasification simulation,” *Energy*, vol. 166, pp. 972–978, 2019, doi: 10.1016/j.energy.2018.10.156.
- [63] H. S. Fogler, “Rate laws,” in *Elements of chemical reaction engineering*, Prentice Hall International Serie, 2020, pp. 243–320.
- [64] U. Kumar and M. C. Paul, “CFD modelling of biomass gasification with a volatile break-up approach,” *Chem. Eng. Sci.*, no. September, pp. 413–422, 2019, doi: 10.1016/j.ces.2018.09.038.
- [65] V. Biba, J. Macák, E. Klose, and J. Malecha, “Mathematical model for the gasification of coal under pressure,” *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, vol. 17, no. 5, pp. 92–98, 1978, doi: 10.1021/i260065a017.
- [66] Y. Wang and C. M. Kinoshita, “Kinetic model of biomass gasification,” *Sol. Energy*, vol. 51, no. 1, pp. 19–25, 1993, doi: 10.1016/0038-092X(93)90037-O.
- [67] W. M. Graven and F. J. Long, “Kinetics and Mechanisms of the two Opposing Reactions of the Equilibrium $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} = \text{CO}_2 + \text{H}_2$,” *J. Am. Chem. Soc.*, vol. 76, no. 10, pp. 2602–2607, 1954, doi: 10.1021/ja01639a002.
- [68] F. Bustamante *et al.*, “Uncatalyzed and wall-catalyzed forward water–gas shift reaction kinetics,” *AIChE J.*, vol. 51, no. 5, pp. 1440–1454, May 2005, doi: 10.1002/AIC.10396.
- [69] N. Ngamsidhipongsa, A. F. Ghoniem, and A. Arpornwichanop, “Detailed kinetic mechanism of devolatilization stage and CFD modeling of downdraft gasifiers using pelletized palm oil empty fruit bunches,” *Renew. Energy*, vol. 179, pp. 2267–2276, 2021, doi: 10.1016/j.renene.2021.08.010.
- [70] T. Nozaki, H. Tsukijihara, W. Fukui, and K. Okazaki, “Kinetic analysis of the catalyst and

- nonthermal plasma hybrid reaction for methane steam reforming,” *Energy and Fuels*, vol. 21, no. 5, pp. 2525–2530, 2007, doi: 10.1021/ef070117+.
- [71] L. Gerun *et al.*, “Numerical investigation of the partial oxidation in a two-stage downdraft gasifier,” *Fuel*, vol. 87, no. 7, pp. 1383–1393, 2008, doi: 10.1016/j.fuel.2007.07.009.
- [72] P. A. Simell, N. A. K. Hakala, and H. E. Haario, “Catalytic decomposition of gasification gas tar with benzene as the model compound,” *Fuel Energy Abstr.*, vol. 38, no. 2, p. 118, 1997, doi: 10.1016/s0140-6701(97)84319-6.
- [73] A. Caballero Chavarría, “Propuesta de un sistema de gasificación de residuos de hidrocarburos para aprovechamiento energético en el Plantel El Alto de RECOPE S.A.,” Instituto tecnologico de Costa Rica, Escuela de Química, 2017.
- [74] J. C. Vázquez Martín, “Diseño de un reactor de lecho fluido de laboratorio para el estudio de la conversión termoquímica de biomasa,” Escuela superior de ingenieros-Universidad de Sevilla- Departamento de ingeniería química y ambiental, 2011.
- [75] R. V. Pindoria, I. N. Chatzakis, J. Y. Lim, A. A. Herod, D. R. Dugwell, and R. Kandiyoti, “Hydropyrolysis of sugar cane bagasse: effect of sample configuration on bio-oil yields and structures from two bench-scale reactors,” *Fuel*, vol. 78, no. 1, pp. 55–63, 1999, doi: 10.1016/S0016-2361(98)00102-1.
- [76] D. Bonvin, “Optimal operation of batch reactors - A personal view,” *J. Process Control*, vol. 8, no. 5–6, pp. 355–368, 1998, doi: 10.1016/s0959-1524(98)00010-9.
- [77] X. Zou *et al.*, “Green synthesis of Ni supported hematite catalysts for syngas production from catalytic cracking of toluene as a model compound of biomass tar,” *Fuel*, vol. 217, no. July 2017, pp. 343–351, 2018, doi: 10.1016/j.fuel.2017.12.063.
- [78] I. Bell, S. Quoillin, J. Wronski, and V. Lemort, “Coolprop: An open-source reference-quality thermophysical property library,” in *ASME ORC 2nd International Seminar on ORC Power Systems, Rotterdam, Netherlands.*, 2013, no. 1, [Online]. Available: http://coolprop.sourceforge.net/_static/poster.pdf%5Cnhttp://orbit.dtu.dk/ws/files/59934392/COOLPROP.pdf.
- [79] Y. A. Çengel, J. M. Cimbala, and R. H. Turner, “Energy, energy transfer, and general energy analysis,” in *Fundamentals of thermal -fluid sciences*, 2017, pp. 57–100.
- [80] A. A. Boateng, “Combustion and Flame,” in *Rotary Kilns Transport Phenomena and Transport Processes*, Butterworth-Heinemann, Ed. Elsevier, 2016, pp. 107–143.

- [81] Science notes, “Adiabatic Flame Temperature Chart,” 2021. [Online]. Available: <https://sciencenotes.org/adiabatic-flame-temperature-chart/>
- [82] Facultad nacional de ingeniería-Universidad técnica de Oruro, “Termodinámica de los compresores,” 2021. [Online]. Available: http://eribera_bo.tripod.com/termodinamica_1.html
- [83] Z. min Bo, Z. Sang, X. Lv, and Y. wu Weng, “Effects of different working fluids on the performance of a radial turbine in an organic Rankine cycle power system,” *J. Mech. Sci. Technol.*, vol. 32, no. 9, pp. 4503–4515, 2018, doi: 10.1007/s12206-018-0847-8.
- [84] K. H. Kim and H. Perez-Blanco, “Performance analysis of a combined organic Rankine cycle and vapor compression cycle for power and refrigeration cogeneration,” *Appl. Therm. Eng.*, vol. 91, pp. 964–974, 2015, doi: 10.1016/j.applthermaleng.2015.04.062.
- [85] T. Wang, “The gas and steam turbines and combined cycle in IGCC systems,” in *Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC) Technologies*, Elsevier Ltd, 2017, pp. 497–640.
- [86] C. Erlich and T. H. Fransson, “Downdraft gasification of pellets made of wood, palm-oil residues respective bagasse: Experimental study,” *Appl. Energy*, vol. 88, no. 3, pp. 899–908, 2011, doi: 10.1016/j.apenergy.2010.08.028.
- [87] B. B. Nyakuma, A. Ahmad, A. Johari, T. Abdullah, A. T., O. Oladokun, and H. Alkali, “Gasification of oil palm empty fruit bunches (opefb) briquettes for bio-syngas production,” *J. Teknol.*, vol. 78, no. 8–3, pp. 83–88, 2016.
- [88] D. Roy, S. Samanta, and S. Ghosh, “Energetic , exergetic and economic (3E) investigation of biomass gasification - based power generation system employing molten carbonate fuel cell (MCFC), indirectly heated air turbine and an organic Rankine cycle,” *J. Brazilian Soc. Mech. Sci. Eng.*, vol. 41, no. 112, 2019, doi: 10.1007/s40430-019-1614-1.
- [89] A. Aktawan, Maryudi, S. Salamah, and E. Astuti, “Gasification of oil palm shells and empty fruit bunches to produce gas fuel,” *Key Eng. Mater.*, vol. 849 KEM, pp. 3–7, Jun. 2020, doi: 10.4028/www.scientific.net/KEM.849.3.
- [90] D. F. Flórez Ramos, “Obtención de gas de síntesis a partir de la gasificación de cuesco de palma de aceite peletizado,” Universidad Nacional de Colombia, 2016.
- [91] Y. Richardson, M. Drobek, A. Julbe, J. Blin, and F. Pinta, “Biomass Gasification to Produce Syngas,” in *Recent Advances in Thermochemical Conversion of Biomass*, T. B.

- Rajeev Sukumaran, Ashok Pandey, Michael Stocker, Ed. Elsevier, 2015, pp. 213–250.
- [92] H. Sheykhluou, “Thermodynamic Analysis of a Combined Brayton and Rankine Cycle based on Wind Turbine,” *J. Fundam. Renew. Energy Appl.*, vol. 06, no. 02, 2016, doi: 10.4172/2090-4541.1000203.
- [93] V. Zare and M. Hasanzadeh, “Energy and exergy analysis of a closed Brayton cycle-based combined cycle for solar power tower plants,” *Energy Convers. Manag.*, vol. 128, pp. 227–237, 2016, doi: 10.1016/j.enconman.2016.09.080.
- [94] J. Sachdeva and O. Singh, “Thermodynamic analysis of solar powered triple combined Brayton, Rankine and organic Rankine cycle for carbon free power,” *Renew. Energy*, vol. 139, no. 2019, pp. 765–780, 2019, doi: 10.1016/j.renene.2019.02.128.
- [95] L. Luo, H. Gao, C. Liu, and X. Xu, “Parametric investigation and thermoeconomic optimization of a combined cycle for recovering the waste heat from nuclear closed brayton cycle,” *Sci. Technol. Nucl. Install.*, vol. 2016, 2016, doi: 10.1155/2016/6790576.
- [96] F. Vélez, F. Chejne, and A. Quijano, “Thermodynamic analysis of R134a in an Organic Rankine Cycle for power generation from low temperature sources,” *Dyna*, vol. 81, no. 185, p. 153, 2014, doi: 10.15446/dyna.v81n185.37598.
- [97] A. F. V. da Cunha and S. L. S. Souza, “Analysis of R134a Organic Regenerative Cycle,” *J. Power Energy Eng.*, vol. 08, no. 05, pp. 32–45, 2020, doi: 10.4236/jpee.2020.85003.
- [98] Siemens Energy. Inc, “SGT-A05 Aeroderivative Gas turbine,” 2021.
- [99] ACIEM, “Estudio interno aciem para enercol 2021 para la discusión transición energética : visión de la demanda,” in *ENERCOL 2021 XXXVIII Conferencia Energética Colombiana*, 2021, p. 26.
- [100] K. J. Floréz Thomas, J. camilo Barrera Hernández, D. del S. Obando Coral, and J. A. García Núñez, “Diagnóstico del desempeño en el consumo de energía eléctrica : Caso estudio – Extractora El Roble,” 2016.
- [101] J. A. Garcia-Nunez *et al.*, “Evaluation of alternatives for the evolution of palm oil mills into biorefineries,” *Biomass and Bioenergy*, vol. 95, pp. 310–329, 2016, doi: 10.1016/j.biombioe.2016.05.020.
- [102] M. Salomón, M. F. Gomez, and A. Martin, “Technical polygeneration potential in palm oil mills in Colombia: A case study,” *Sustain. Energy Technol. Assessments*, vol. 3, pp. 40–52, 2013, doi: 10.1016/j.seta.2013.05.003.

- [103] Xm, “Mercados.”, 2021. [Online]. Available: <https://www.xm.com.co/Paginas/Consumo/mercados.aspx>
- [104] XM S.A. E.S.P, “Informe Transacciones Agosto 2021,” Medellín, Antioquia, 2021.
- [105] C. Rodriguez, J. Silveira, and J. Perez, “Aspectos constructivos y estudio economico financiero de un gasificador de biomasa lignocelulosica downndfrat de 100 kg/h,” in *11th Brazilian Congress of Thermal Sciences and Engineering*, 2006, p. 13, [Online]. Available:<http://www.abcm.org.br/pt/wpcontent/anais/encit/2006/arquivos/Energy/CIT06-0403.pdf>.
- [106] J. R. Anchique Cruz, “Estudio de factibilidad técnico y financiero , de la implementación de una planta gasificadora de generación eléctrica , a base de biomasa residual , en la empresa palma de aceite del meta (PAM).,” Pontifica Universidad Javeriana, 2014.
- [107] Comisión Nacional de energía, “Determinación de los costos de inversión y costos fijos de operación de la unidad de punta del SEN y de los SSMM,” 2021. [Online]. Available: <https://www.revistaei.cl/wp-content/uploads/2021/03/Vea-acá-el-Informe-Técnico-Preliminar-de-la-CNE-1.pdf>.
- [108] A. Castro Valverde, “Estudio de Viabilidad de un Turbogenerador de 6 Mega Watts en el Ingenio El General Milton Fonseca.,” Instituto tecnologico de Costa Rica, 2018.
- [109] I. G. Cuadrado Peña, A. F. Colorado Granda, J. C. Cobos Gómez, and J. C. Vásquez Rueda, “Feasibility Analysis for the Application of an Organic Rankine Cycle in an Oilfield,” *Rev. EIA*, vol. 12, no. 23, pp. 137–148, 2015.
- [110] A. F. Robledo Gómez, “Estudio de factibilidad técnico- económica del uso de un sistema de cogeneración para la recuperación de calor en una planta cementera en Colombia,” Instituto Tecnológico Metropolitano, 2019.
- [111] ESAN, “El modelo CAPM y su aplicación en las finanzas | Finanzas | Apuntes empresariales”. 2020. [Online]. Available: <https://www.esan.edu.pe/apuntes-empresariales/2019/10/el-modelo-capm-y-su-aplicacion-en-las-finanzas/>
- [112] Rankia, “Aplicación del modelo CAPM en la relación riesgo-rendimiento de una inversión.”. 2021. [Online]. Available: <https://www.rankia.mx/blog/como-comenzar-invertir-bolsa/4022506-aplicacion-modelo-capm-relacion-riesgo-rendimiento-inversion>
- [113] Datosmacro, “Colombia - Cotización del Bono a 10 años 2021 | datosmacro.com.”. 2021. [Online]. Available: <https://datosmacro.expansion.com/bono/colombia>

[114] A. Damodaran, "Total Beta By Industry Sector." Damodaran Online, p. 1, 2021.

[115] A. Damodaran, "Country Default Spreads and Risk Premiums,". 2021. [Online].
Available: <https://pages.stern.nyu.edu/~adamodar/>.