



UNIVERSIDAD DE CONCEPCIÓN
FACULTAD DE INGENIERÍA
Departamento de Ingeniería Mecánica



**ANÁLISIS TECNO-ECONÓMICO Y ECOLÓGICO ENERGÉTICO DE UN SISTEMA
INTEGRADO DE GASIFICACIÓN DE RSU CON CICLO SUPERCRÍTICO DE CO₂ Y UNA
CENTRAL DE GENERACIÓN A CARBÓN**

Tesis presentada a la Facultad de Ingeniería de la Universidad de Concepción para optar al grado de Magíster en Ciencias de la Ingeniería con Mención en Ingeniería Mecánica

POR: Javiera Aurora Inzunza Domínguez
Profesora Guía: Einara Blanco Machin

Concepción, Chile 2023

Se autoriza la reproducción total o parcial, con fines académicos, por cualquier medio o procedimiento, incluyendo la cita bibliográfica del documento.

Agradecimientos

En primer lugar, deseo expresar mi gratitud a mi querida profesora, Einara Blanco, por todo el apoyo que me ha brindado a lo largo de estos años. Gracias por su constante motivación y respaldo durante el proceso de postulación a este programa, su apoyo ha sido fundamental para mi crecimiento personal y académico.

Asimismo, quiero expresar mi reconocimiento a todos los profesores que forman la comisión, quienes han sido fundamentales en el desarrollo de esta tesis.

Un agradecimiento especial para Felipe, quien ha sido mi fiel compañero en la postulación a este programa, así como en los trabajos de los cursos, las largas noches de estudio y el desarrollo de tareas e informes. Además, quiero agradecerle su compañía constante, tanto en lo sentimental como emocional.

Finalmente, un agradecimiento a mi Familia por apoyarme a su manera.

Por último, no puedo dejar de mencionar a Ryu y Cosmo, mis leales compañeros peludos. Agradezco profundamente su compañía constante y la tranquilidad que me brindan. Su presencia ha sido fundamental para desestresarme y reír.

Tabla de Contenido

CAPÍTULO 1	1
1 INTRODUCCIÓN	1
1.1 Identificación y cuantificación del problema/oportunidad	1
1.1.1 Sistema Integrado de Gasificación y Ciclo Supercrítico de CO ₂	1
1.2 Estado del arte	2
1.3 Solución propuesta	3
1.4 Hipótesis y objetivos.....	4
1.4.1 Hipótesis	4
1.4.2 Objetivos.....	4
1.5 Metodología	4
CAPÍTULO 2	6
2 Antecedentes	6
2.1 Residuos	6
2.1.1 Definición	6
2.1.2 Clasificación.....	6
2.1.3 Gestión	7
2.1.4 Composición en Chile	7
2.2 Proceso de generación de energía a partir de gasificación de RSU	10
2.2.1 Gasificador de flujo ascendente modificado	13
2.2.2 Etapas y reacciones presentes en la gasificación	14
2.3 Ciclo supercrítico de CO ₂	15
2.3.1 Ciclo S-CO ₂ para generación de energía	15
2.3.2 CO ₂ como fluido de trabajo	15
2.4 PSA.....	16
2.4.1 Pasos de adsorción por cambios de presión	17
CAPÍTULO 3	18
3 Modelo y simulación.....	18
3.1 Sistema integrado de gasificación	18
3.1.1 Sistema de gasificación con reactor de corriente ascendente modificado	18
3.1.2 Ciclo Brayton.....	22
3.2 Sistema supercrítico de CO ₂	24
3.3 Central térmica de carbón	26
3.4 Absorción por oscilación de presión (PSA).....	29

3.5	Resultados en cada punto.....	30
CAPÍTULO 4		32
4	Procedimiento experimental	32
4.1	Descripción del reactor de corriente ascendente modificado.....	32
4.2	Sistema de salida de los gases	33
4.3	Sistema de ingreso del agente gasificante	33
4.4	Sistema de medición	33
4.5	Tratamiento de residuos.....	34
4.6	Preparación de evaluación experimental.....	35
CAPÍTULO 5		36
5	Resultados experimentales	36
5.1	Corridas experimentales	36
5.1.1	Experiencia 1	36
5.1.2	Experiencia 2	38
5.1.3	Experiencia 3	39
5.1.4	Experiencia 4	40
5.1.5	Experiencia 5	42
CAPÍTULO 6		44
6	Validación del modelo	44
CAPÍTULO 7		47
7	Evaluación tecno-económica.....	47
7.1	Estimación de rendimientos y costes	47
7.1.1	Evaluación del rendimiento de la planta	47
7.1.2	Evaluación de costos de equipos	47
7.1.3	Modelo económico general	48
7.2	Desempeño económico de la configuración	52
CAPÍTULO 8		54
8	Evaluación del impacto ambiental	54
8.1	Metodología de evaluación.....	54
8.2	Resultados	56
CAPÍTULO 9		59
9	Conclusiones.....	59
Referencias		61
ANEXOS		63

Índice de Tablas

Tabla 2.1. Declaración de RSU en el Gran Concepción durante el año 2020. Extraído de (RETC, 2020)	8
Tabla 2.2. Composición porcentual de los RSU. Resultados extraídos de (González et al., 2018)	9
Tabla 2.3. Análisis elemental de los RSU. Resultados extraídos de (González et al., 2018)	10
Tabla 2.4. Porcentaje humedad RSU. Resultados extraídos de (González et al., 2018)	10
Tabla 2.5. Poder calorífico ponderado. Resultados extraídos de (González et al., 2018)	10
Tabla 3.1. Atributos de los componentes del RSU (Yang et al., 2018)	20
Tabla 3.2. Poder calorífico ponderado. Resultados extraídos de (González et al., 2018)	20
Tabla 3.3. Características gas de gasificación	21
Tabla 3.4. Parámetros básicos de la central térmica a carbón de referencia (Chen et al., 2022)	27
Tabla 3.5. Parámetros del sistema de regeneración de calor de la central térmica a carbón de referencia (Chen et al., 2022)	28
Tabla 3.6. Atributos de los componentes del carbón	28
Tabla 3.7. Resultados sistema de gasificación	31
Tabla 3.8. Resultados ciclo supercrítico de CO ₂	31
Tabla 3.9. Resultados sistemas conectados, intercambiador de calor y PSA	31
Tabla 5.1. Variación del flujo de aire - Experiencia 1	36
Tabla 5.2. Variación del flujo de aire - Experiencia 2	38
Tabla 5.3. Variación del flujo de aire - Experiencia 3	39
Tabla 5.4. Variación del flujo de aire - Experiencia 4	41
Tabla 5.5. Variación del flujo de aire - Experiencia 5	42
Tabla 6.1. Propiedades combustibles	45
Tabla 6.2. PCI teórico para RSU y pellet	45
Tabla 6.3. %Error	45
Tabla 7.1. Correlaciones adoptadas de cada equipo (Caputo et al., 2005; Fernández, 2021; Ji-chao & Sobhani, 2021)	48
Tabla 7.2. Correlaciones adoptadas para evaluar costos de tuberías, electricidad y obras civiles (Caputo et al., 2005)	48
Tabla 7.3. Evaluación de los componentes de los costos totales de inversión de capital (Caputo et al., 2005)	49
Tabla 7.4. Componentes de la evaluación de los costos operativos totales (Caputo et al., 2005)	50
Tabla 7.5. Valores de referencia de los principales parámetros económicos y logísticos	51
Tabla 8.1. Norma primaria de calidad del aire Chile. Extraído de (Torres, 2021)	54
Tabla 8.2. Estándares de calidad del aire UE. Extraído de (Torres, 2021)	54
Tabla 8.3. Normas de calidad de aire durante 1 hora. Extraído de (E. Machin, 2015)	55
Tabla 8.4. Emisiones y residuos sólidos. Extraído de (E. Machin et al., 2022)	56
Tabla 8.5. Indicadores ecológicos	57
Tabla 8.6. Indicadores de impacto por toneladas y kWh de RSU. Extraído de (E. Machin et al., 2022)	57

Índice de Figuras

Figura 1.1. Configuración del sistema	3
Figura 2.1. Composición de los RSU valorizados en 2018. Resultados extraídos de (SINIA, 2021).....	7
Figura 2.2. Toneladas generadas de RSU en el año 2020. Elaboración propia con datos obtenidos de (RETC, 2020)	8
Figura 2.3. Esquema Gasificación Lecho Fijo. Elaboración propia con información obtenida de (Ilie, 2019)	12
Figura 2.4. Reactor de gasificación de flujo ascendente: (a) diseño tradicional y (b) diseño modificado. Extraído de (Pedroso et al., 2013).....	14
Figura 2.5. Comparación turbina de CO ₂ supercrítico con turbina de vapor. Extraído de (Persichilli et al., 2012)	16
Figura 2.6. A diferencia del vapor (izquierda), el CO ₂ supercrítico (derecha) es un fluido monofásico durante el calentamiento en el intercambiador de calor de escape, lo que da lugar a temperaturas de fluido más elevadas y a una mayor eficiencia del ciclo. Extraído de (Persichilli et al., 2012)	16
Figura 2.7. Ciclo Skarstrom mejorado en el proceso PSA. Extraído de (Kottitum et al., 2020) .	17
Figura 3.1. Modelo del sistema de gasificación con reactor de corriente ascendente modificado	19
Figura 3.2. Diagrama de bloque ciclo Brayton	22
Figura 3.3. Esquema básico ciclo Brayton.....	23
Figura 3.4. Temperatura y presión en el ciclo Brayton.....	23
Figura 3.5. Potencia del ciclo al variar el flujo másico de RSU	24
Figura 3.6. Diagrama de bloque ciclo supercrítico de CO ₂	25
Figura 3.7. Esquema ciclo supercrítico de CO ₂	25
Figura 3.8. Presión y temperatura presente en cada punto del ciclo	26
Figura 3.9. Potencia del ciclo al variar el flujo másico de CO ₂	26
Figura 3.10. Configuración central térmica a carbón. Extraído de (Chen et al., 2022)	27
Figura 3.11. Modelo central térmica a Carbón	28
Figura 3.12. Esquema proceso PSA.....	29
Figura 3.13. Presión y temperatura en cada punto del proceso.....	30
Figura 3.14. Potencia consumida y flujo de CO ₂ extraído a medida que se aumenta el flujo másico de RSU	30
Figura 4.1. Reactor de flujo ascendente modificado (Cuevas, 2019).....	32
Figura 4.2. Esquema del gasificador	33
Figura 4.3. Quemador	33
Figura 4.4. Disposición y numeración de termocuplas en el reactor	34
Figura 4.5. (a) Probeta de residuos sólidos (b) Probeta de residuos orgánicos	35
Figura 5.1. Temperatura termocuplas - Experiencia 1	37
Figura 5.2. PCI gas de gasificación - Experiencia 1.....	38
Figura 5.3. Temperatura termocuplas - Experiencia 2	39
Figura 5.4. PCI gas de gasificación - Experiencia 2.....	39
Figura 5.5. Temperatura termocuplas - Experiencia 3	40
Figura 5.6. PCI gas de gasificación - Experiencia 3.....	40
Figura 5.7. Temperatura termocuplas - Experiencia 4	41
Figura 5.8. PCI gas de gasificación - Experiencia 4.....	42
Figura 5.9. Temperatura termocuplas - Experiencia 5	43
Figura 5.10. PCI gas de gasificación - Experiencia 5.....	43

Figura 6.1. PCI vs Tiempo vs Temperatura 1 st experiencia	44
Figura 6.2. PCI vs Tiempo vs Temperatura 5 th experiencia	44
Figura 6.3. Comparison of gas components (vol%) of the model with MSW and Pellet experience	46
Figura 7.1. Consumo de RSU anual estimado (M [t año-1]) para diferentes tamaños de planta	47
Figura 7.2. Inversión de capital total (TCI) para diferentes tamaños de planta	52
Figura 7.3. Costos operacionales totales (TOC) para diferentes tamaños de planta	52
Figura 7.4. Efecto del tamaño de planta sobre el VAN	52
Figura 7.5. Tamaño de la planta acotado a VAN positivo	53
Figura 7.6. Payback (PB) vs potencia eléctrica	53

Resumen

Considerando la crisis energética mundial, el uso indiscriminado de combustibles fósiles y la contaminación ambiental asociada a las tecnologías de generación de energía actualmente empleadas, se ha hecho imperiosa la necesidad de buscar alternativas ecológicas y energéticamente más eficientes. La presente investigación se enfocó en la determinación de las condiciones técnicas, económicas y ambientales para la implementación de un sistema de gasificación de Residuos Sólidos Urbanos y ciclo supercrítico de CO₂ integrado a una central a carbón.

En el análisis técnico fue determinada la potencia eléctrica de los ciclos, considerando el tamaño de la planta y la variación del flujo de combustible de RSU ingresado al sistema de gasificación. Se integró un sistema de absorción por variación de presiones, lo que permite separar el flujo de CO₂ de los gases de salida del proceso.

En el análisis económico de las configuraciones propuestas, se observó un aumento en los costos de inversión total de capital y los costos operacionales a medida que aumentaba el tamaño de la planta. También se observó una disminución en la potencia eléctrica generada debido al alto consumo energético del PSA. Sin embargo, se obtuvo un valor actual neto positivo y un retorno de inversión en un rango de 1.33 a 25.92 t año⁻¹, lo que indica la viabilidad económica y energética de implementar el sistema.

En cuanto al análisis ambiental de la propuesta, se efectuó la comparación con la incineración convencional de residuos y su disposición en vertederos; resultando en una disminución del impacto ambiental si se usa el gas de gasificación obtenido a partir de RS; con una reducción de 134 kg CO₂eq por tonelada de RSU y un menor potencial de acidificación. La configuración propuesta podría emitir 0.285 kg CO₂eq/kWh, representando el 58.51% del rendimiento potencial del calentamiento global en 100 años de la incineración.

El modelo de gasificación empleado fue validado mediante la comparación con experiencias experimentales, alcanzando una predicción adecuada del poder calorífico inferior y la composición del gas para ambos combustibles.

En resumen, se concluye que la implementación de un sistema de gasificación con ciclo supercrítico de CO₂ es una solución viable desde el punto de vista técnico, económico y ambiental para la valorización energética de los RSU en Chile, mitigando los problemas asociados a su incorrecta disposición y uso.

Palabras clave: Gasificación, ciclo supercrítico de CO₂, RSU.

NOMENCLATURA

\dot{m}	:	Flujo másico (kg/s)
\dot{W}	:	Potencia (MW)
C_p	:	Calor específico a presión constante (kJ/kg-K)
P	:	Presión (kPa)
PB	:	Payback (años)
PCI	:	Poder Calorífico Inferior (MJ/Nm ³)
T	:	Temperatura (°C)

Símbolos griegos

η	:	Eficiencia
Π	:	Cuantificador de impacto ambiental (kg/MJ)
ε	:	Eficiencia ecológica (%)

Subíndices

a	:	Aire
air	:	Aire
b	:	Brayton
cb	:	Ciclo Brayton
cc	:	Cámara de combustión
G	:	Generador
g	:	gas
in	:	Entrante
is	:	Isentrópica
m	:	Mecánica
min	:	Mínimo
NE	:	Neta
r	:	Razón de compresión
r	:	Referencia
s	:	Supercrítico de CO ₂
ScO_2	:	Supercrítico de CO ₂
$syng$:	Gas de gasificación

Acrónimos

AP	:	Potencial de acidificación (kg SO ₂ eq)
APC	:	Air Pollution Control
C_p	:	Compresor
DEA	:	Desaireador
E_{Pot}	:	Potencial de eutrofización (kg PO ₄ eq)
GWP_{100}	:	Potencial de calentamiento global en 100 años kg (CO ₂ eq)
HTP	:	Toxicidad humana (kg 1.4 DBeq)
LCI	:	Life Cycle Inventory
M	:	Masa molar del gas de gasificación
ORC	:	Organic Rankine Cycle
PE	:	Costos totales (M\$)
PSA	:	Pressure swirl adsorption
RSU	:	Residuos sólidos urbanos
TCI	:	Inversión de capital total
TOC	:	Costos operacionales totales (M\$)

VAN : Valor actual neto (M\$)
w : Número de moles de CO₂
WIG-GTCC : Sistema integrado de gasificación /ciclo combinado de turbina a gas

CAPÍTULO 1

1 INTRODUCCIÓN

1.1 Identificación y cuantificación del problema/oportunidad

A partir de 2023, Chile sigue lidiando con desafíos significativos en su marco de electricidad nacional, principalmente derivados de su fuerte dependencia de los combustibles fósiles. En consecuencia, se vuelve imperativo explorar e implementar alternativas con el objetivo de mitigar esta marcada dependencia. En la matriz energética nacional predominan los recursos fósiles con un 68% del total, de los cuales corresponde a un 30% de petróleo crudo, 22% de carbón mineral y un 16% de gas natural. Luego, con menos participación está la biomasa con un 23%, seguido de aquellas de origen hídrico, solar y eólica (Energía Abierta & Comisión Nacional de Energía, n.d.). Por otro lado, considerando la alta demanda por combustibles fósiles en Europa y Asia, urge buscar alternativas para hacer frente a esta problemática que afecta directamente a Chile como dependiente de estos combustibles (Muñoz, 2021).

Según datos entregados por las Naciones Unidas cada año se recolectan una cantidad estimada de 11.2 billones de toneladas de residuos sólidos urbanos en el mundo (UNEP, n.d.). En el país se generaron 7.5 millones de toneladas de RSU durante el año 2017, presentando un incremento del 9.98% entre los años 2012 y 2017; en 2018 el incremento fue del 1.6%, con 8.17 millones de toneladas. Los RSU se disponen en los 128 sitios activos, divididos en 30 rellenos sanitarios, 8 rellenos manuales, 52 vertederos, y 38 basurales. Además, existen 97 centros de acopio, 64 puntos limpios y 5294 puntos verdes (SINIA, 2021). Conforme datos recopilados por Biobío Chile (Aquí Tierra, 2021), la realidad nacional es de tal dimensión que muchos municipios han sobrepasado el límite de legalidad respecto del funcionamiento de los depósitos o vertederos de residuos sólidos urbanos, debido principalmente a la falta de experiencia y conocimiento ambiental.

Chile ha firmado múltiples acuerdos relacionados con problemáticas de relevancia mundial, entre ellos el acuerdo de los Objetivos de Desarrollo Sostenible (ODS). Dos objetivos tienen relación con el aprovechamiento de los residuos sólidos urbanos para la creación de energía; el N°7 “energía asequible y no contaminante” y el N°13 “acción por el clima”. Además, considerando el crecimiento demográfico que se ha dado en la última década y si a este dato se le suma la poca educación de reciclaje que posee la población, se tiene como resultado el crecimiento de los desechos producidos y a su vez la creciente demanda energética, por lo que urge buscar soluciones que sean acorde a ambas problemáticas.

1.1.1 Sistema Integrado de Gasificación y Ciclo Supercrítico de CO₂

El proceso de gasificación ha sido estudiado en diversos ámbitos, con el objetivo principal de evaluar el potencial de la tecnología como manejo integral de residuos, analizando el efecto de parámetros de operación y propiedades de las materias primas en el proceso. Al ser los RSU un material con gran contenido de humedad (cercano al 60%) se disminuye la temperatura del proceso, el poder calorífico del gas de gasificación y la eficiencia. Esto se debe al mayor consumo energético requerido para evaporar el agua, ya que la menor temperatura de proceso inhibe la producción de los gases combustibles. A medida que la temperatura del proceso aumenta, se favorecen las reacciones de gasificación y, con ello, aumenta la eficiencia debido

al incremento de las concentraciones de H_2 y CO_2 (Castaldi et al., 2017)(Mendoza et al., 2012)(Thakare & Nandi, 2016).

El ciclo S- CO_2 es una tecnología basada en un ciclo Brayton, con dióxido de carbono como fluido de trabajo, el cual presenta un comportamiento de gas denso durante todo el proceso debido a la proximidad del punto crítico. Esta característica particular permite grandes reducciones en el trabajo de compresión y, por lo tanto, aumenta la eficiencia térmica general incluso a temperaturas moderadas de entrada a la turbina (Crespi et al., 2017).

Con un sistema integrado de gasificación se produce energía eléctrica al utilizar el gas de gasificación en un Ciclo Combinado, llegando a tener una eficiencia del 43.1%, presentando menores emisiones de gases de efecto invernadero en comparación a otras tecnologías de generación de energía (Treviño, 2006). Por otra parte, en el ciclo supercrítico de CO_2 , se combina la valorización del CO_2 con la alta eficiencia, llegando a la conversión de calor a electricidad, teniendo como ventaja una disminución en el tamaño de los equipos empleados. Además, debido a las propiedades que presenta el CO_2 en su estado supercrítico, permite trabajar con un flujo volumétrico mucho menor que el que se necesita en un ciclo a vapor (García et al., 2017).

1.2 Estado del arte

Dentro de trabajos previos relacionado con el tema de interés, se destacan:

En 2014, Sharmina y su equipo identificaron la gasificación como el método óptimo de tratamiento termoquímico de residuos ya que se puede generar energía a partir de ellos, siendo una solución eficaz y respetuosa con el medio ambiente. Además, realizaron una investigación experimental en escala piloto; a partir de residuos sólidos, se llegó a un 65% de gas de síntesis, 23% de carbón y el 12% restante como residuo, presentando resultados favorables para considerar los residuos sólidos como combustible para el proceso de gasificación (Sharmina et al., 2014).

Machin y colaboradores, en 2021, llevaron a cabo un análisis de un sistema integrado de gasificación con un ciclo combinado en una central azucarera brasileña. En este estudio, se implementó la tecnología de torrefacción como procedimiento de pretratamiento de la biomasa húmeda, con el objetivo de resolver los problemas de alimentación que surgieron durante el proceso de gasificación continua. Esta estrategia de pretratamiento condujo a mejoras sustanciales en comparación con el proceso de gasificación sin pretratamiento (E. B. Machin et al., 2021).

En 2020, Wu y su equipo evaluaron un nuevo sistema híbrido para la generación de potencia y calor, utilizando la gasificación de biomasa, una pila de combustible de óxido sólido y un motor de encendido por compresión de carga homogénea. Este sistema demostró ser altamente eficiente y de bajo impacto ambiental (Wu et al., 2020).

En 2016, Kim y su equipo estudiaron diversas configuraciones de ciclos supercríticos de CO_2 con diferentes intercambiadores de calor, turbinas y compresores. Identificaron una configuración con 4 intercambiadores de calor, una turbina y un compresor como la más eficiente en términos económicos y operativos (Kim et al., 2016).

Mohamed y sus colegas (2021) analizaron ciclos combinados de gasificación química de biomasa y carbón con y sin almacenamiento y captura de CO_2 . Compararon diferentes tipos de

centrales eléctricas y sus respectivas emisiones de CO_2 , concluyendo que las centrales de carbón con captura y almacenamiento pueden reducir las emisiones de CO_2 de manera significativa (Mohamed et al., 2021).

Hasta la fecha, no se ha profundizado en el efecto de la valorización de los residuos sólidos urbanos en un ciclo supercrítico de CO_2 . Por lo tanto, se propone analizar estas tecnologías considerando un ciclo de captura de CO_2 en una central térmica a carbón, utilizando la configuración seleccionada por Kim et al. (2016), lo que aportaría novedad al uso de dióxido de carbono como fluido de trabajo en el ciclo combinado.

1.3 Solución propuesta

Para el análisis de la valorización de los RSU integrado a un ciclo supercrítico de CO_2 y una central térmica a carbón se determina la configuración mostrada en la Figura 1.1; el sistema de gasificación se compone por un reactor de corriente ascendente modificado, un ciclón y un enfriador, alimentado con residuos sólidos urbanos, el cual se conecta mediante un compresor de gas de síntesis a un subsistema de ciclo Brayton, donde gracias a una turbina a gas se obtiene como salida, energía y calor. Luego, con dos intercambiadores de calor, el subsistema de ciclo Brayton se conecta al subsistema de ciclo supercrítico de CO_2 , obteniendo en la turbina supercrítica otra salida de energía. Por otro lado, el ciclo de generación de energía a carbón se conecta al ciclo Brayton con un cuarto intercambiador de calor, relacionándose al ciclo mediante la captura y aprovechamiento del CO_2 . Finalmente, el sistema de absorción por oscilación de presión trata el gas de combustión, separando el CO_2 , el cual puede ser destinado para otros procesos. El sistema integrado de gasificación se evaluará experimentalmente a partir de la mezcla de RSU identificada como apta para maximizar las características del gas.

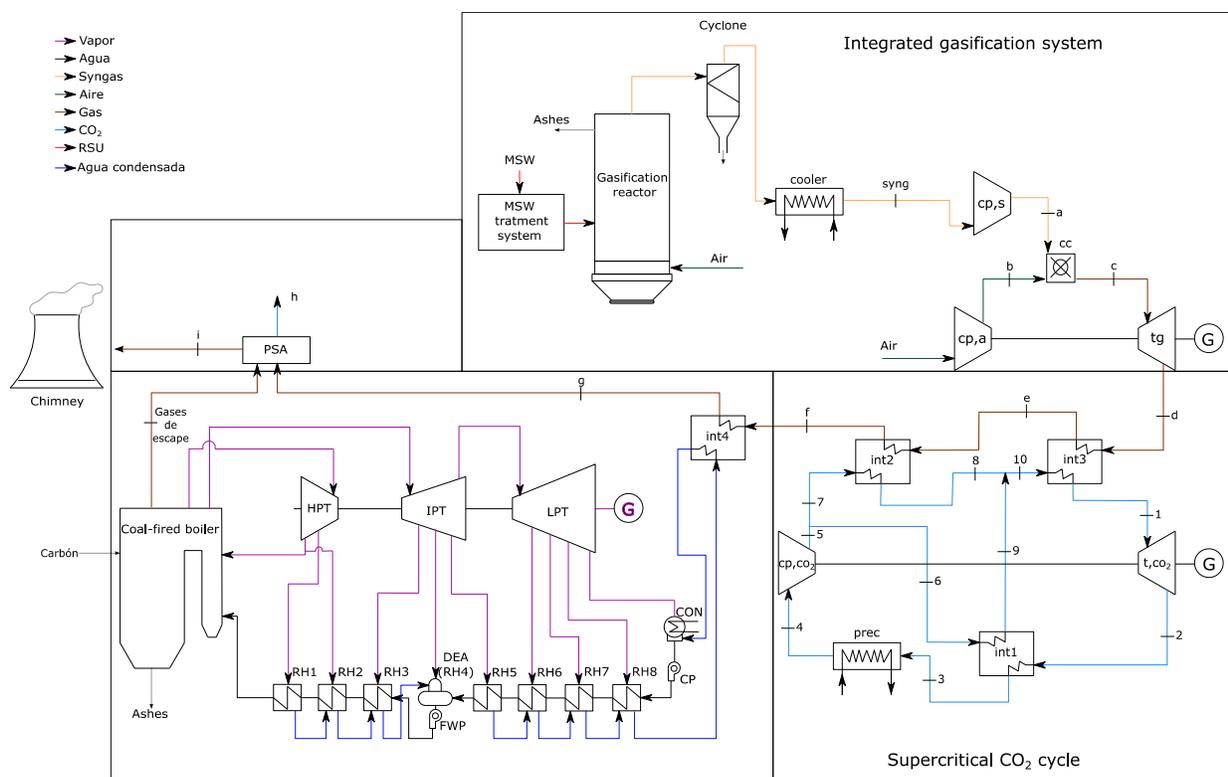


Figura 1.1. Configuración del sistema

1.4 Hipótesis y objetivos

1.4.1 Hipótesis

La implementación de un sistema de gasificación con ciclo supercrítico de CO₂ permitiría la valorización energética de los RSU en Chile, mitigando la problemática asociada a su incorrecta disposición y uso.

1.4.2 Objetivos

1.4.2.1 Objetivo general

Analizar la factibilidad de la producción de energía a partir de RSU con sistema integrado de gasificación, ciclo supercrítico de CO₂ y central de generación a carbón, con un enfoque técnico, económico y ecológico-energético.

1.4.2.2 Objetivos específicos

OE1: Desarrollar un modelo teórico capaz de predecir la composición del gas de gasificación, conociendo la composición elemental del combustible.

OE2: Evaluar la composición del gas de síntesis obtenido a partir del sistema de gasificación utilizando residuos de composición conocida.

OE3: Análisis técnico y económico la posibilidad de implementar un sistema de gasificación de Residuos Sólidos Urbanos y ciclo super crítico de CO₂.

OE4: Analizar el impacto ecológico-energético de la generación de energía a partir de RSU con sistema integrado de gasificación-ciclo super crítico de CO₂ y central térmica a carbón.

1.5 Metodología

La ejecución de la investigación está dividida en 5 paquetes de trabajo:

PT1. Caracterización de los RSU

Para la caracterización de los RSU se realizará una extensa revisión bibliográfica, cuantificando su disponibilidad y composición en las diferentes regiones del país. Posteriormente se identificará una composición media para determinar un PCI ponderado de los mismos que será utilizado en el análisis técnico de la propuesta.

PT2. Modelo del Sistema de gasificación integrado a ciclo supercrítico de CO₂ central de generación a carbón (OE1)

Esta tarea se centra en el desarrollo de un modelo que describa el comportamiento de mezclas de RSU y las influencias del contenido de humedad, las distribuciones de forma, el tamaño y las densidades de los diferentes componentes, además del comportamiento de cada equipo involucrado en la configuración.

PT3. Estudio experimental de la gasificación de mezclas de RSU con diferente composición variable en el tiempo (OE2)

Durante esta se efectuarán las corridas experimentales del proceso de gasificación en un reactor de corriente ascendente modificado. El combustible será ingresado por la parte superior del reactor hasta completar su volumen, desde la parrilla hasta poco antes de la salida de gases. Se consideran dos entradas de aire, una principal en la base del reactor, por debajo de la parrilla, y una secundaria por encima de la parrilla, a 30 cm de la alimentación del combustible. El reactor posee 8 termocuplas instaladas a lo largo de toda su longitud, para garantizar el registro del perfil de temperatura durante el proceso de gasificación. Los resultados obtenidos se emplearán para validar el modelo planteado en el PT2.

La composición de los gases combustibles obtenidos será determinada mediante un analizador de gases modelo TY-6330P, capaz de medir concentraciones de CO, CO₂, CH₄, H₂, O₂, C_nH_m y calcular el poder calorífico del gas producido. Así, será determinada la influencia de la variación de la composición de los RSU en la composición final del gas obtenido y serán determinadas las mejores condiciones de operación considerando las diferentes variables involucradas en el proceso.

PT4. Evaluación económica de la implementación de un sistema de gasificación de RSU integrado a un ciclo supercrítico de CO₂ (OE3)

El análisis económico de las configuraciones propuestas se desarrollará aplicando la metodología descrita por Caputo et al. 2005 (Caputo et al., 2005). Será evaluada la viabilidad económica de la utilización de RSU para la producción directa de energía eléctrica mediante procesos de gasificación-conversión, en un rango que esté en función de la disponibilidad de residuos. Se tendrán en cuenta las inversiones totales de capital, los ingresos por venta de energía y los costes totales de operación, incluyendo también una evaluación detallada de los costes logísticos. Además, para evaluar el impacto de la logística en la rentabilidad de las plantas de bioenergía, serán examinados los efectos de las principales variables logísticas, como los costes específicos de transporte de los vehículos, la capacidad de éstos, los costes específicos del combustible comprado y la densidad de distribución.

PT5. Análisis de ciclo de vida de la tecnología propuesta (OE4)

Considerando que la valorización energética de RSU es una alternativa a los problemas ambientales asociados a la incorrecta disposición de estos y las formas convencionales de generación de energía; en esta fase del proyecto se realizará un análisis de ciclo de vida de la tecnología propuesta evaluando el impacto ambiental de la misma y comparándola con las tecnologías actuales de generación de energía. Será empleado el método CML baseline 2000 para analizar los datos del LCA y convertirlos en impactos categorizados. El método permite obtener el potencial de calentamiento global en 100 años (GWP₁₀₀), el potencial de eutrofización (E_{Pot}), la toxicidad humana (HTP) y el potencial de acidificación (AP) de las tecnologías propuestas.

CAPÍTULO 2

2 Antecedentes

A continuación, son presentados los antecedentes y fundamentos de la investigación desarrollada.

2.1 Residuos

Los residuos se pueden definir como aquellos productos que se desechan después de un proceso o uso, que se encuentran en estado sólido o semisólido, líquido o gaseoso y que además pueden ser susceptibles a ser valorizados o requieren someterse a tratamiento o disposición final. En la presente investigación se analizará un sistema de valorización energética de los residuos sólidos urbanos, los que serán utilizados como combustible a través del proceso de gasificación. Para evaluar la situación actual de la generación de RSU es de vital importancia conocer la definición, clasificación, gestión y composición en Chile.

2.1.1 Definición

El residuo se puede definir también como el resultado o resto de la descomposición o destrucción de algo; un material que queda inservible después de haber realizado un trabajo u operación. Estos se generan como consecuencia de un modelo lineal de producción y consumo, el que se basa en extraer, producir, consumir y eliminar para satisfacer las necesidades humanas.

Cada año se recolecta en el mundo una cantidad estimada de 11000 millones de toneladas de residuos sólidos; la desintegración de la proporción orgánica contribuye en aproximadamente el 5% de las emisiones mundiales de gases de efecto invernadero. En Chile, el 2018 se generaron 19.60 millones de toneladas de residuos, un 1.60% más que el año anterior (SINIA, 2021).

2.1.2 Clasificación

Según las características de los residuos, estos se pueden clasificar como (SINIA, 2021):

- Residuo peligroso: Residuo o mezcla de residuos que presenta riesgo para la salud pública y/o efectos negativos para el medio ambiente directamente o debido a su manejo actual o previsto.
- Residuo no peligroso: Residuo que no presenta riesgo para la salud pública ni efectos adversos al medio ambiente.
- Residuo inerte: Es un residuo no peligroso que no experimenta variaciones físicas, químicas o biológicas significativas, no es soluble ni combustible, ni reacciona física ni químicamente, no es biodegradable y no afecta negativamente a otras materias con las que entra en contacto.

Según el origen de los residuos, principalmente se pueden dividir en (SINIA, 2021):

- Residuos sólidos municipales: Además de los residuos sólidos domiciliarios y similares, generados en el sector de servicios y pequeñas industrias, también consideran los derivados del aseo de vías públicas, áreas verdes y playas.
- Residuos industriales: Residuos resultante de los procesos de fabricación, transformación, utilización, consumo, limpieza o mantenimiento, generados por la

actividad industrial. Residuos sólidos o líquidos o combinados de éstos; por sus características físicas, químicas o microbiológicas no pueden asimilarse a los residuos domésticos.

2.1.3 Gestión

La gestión de los RSU es responsabilidad de los municipios de cada comuna del país, esto abarca la recolección, transporte y disposición final. Además, el Ministerio del Medio Ambiente creó el Sistema Nacional de Declaración de Residuos (SINADER), el cual mediante una plataforma web las municipalidades deben declarar el manejo de los residuos recolectados en su comuna.

Con el fin de potenciar la prevención de generación de residuos y promover su valorización, se promulgó y publicó la ley N° 20920 en el año 2016, marco para la gestión de residuos, la responsabilidad extendida del productor y fomento al reciclaje. Esta ley crea un régimen especial de gestión de residuos; los productores de productos prioritarios son responsables de la organización y financiamiento de la gestión de residuos de productos prioritarios que comercialicen en el país, debiendo organizar y financiar la recolección y valorización de estos (Diario Oficial, 2021).

Uno de los principios fundamentales que inspira la ley es la jerarquía en el manejo de residuos, la cual marca una preferencia de manejo, considerando como primera alternativa la prevención, luego la reutilización, el reciclaje y la valorización energética de los residuos, dejando como última alternativa la eliminación.

2.1.4 Composición en Chile

La composición de los RSU varía dependiendo de la zona que se analiza. En el caso de Chile, se analizó la composición de los residuos sólidos municipales durante el año 2018; la mezcla analizada presenta una composición principal de vidrio 38.20%, papel y cartón 22.20% y otros no especificados, la totalidad de la composición se muestra en la Figura 2.1.

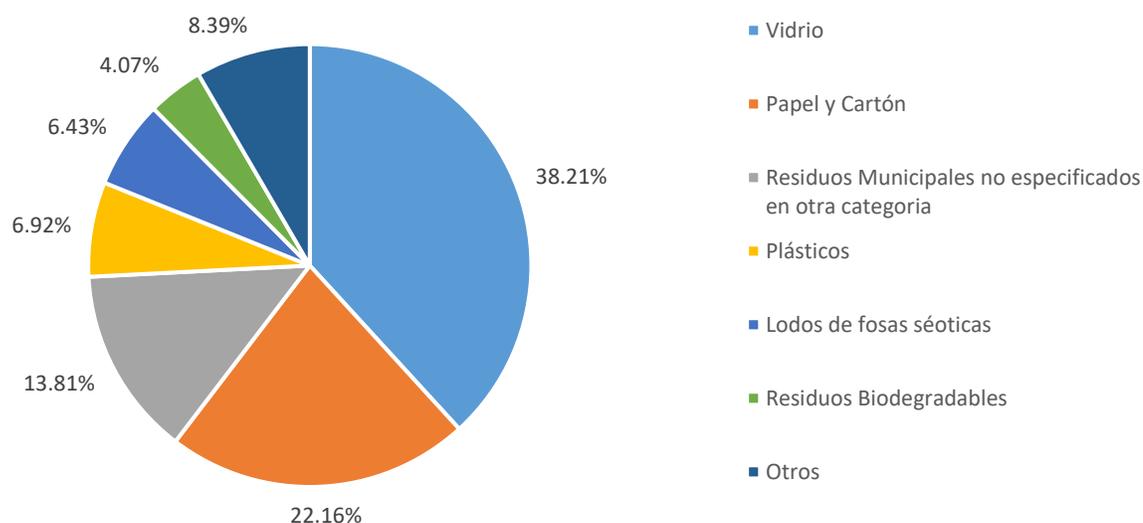


Figura 2.1. Composición de los RSU valorizados en 2018. Resultados extraídos de (SINIA, 2021)

Según datos recopilados de RETC (RETC, 2020), en el año 2020 la generación de RSU a lo largo del país se comportó de la forma mostrada en la Figura 2.2; la región Metropolitana lidera la generación de residuos con una gran diferencia en comparación con las otras regiones, seguido de la región de Valparaíso, la región del Maule, y en cuarto lugar la región del Biobío.

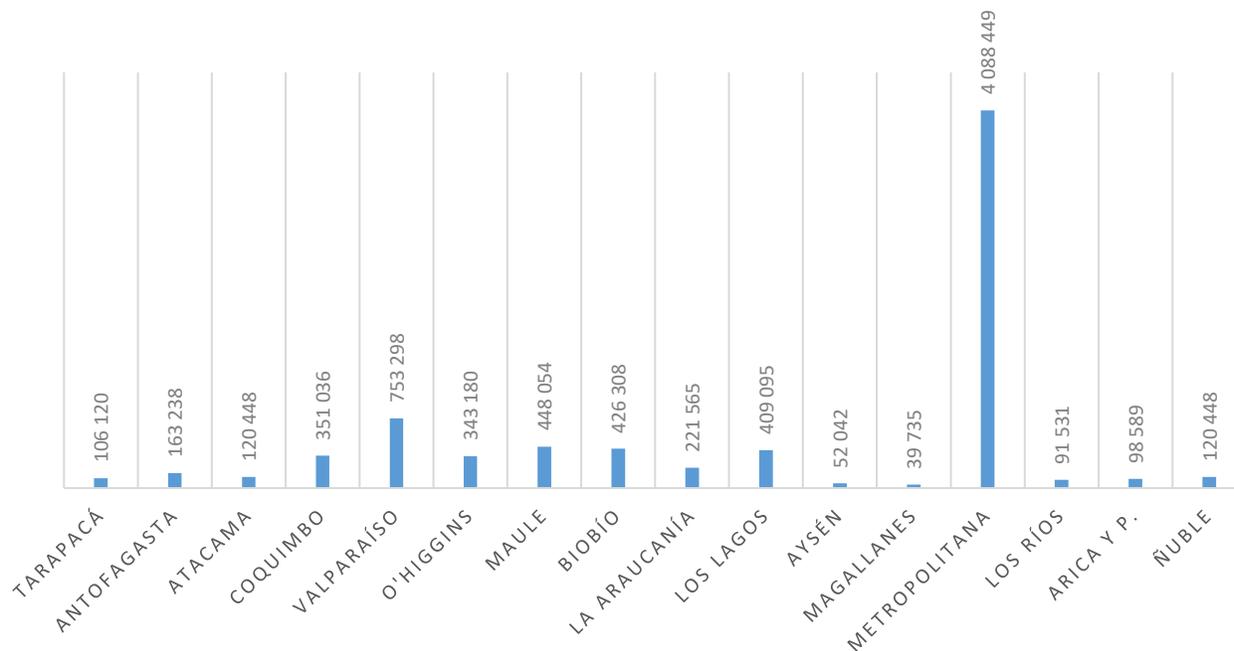


Figura 2.2. Toneladas generadas de RSU en el año 2020. Elaboración propia con datos obtenidos de (RETC, 2020)

Específicamente en la ciudad de Concepción, se cuenta con la información mostrada en la Tabla 2.1, donde en las comunas donde no se entregó información, se estimó la cantidad de RSU mediante un factor de generación per cápita regional, multiplicado por la población del municipio correspondiente.

Tabla 2.1. Declaración de RSU en el Gran Concepción durante el año 2020. Extraído de (RETC, 2020)

Comuna	Cantidad Toneladas	Estimación/Declaración	Listado Europeo de Residuos
Chiguayante	0.08	Declaración	20 01 40 Metales
	2.08	Declaración	20 01 01 Papel y cartón
	25.27	Declaración	20 01 39 Plásticos
	30.31	Declaración	20 01 39 Plásticos
	406.25	Declaración	20 01 02 Vidrio
	29328.43	Declaración	20 03 01 Mezclas de residuos municipales
Hualqui	6931.99	Declaración	20 03 03 Residuos de limpieza viaria
	8553.73	Declaración	20 03 01 Mezclas de residuos municipales

Penco	1563.96	Declaración	20 03 01 Mezclas de residuos municipales
	0.35	Declaración	20 01 39 Plásticos
San Pedro de la Paz	0.35	Declaración	20 01 02 Vidrio
	47352.33	Declaración	20 03 01 Mezclas de residuos municipales
			20 01 36 Equipos eléctricos y electrónicos desechados distintos de los especificados en los códigos 20 01 21, 20 01 23 y 20 01 35
Talcahuano	1.26	Declaración	
	453.28	Declaración	20 01 02 Vidrio
	65832.61	Declaración	20 03 01 Mezclas de residuos municipales
Hualpén	37640.78	Declaración	20 03 01 Mezclas de residuos municipales
	993.74	Declaración	20 03 01 Mezclas de residuos municipales
	69.06	Declaración	20 01 25 Aceites y grasas comestibles
Concepción	707.40	Declaración	20 01 01 Papel y cartón
	48	Declaración	20 01 39 Plásticos
	50.68	Declaración	20 01 39 Plásticos
	34.26	Declaración	20 01 40 Metales
Tomé	9540.19	Estimación	
Coronel	20655.99	Estimación	
Lota	7911.55	Estimación	
Total:	426307.62		

En un estudio hecho en Concepción por González y sus colaboradores, en 2018 (González et al., 2018), se puede analizar la composición porcentual y el análisis elemental de los Residuos Sólidos Urbanos, los cuales se muestran en la Tabla 2.2 y

Tabla 2.3.

Con relación a la humedad, se tiene la Tabla 2.4 donde que se muestra el porcentaje de humedad de cada clasificación.

Tabla 2.2. Composición porcentual de los RSU. Resultados extraídos de (González et al., 2018)

Residuos	Porcentaje (%)
Materia orgánica	53
Papel y cartón	13
Plásticos	9
Metales	2
Otros residuos	23

Tabla 2.3. Análisis elemental de los RSU. Resultados extraídos de (González et al., 2018)

Elemento	Contenido en RSU (% masa)
C	49.24
H	6.51
O	36.09
N	0.31
S	0.31
Ceniza	5.86

Tabla 2.4 Porcentaje humedad RSU. Resultados extraídos de (González et al., 2018)

Residuo	% humedad
Materia orgánica	70
Papel y cartón	5.5
Plásticos	2
Metales	0
Otros residuos	12

El poder calorífico de los Residuos varía dependiendo de la composición, según estimaciones realizadas por Gonzáles en 2018 (González et al., 2018) se tienen los resultados mostrados en la Tabla 2.5.

Tabla 2.5 Poder calorífico ponderado. Resultados extraídos de (González et al., 2018)

Residuos	Porcentaje (%)	Poder calorífico (kJ/kg)	Poder calorífico ponderado (kJ/kg)
Materia orgánica	53	22355	11848.20
Papel y cartón	13	10460	1359.80
Plásticos	9	40481 27614	2485.30
Metales	2	0	0
Otros residuos	23	17479	4020.20
		Total:	19713

2.2 Proceso de generación de energía a partir de gasificación de RSU

Chile busca poseer una economía circular, basada en el principio de “cerrar el ciclo de vida” de los productos, produciendo bienes y servicios a la vez que se reduce el consumo y desperdicio de materias primas, agua y energía (SINIA, 2021).

Siguiendo el plan de gestión de residuos y todo lo que conlleva la economía circular, el porcentaje de residuos que no tiene las características necesarias para reciclar o reutilizar, se debe valorizar energéticamente, esto se puede hacer mediante tecnología de tratamiento térmico o de digestión anaeróbica, por otro lado, también se puede utilizar el residuo como combustible en las instalaciones térmicas.

La gasificación implica la oxidación de un sustrato carbonoso en condiciones sub-estequiométricas de aire, oxígeno o de otros agentes gasificantes, como el dióxido de carbono o el vapor de agua. Esta reacción crea una mezcla de gases denominada gas de gasificación o de síntesis, en función de su composición y del sistema de reacción empleado (Ilie, 2019).

Los rendimientos y las características de los gases producidos en la gasificación dependen principalmente de las condiciones presentes en la reacción (temperatura, presión, agente gasificante, tiempo de reacción), del tipo de reactor utilizado (lecho fijo updraft y downdraft, lecho fluidizado, arrastre de gas) y de la aplicación de los sistemas de tratamiento y limpieza de los gases producidos (ciclón, lavado Venturi, water-gas shift, etc.).

En base a su composición, poder calorífico y presencia de sustancias contaminantes, el gas puede emplearse como combustible en turbinas, motores de combustión interna o calderas. Por otro lado, su composición puede variar dependiendo de parámetros como la velocidad de calentamiento, el tiempo de permanencia de los gases en el reactor y la temperatura que se alcanza durante el proceso.

Dependiendo de la operación se tienen las siguientes características (Ilie, 2019) :

- Gasificación de baja temperatura: La temperatura de operación ronda entre los 600°C y 900 °C. Esta tecnología requiere que la alimentación tenga un contenido de humedad igual o inferior al 10%, por lo que requiere un pretratamiento de secado.
- Gasificación de alta temperatura: La temperatura de operación puede alcanzar los 1200 °C. Esta tecnología se suele usar para mezclas de residuos carbonosos que incluyen papel, plástico y residuos orgánicos con un contenido de humedad de hasta 30%.
- Gasificación por plasma: Se lleva a cabo a altas temperatura (alrededor de 5000°C). Se puede operar con cualquier tipo de residuo, exceptuando los residuos nucleares. La materia orgánica se convierte en un gas de síntesis, mientras que, con materia inorgánica, se vitrifica, teniendo como resultado un residuo inerte. El gas de síntesis contiene menos contaminantes, ya que debido a las altas temperaturas de operación y la casi ausencia de oxígeno en el reactor, no se producen compuestos tóxicos como furanos, dioxinas, NO_x o SO_x.

Existen diversos tipos de gasificadores y la selección depende de la influencia de las propiedades de la alimentación, de las características del gas que se quiere obtener y de las variables operacionales. Los tipos de gasificadores son:

- Lecho fijo
- Lecho fluidizado
- Flujo arrastrado
- Parrilla

- Plasma

En relación con los gasificadores de lecho fijo, se distinguen tres tipos, como se muestra en la Figura 2.3.

- Lecho fijo de flujo ascendente en contracorriente: El sólido se introduce por la parte superior, desciende lentamente en contracorriente con la corriente del agente gasificante. Como se puede ver en la Figura 2.3(b). A medida que la alimentación desciende por el reactor, esta se va convirtiendo en un gas de síntesis de poder calorífico medio, con alto contenido en alquitrán (10-20%), pero con bajo contenido en partículas. Debido al alto contenido de alquitrán en el gas de gasificación, se requiere una limpieza exhaustiva para poder utilizar el gas en los equipos de recuperación energética.
- La temperatura de operación del reactor está condicionada por la temperatura de fusión de las cenizas y la regulación de la temperatura del lecho se realiza mediante inyección de vapor.
- Lecho fijo de flujo descendente en corriente paralela: En este caso el agente gasificante y el combustible sólido se mueven en la misma dirección, como se puede ver en la Figura 2.3(a). Se obtiene un gas de síntesis de poder calorífico moderado, con bajo contenido de alquitrán (0.1%), rondando los 900-1000°C, pero con alto contenido en partículas. Este tipo de reactor es adecuado para la obtención de gas de síntesis relativamente limpio, por lo que requiere un menor tratamiento de limpieza.
- Lecho fijo en corriente cruzada: Combina las ventajas y desventajas de los dos modelos anteriores. Mientras la alimentación se mueve en flujo descendente, el agente oxidante se mueve de lado a lado del gasificador, como se puede ver en la Figura 2.3(c). Se obtiene gas de gasificación con alto contenido en alquitrán a 800-900°C.

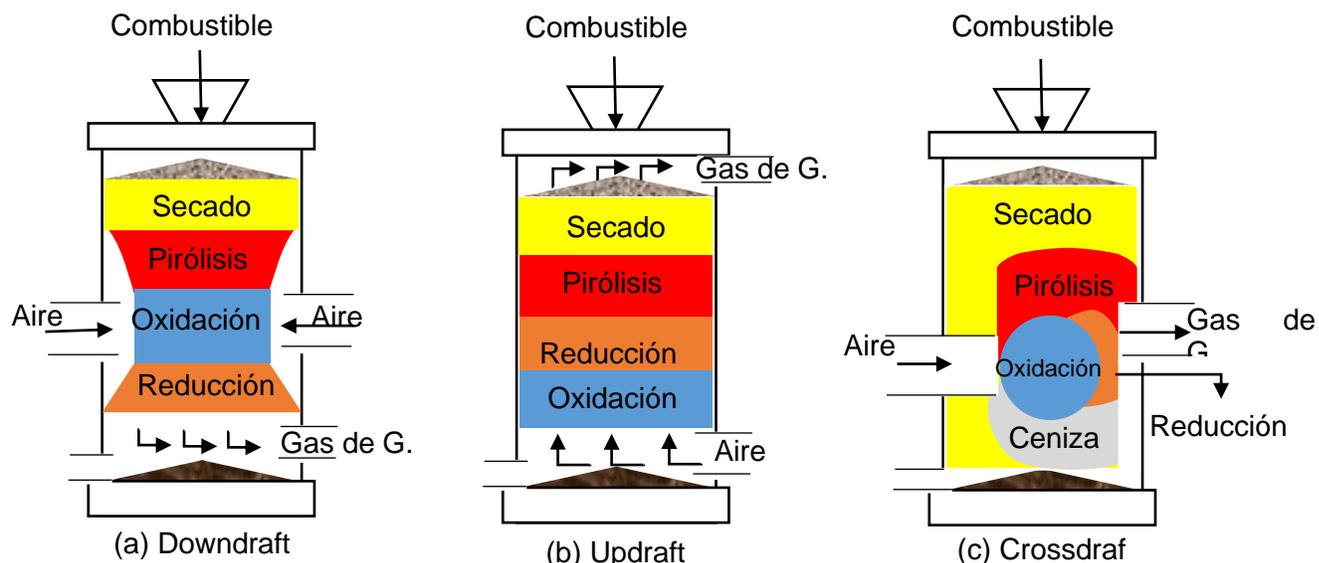


Figura 2.3. Esquema Gasificación Lecho Fijo. Elaboración propia con información obtenida de (Ilie, 2019)

Los gasificadores de lecho fluidizado fueron diseñados para subsanar los problemas operacionales de los reactores de lecho fijo, ya que estos presentaban problemas cuando se operaban combustibles con alto contenido de ceniza. Los lechos fluidizados son cinco veces más eficientes que los lechos fijos, se diferencian en que estos necesitan un material inerte que conforme el lecho. Se distinguen cuatro tipos:

- Lecho fluidizado burbujeante: Es una tecnología de gran flexibilidad, admite materias primas variadas y de distintos tamaños. La temperatura a lo largo del reactor permanece uniforme y depende de las características del sólido a gasificar. Operan alrededor de los 900°C para evitar la fusión y sinterización de cenizas. La velocidad del oxidante tiene que ser superior a la velocidad mínima de fluidización del lecho y suele ser de 1 a 3 m/s. En este tipo de lechos la transferencia de calor y de materia es buena, obteniendo un gas de gasificación de poder calorífico moderado con bajo contenido de alquitrán, pero con muchas partículas.
- Lecho fluidizado circulante: Esta configuración mejora el mezclado entre el oxidante y los combustibles sólidos. Mediante un ciclón las partículas se separan y retornan al reactor. La temperatura permanece uniforme a lo largo del reactor y alcanza temperaturas hasta los 1000°C. La velocidad del agente gasificante es superior a la de los lechos fluidizados burbujeantes, de 5 a 10 m/s, obteniendo una mayor eficiencia. El gas de gasificación obtenido tiene pocas partículas, pero alto contenido de alquitrán.
- Lecho fluidizado circulante interno: Presentan un distribuidor de gas de fluidización especial, lo que hace que se mejore el mezclado entre los combustibles sólidos y el gas. Es una versión de los lechos fluidizados burbujeantes, con la diferencia que poseen un tabique inclinado entre la celda de combustión y la celda de intercambio de calor. Se forma un flujo circulante dentro de la celda de combustión, y a su vez, existe un flujo secundario entre la celda de combustión y la celda de intercambio de calor. Este último flujo es debido al retorno del material del lecho.
- Lecho fluidizado doble: Esta tecnología usa dos reactores de lecho fluidizado, donde la alimentación se introduce al primer reactor, gasificándose con vapor, y el alquitrán formado es transportado al segundo reactor, donde se quema con aire para producir calor. El gas de gasificación tiene un moderado poder calorífico debido a su contenido de alquitrán, por lo que para usarse en motores o turbinas requiere una previa limpieza.

Los gasificadores de flujo arrastrado tienen poca flexibilidad a la hora de operar, no permite el uso de cualquier tamaño de partícula, por lo que es necesario pretratar la alimentación. Habitualmente este tipo de gasificador se utiliza para tratar carbón, residuos de refinería o residuos plásticos. Sus operaciones alcanzan temperaturas de entre 1200 y 1500°C y la presión es de aproximadamente 25 bares. El gas de gasificación es de poder calorífico moderado, ya que su contenido de alquitrán es bajo.

Los gasificadores de parrilla móvil son tecnologías muy usadas en plantas de incineración con recuperación de energía. La conversión ocurre en dos etapas: primero se gasifican los combustibles sólidos y luego se oxidan a alta temperatura los gases formados en la cámara de gasificación.

Los gasificadores de plasma trabajan con poco oxígeno, por lo que la materia prima no se quema, si no que se descompone debido a las altas temperaturas. El calor es suministrado mediante antorchas, creando un "arco de plasma". El arco se produce en el espacio situado entre dos electrodos conductivos que al llenar con un gas que se pueda ionizar, es capaz de descomponer la alimentación introducida al reactor.

2.2.1 Gasificador de flujo ascendente modificado

El gasificador de lecho fijo de flujo ascendente es la forma más antigua de gasificación y es todavía utilizado para el proceso de gasificación de carbón y biomasa. Como se explica en el ítem anterior, estos gasificadores producen un gas con alto contenido de alquitrán, por lo que Travieso, en 2013, (Pedroso et al., 2013) modificó el sistema de alimentación de materia prima como se muestra en la Figura 2.4; con relación al diseño tradicional presentado en la Figura 2.4(a), el reactor se alimenta continuamente a través de un conducto en la base del reactor sobre la parrilla, como es visible en la Figura 2.4(b).

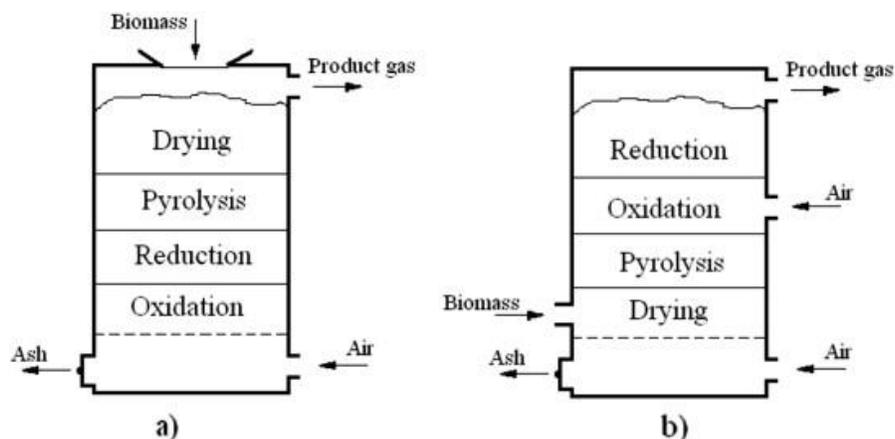


Figura 2.4. Reactor de gasificación de flujo ascendente: (a) diseño tradicional y (b) diseño modificado. Extraído de (Pedroso et al., 2013)

2.2.2 Etapas y reacciones presentes en la gasificación

Las etapas y reacciones en la gasificación se describen a continuación.

- **Secado:** El secado se puede realizar por separado o en el mismo proceso y es de gran importancia en los procesos termoquímicos. Cuando se realiza dentro del proceso se debe considerar que, por cada kg de humedad en el combustible, se requieren aproximadamente 2260 kJ de energía adicional para vaporizar el agua contenida. Se recomienda una cantidad de secado previo para eliminar la mayor cantidad posible de humedad (Basu, 2010).

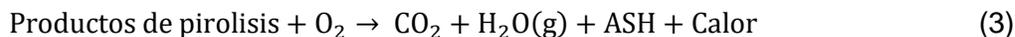


- **Pirólisis:** La pirólisis es la etapa encargada de degradar el combustible en productos sólidos, líquidos y gaseosos por efecto del calor, ocurriendo en ausencia de aire o por limitado suministro de oxígeno. La degradación térmica se da entre el rango de temperaturas de 300 a 500°C.

Durante la pirólisis se llevan a cabo reacciones primarias y secundarias. Los productos de las reacciones de descomposición primaria están formados por gases condensables, alquitranes y el carbonizado, el cual presenta una estructura porosa que contiene el área superficial necesaria para las reacciones secundarias. En las reacciones secundarias se descomponen en gases no condensables, líquidos y en carbonizado, esta descomposición ocurre mediante una serie de reacciones homogéneas en la fase gaseosa y reacciones heterogéneas (Basu, 2010).



- **Oxidación:** La etapa de oxidación requiere la presencia del agente gasificante, el que reacciona con los productos de la pirolisis. Este proceso se da de forma exotérmica, desprendiendo la energía del combustible (Alegría Castellanos, n.d.)



- **Reducción:** En esta etapa se produce una combustión incompleta con temperatura entre los 700°C y 1000°C aproximadamente. Lo constituyen las reacciones solido-gas o gas-gas, en donde el sólido resultante se convierte en gas (Alegría Castellanos, n.d.).



2.3 Ciclo supercrítico de CO₂

Para comprender el funcionamiento del ciclo supercrítico de CO₂ es importante definir sus características para la generación de energía y cómo se comporta el dióxido de carbono como fluido de trabajo.

2.3.1 Ciclo S-CO₂ para generación de energía

Los ciclos de energía que funcionan con dióxido de carbono a presión y temperatura supercríticas se introdujeron a finales de los años noventa y, finalmente se abandonaron en favor de las turbinas de gas de combustión estándar. Sin embargo, el interés mundial por este ciclo se ha incrementado debido a características como su capacidad para lograr una alta eficiencia en una variedad de aplicaciones que operan con niveles de temperatura intermedios, como energía solar concentrada, recuperación de calor residual y reactores nucleares Gen IV.

Como se menciona, el ciclo supercrítico de CO₂ consiste en una turbina de gas de ciclo cerrado, que empleará CO₂ como fluido de trabajo. En esta configuración el fluido se comporta como un gas denso durante todo el proceso de compresión, debido a la proximidad del punto crítico, permitiendo grandes reducciones en el trabajo de compresión y, por lo tanto, un aumento en la eficiencia térmica general, incluso a temperaturas moderadas de entrada a la turbina (Crespi et al., 2017).

2.3.2 CO₂ como fluido de trabajo

El CO₂ en estado supercrítico es un fluido de trabajo ideal para aplicaciones de generación de energía de circuito cerrado. Es un fluido de bajo costo que no es tóxico, ni inflamable, ni corrosivo y está fácilmente disponible. Su alta densidad permite diseño de turbo-maquinaria extremadamente compacta, como se puede ver en la Figura 2.5, donde se puede comparar una turbina de vapor de 10 MWe con una turbina de CO₂ supercrítico; estas son compactas y altamente eficientes, con diseño simple en comparación con las de vapor (Persichilli et al., 2012).

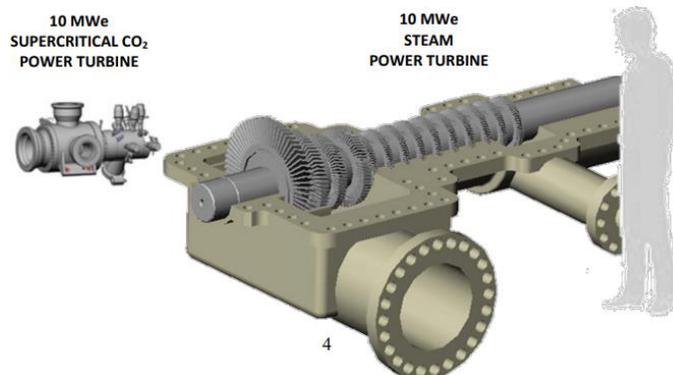


Figura 2.5. Comparación turbina de CO₂ supercrítico con turbina de vapor. Extraído de (Persichilli et al., 2012)

El CO₂ también captura de forma más eficaz el calor residual de fuentes que tienen una capacidad calorífica aproximadamente constante, como los gases de escape de las turbinas u otros gases calientes. Esto se debe a las características de su capacidad calorífica en la región supercrítica, que proporciona una coincidencia superior con el perfil de temperatura de la fuente de calor en comparación con el proceso de ebullición utilizado con otros fluidos de trabajo, como el vapor o fluidos orgánicos que se usan en sistemas ORC (Persichilli et al., 2012).

Como se muestra en la Figura 2.6, el pinch-point se produce durante el cambio de fase a temperatura constante de agua a vapor, lo que limita la temperatura máxima del fluido y la eficiencia resultante del ciclo para las tecnologías de recuperación de calor residual y generación de energía basadas en el vapor. Este fenómeno no se da en el proceso de intercambio de calor con CO₂ supercrítico como fluido, debido a sus características monofásicas muy por encima del punto crítico, lo que permite alcanzar una temperatura del fluido para la misma fuente de calor (Persichilli et al., 2012).

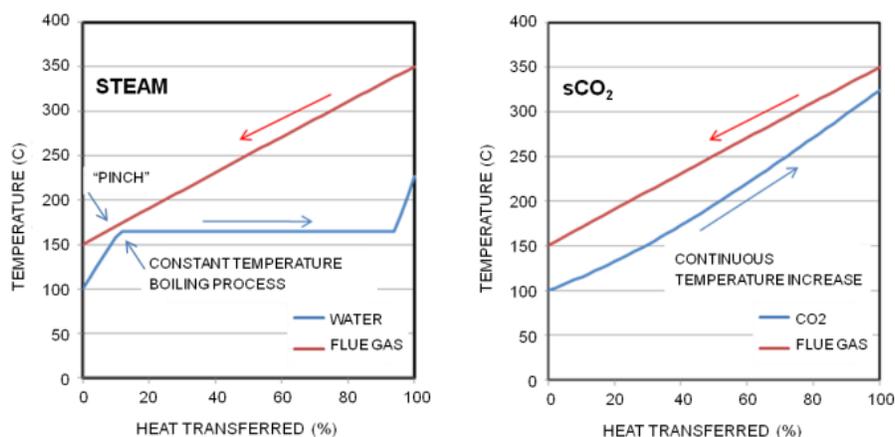


Figura 2.6. A diferencia del vapor (izquierda), el CO₂ supercrítico (derecha) es un fluido monofásico durante el calentamiento en el intercambiador de calor de escape, lo que da lugar a temperaturas de fluido más elevadas y a una mayor eficiencia del ciclo. Extraído de (Persichilli et al., 2012)

2.4 PSA

La adsorción por cambio de presión (PSA) es un proceso cíclico utilizado para la separación y purificación de gases. Algunas de las aplicaciones industriales clave incluyen el secado de gas, la recuperación de vapor de solvente, el fraccionamiento de aire, la producción de hidrógeno a

partir del reformador de metano (SMR) y los gases de escape de la refinería de petróleo. También se utiliza en la separación de dióxido de carbono y metano del gas de vertedero, así como en la separación de monóxido de carbono-hidrógeno, separación normal de isoparafina y deshidratación de alcohol (Sircar, 2002).

2.4.1 Pasos de adsorción por cambios de presión

El proceso PSA tiene muchos pasos, de los cuales el cambio de presión dentro del lecho de adsorción, el tiempo del paso y la secuencia de actuación de la válvula para cada paso son diferentes. Kottititum, en 2020 (Kottititum et al., 2020) ordena los pasos de tal forma que: los pasos de equalización de presión (incluido el paso de equalización de despresurización (DPE) y el paso de equalización de presión (PPE)) se agregaron a un proceso básico de cuatro pasos propuesto por Skarstrom para mejorar la eficiencia del proceso, como se muestra en la Figura 2.7.

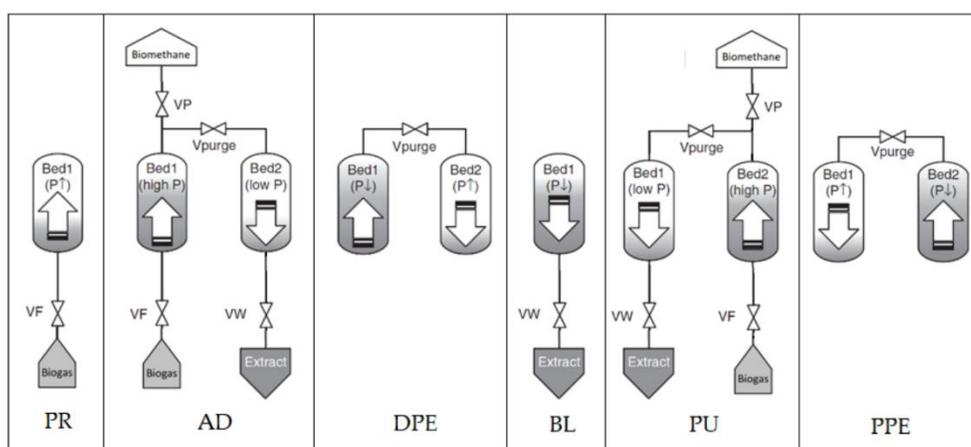


Figura 2.7. Ciclo Skarstrom mejorado en el proceso PSA. Extraído de (Kottititum et al., 2020)

Primero, el biogás fluye hacia el lecho de adsorción (Bed1) y aumenta la presión hasta la presión deseada (PR). El proceso entra en el paso de adsorción (AD), donde el segundo lecho contiene más CO_2 y la corriente de salida de Bed1 se enriquece en menos componentes de CO_2 (high CH_4). Entonces, una porción de CH_4 el producto se mueve a Bed2 para ayudar en la regeneración del adsorbente. Después de eso, Bed1 se carga y Bed2 se regenera. Luego se lleva a cabo el paso de equalización de despresurización (DPE). Este paso es importante para reducir el consumo de energía debido a la cantidad de gas a comprimir. Después del paso de equalización, el proceso se repite con la inversión de los roles de las dos camas.

CAPÍTULO 3

3 Modelo y simulación

Para la simulación de cada subsistema se utilizan los modelos disponibles en la literatura, donde es determinado cada parámetro de salida mediante el programa de simulación Aspen Plus, el cual considera cada modelo como un modelo termodinámico ideal.

Con el propósito de mantener la configuración propuesta hay que tener las siguientes consideraciones al momento del análisis y simulación:

- La temperatura de salida de los gases de combustión en la cámara de combustión del ciclo Brayton debe permitir ser enfriado por tres intercambiadores de calor.
- El flujo másico del gas en el ciclo Brayton y el flujo del CO₂ del ciclo supercrítico deben estar en el mismo orden de magnitud para permitir el ensamblaje.
- El ciclo supercrítico de CO₂ es sensible a los cambios de temperatura, por lo que se debe tener cuidado de mantener las temperaturas propuestas por la investigación, para así no disminuir su eficiencia.
- El ciclo supercrítico de CO₂ debe generar y no consumir energía de los otros subsistemas.

3.1 Sistema integrado de gasificación

El sistema integrado de gasificación consta de un gasificador, que utiliza como combustible residuos sólidos urbanos, y un ciclo Brayton, que utiliza el gas de gasificación para la generación de calor y energía eléctrica.

3.1.1 Sistema de gasificación con reactor de corriente ascendente modificado

Para la modelación del sistema de gasificación con reactor de corriente ascendente modificado, se separa el proceso en sus cinco regiones elementales (secado, pirólisis, oxidación, reducción y separación de sólidos). El modelo se muestra en la Figura 3.1, el cual se creó en base a las siguientes suposiciones:

- El Sistema se encuentra en estado estacionario, por lo que el tiempo de residencia es suficiente para alcanzar un estado de equilibrio estable.
- La mezcla entre sólido-gas se asume perfecta en todas las zonas de reacción.
- La ceniza y el nitrógeno son considerados inertes durante todo el proceso.
- La presión es constante e igual a la presión atmosférica.
- La generación de alquitranes es mínima y, por lo tanto, despreciable.
- El vapor de agua generado en la zona de secado es inerte durante la combustión y la pirólisis.
- El gasificador se considera adiabático, por lo que no hay pérdidas de calor hacia el ambiente.

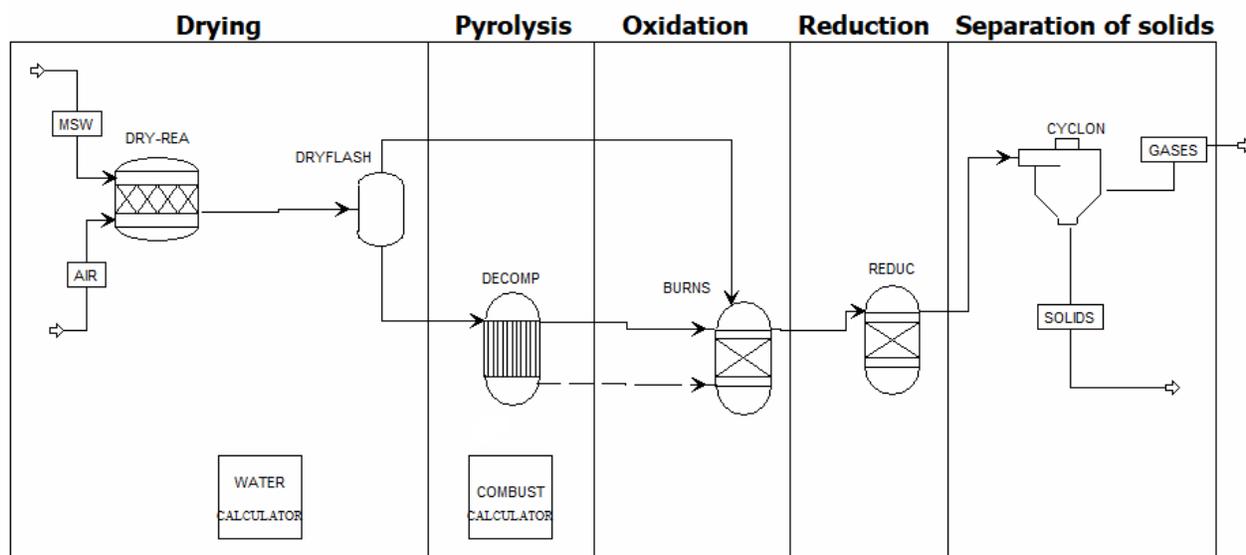


Figura 3.1. Modelo del sistema de gasificación con reactor de corriente ascendente modificado

Definiendo el tipo de flujos presentes como MCINCPD, los que incluyen los sub-flujos MIXED (flujos mixtos de gas y/o líquidos), CIPSD (flujos de sólidos convencionales con distribución de partícula) y NCPSD (flujos de sólidos no convencionales con distribución de partícula). Además, utilizando el método de cálculo Peng-Robinson, se definen los componentes químicos presentes y se diferencian entre los componentes convencionales y no convencionales (Araya, 2021).

Los componentes convencionales son:

- CO
- CO₂
- H₂
- CH₄
- H₂O
- C(s)
- O₂
- N₂

Los componentes no convencionales son:

- Combustible
- Ceniza

Para definir los RSU en Aspen Plus V10, se determinan los valores de entalpía y densidad mediante modelos presentes en Aspen Plus, siendo HCOALGEN y DCOALIGT, respectivamente. Estos modelos requieren de información como el análisis inmediato (PROXANAL), el análisis elemental (ULTANAL) y el contenido de azufre (SULFANAL), los cuales se detallan en la Tabla 3.1 (Yang et al., 2018).

Tabla 3.1. Atributos de los componentes del RSU (Yang et al., 2018)

PROXANAL		ULTANAL		SULFANAL	
Elemento	Valor	Elemento	Valor	Elemento	Valor
Humedad	20	Ceniza	42.60	Pirítico	0
Carbono fijo	6.30	Carbón	35.16	Sulfato	0
Materia Volátil	51.10	Hidrógeno	4.71	Orgánico	0
Cenizas	42.60	Nitrógeno	1.40		
		Oxígeno	16.13		
		Azufre	0		

El análisis de atributos debe cumplir que:

- Los valores del PROXANAL, ignorando la humedad, deben sumar 100
- Los valores de ceniza en PROXANAL y ULTANAL deben coincidir
- Los valores del ULTANAL deben sumar 100
- Los valores del SULFANAL deben sumar el total del azufre presente en ULTANAL.

Por otro lado, en relación con la mezcla considerada de RSU, esta posee las siguientes características, mostradas en la Tabla 3.2.

Tabla 3.2 Poder calorífico ponderado. Resultados extraídos de (González et al., 2018)

Residuos	Porcentaje (%)	PCI (kJ/kg)
Materia orgánica	66.05	22 355
Papel y cartón	16.18	10 460
Plásticos	8.85	40 481
Caucho	4.46	27 614
Textiles	4.46	31 170
	Total:	16 556

El flujo de aire a la entrada se determina mediante la razón estequiométrica, la cual se define en el Anexo 1.

El sistema se modela mediante bloques y corrientes de fluidos y calor; donde la etapa de secado se modela con un circuito de un reactor tipo RStoic (DRY-REACT) y un separador tipo Flash2 (DRY-FLASH), además de un bloque de cálculo (WATER). La etapa de pirólisis se modela con un reactor RYield (DECOMP) y un bloque de cálculo (COMBUST). La oxidación y reducción se modeló mediante un reactor RGibbs, BURN y REDUC, respectivamente.

Los bloques de cálculo (CALCULATOR), se ingresan siguiendo las indicaciones de AspenTech (AspenTech, 2013); en el primer bloque (WATER), las ecuaciones de balance de materia se relacionan entre las siguientes cantidades:

- Contenido de agua en el RSU de alimentación
- Conversión fraccionada de RSU a agua
- Contenido de agua en el RSU seco

Así, la ecuación que define la conversión fraccionada de RSU a agua en el bloque DRY-REAC, y combina el balance de materia del agua y el balance de materia general es:

$$CONV = \frac{H_2O_{IN} - H_2O_{DRY}}{100 - H_2O_{DRY}} \quad (8)$$

Con:

- H_2O_{IN} : porcentaje de humedad en el RSU en la corriente WET-RSU
- H_2O_{DRY} : porcentaje de humedad en el RSU de la corriente IN-DRIER

Se utiliza el bloque CALCULATOR COMBUST, ya que los rendimientos que se especifican en el bloque RYield son solo marcadores de posición temporales. Así, la descomposición del combustible se obtiene mediante el análisis elemental y proximal, donde se obtiene la composición del gas de pirólisis mediante las ecuaciones de 9 a 15; definiendo la ecuación química ocurrida dentro del reactor en la ecuación 15.

$$FACT = \frac{100 - WATER}{100} \quad (9)$$

$$H_2O = \frac{WATER}{100} \quad (10)$$

$$C = \frac{ULT(2) * FACT}{100} \quad (11)$$

$$H_2 = \frac{ULT(3) * FACT}{100} \quad (12)$$

$$N_2 = \frac{ULT(4) * FACT}{100} \quad (13)$$

$$O_2 = \frac{ULT(7) * FACT}{100} \quad (14)$$

$$RSU(seco) \leftrightarrow m_c + m_{H_2} + m_{N_2} + m_{O_2} + m_{H_2O} + m_{ASH} \quad (15)$$

La composición del gas de síntesis presenta las características mostradas en la Tabla 3.3.

Tabla 3.3. Características gas de gasificación

Temperatura 623 °C	
% Volumétrico	
CO	0.10260
CO ₂	0.12280
H ₂	0.18811
CH ₄	0.00562
H ₂ O	0.03187
O ₂	0
N ₂	0

Para definir el PCI del gas (LHV_g) se puede estimar mediante la ecuación 16.

$$LHV_g = 0.1078 \cdot H_2 + 0.1263 \cdot CO + 0.3588 \cdot CH_4 \text{ [MJ/Nm}^3\text{]} \quad (16)$$

3.1.2 Ciclo Brayton

Para modelar el ciclo a Brayton se considera el diagrama de bloque mostrado en la Figura 3.2, donde es mostrado los parámetros con flechas verticales y en dirección hacia el bloque, los datos de entrada con flechas horizontales en dirección hacia el bloque y los datos de salida en dirección contraria al bloque.

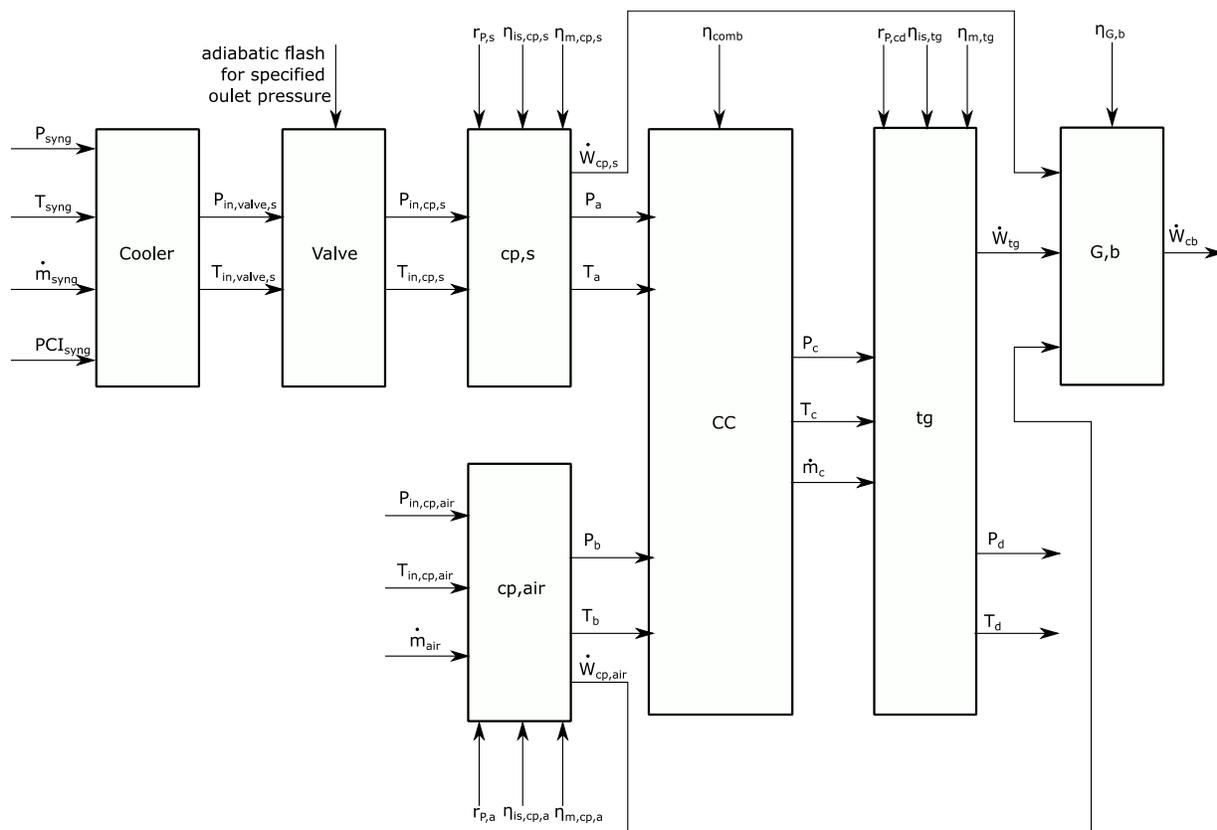


Figura 3.2. Diagrama de bloque ciclo Brayton

Así, se utiliza un enfriador del tipo Heater (cooler) para bajar la temperatura del gas de síntesis y luego comprimirlo en el compresor de gas de síntesis hasta llegar a la misma presión de salida del aire comprimido; luego la cámara de compresión es modelada mediante un reactor del tipo RGibbs, fijando el agua como componente inerte. Así, los gases de combustión pasan a la turbina TG para generar una potencia de salida.

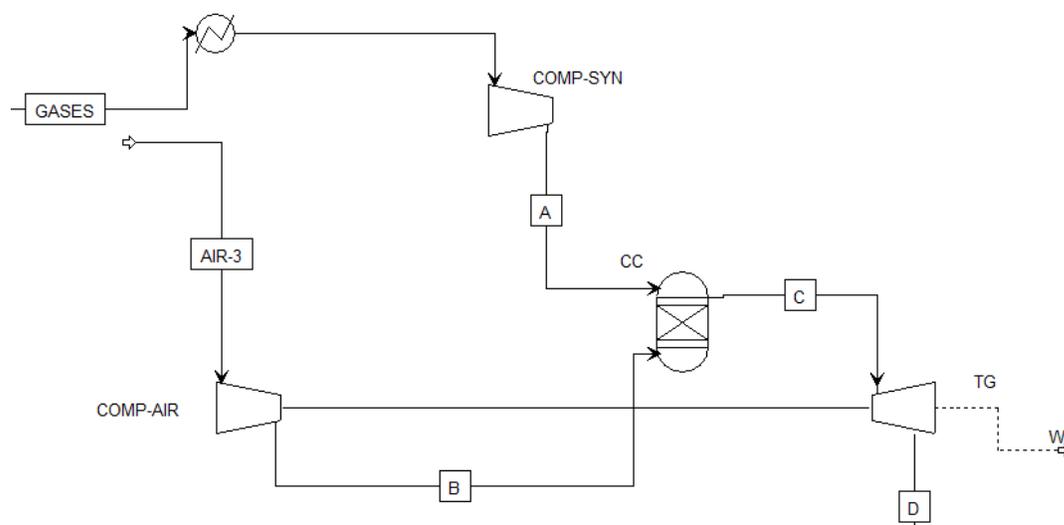


Figura 3.3. Esquema básico ciclo Brayton

Para determinar la temperatura de entrada en la turbina se hace un balance de energía, como se ve en la ecuación 17, considerando como límite la temperatura de entrada a la turbina de gas de gasificación del ciclo supercrítico para mantener la configuración.

$$\dot{m}_a \text{PCI}_{\text{syng}} - \dot{m}_b \cdot c_{p_b} \cdot (T_r - T_a) - \dot{m}_a \cdot c_a \cdot (T_r - T_a) = \dot{m}_c \cdot c_{p_c} \cdot (T_c - T_r) \quad (17)$$

con T_r la temperatura a la que fue medido el PCI del gas de gasificación.

Se obtienen los datos de presión y temperatura mostrados en la Figura 3.4, mientras que en la Figura 3.5 se muestran los resultados de potencia al variar el flujo másico de RSU a la entrada del gasificador.

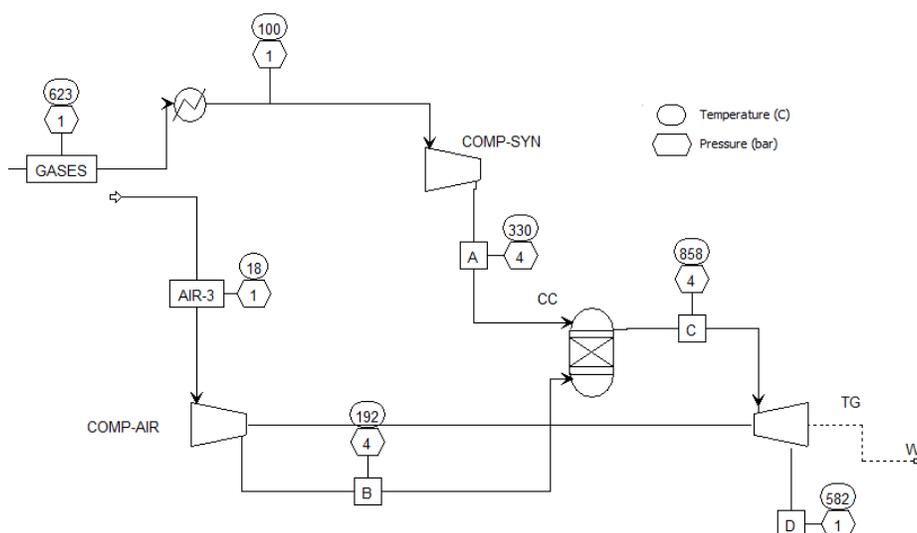


Figura 3.4. Temperatura y presión en el ciclo Brayton

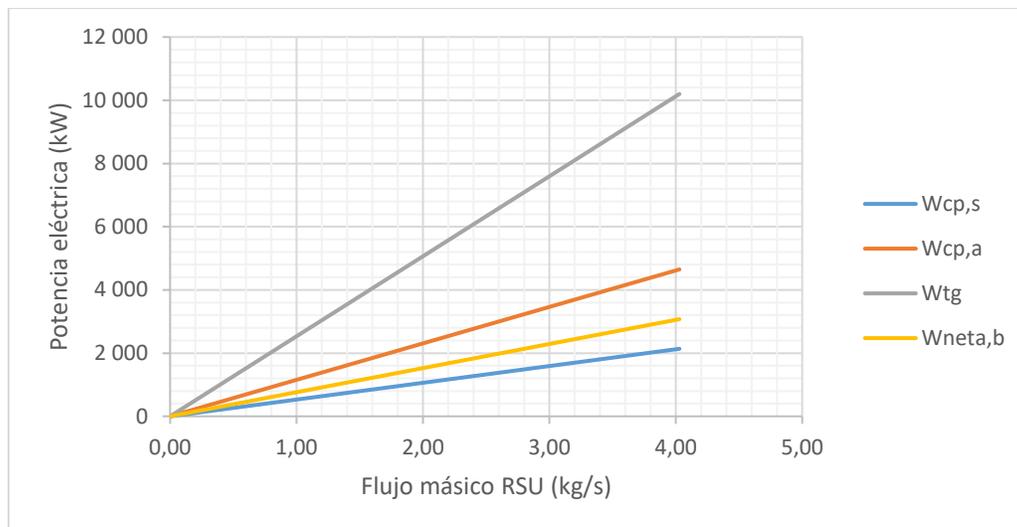


Figura 3.5. Potencia del ciclo al variar el flujo másico de RSU

Como se puede observar, existe una relación directamente proporcional entre la potencia obtenida en la turbina a gas y el incremento en la cantidad de combustible utilizado en el proceso de gasificación. Este aumento de combustible también conlleva un incremento en el consumo de los compresores de aire y gas de gasificación utilizados en el proceso.

3.2 Sistema supercrítico de CO₂

El ciclo supercrítico de CO₂ presenta la siguiente información para su modelación, mostrados en la Figura 3.6, donde se observan los datos de entrada, salida y parámetros de cada equipo.

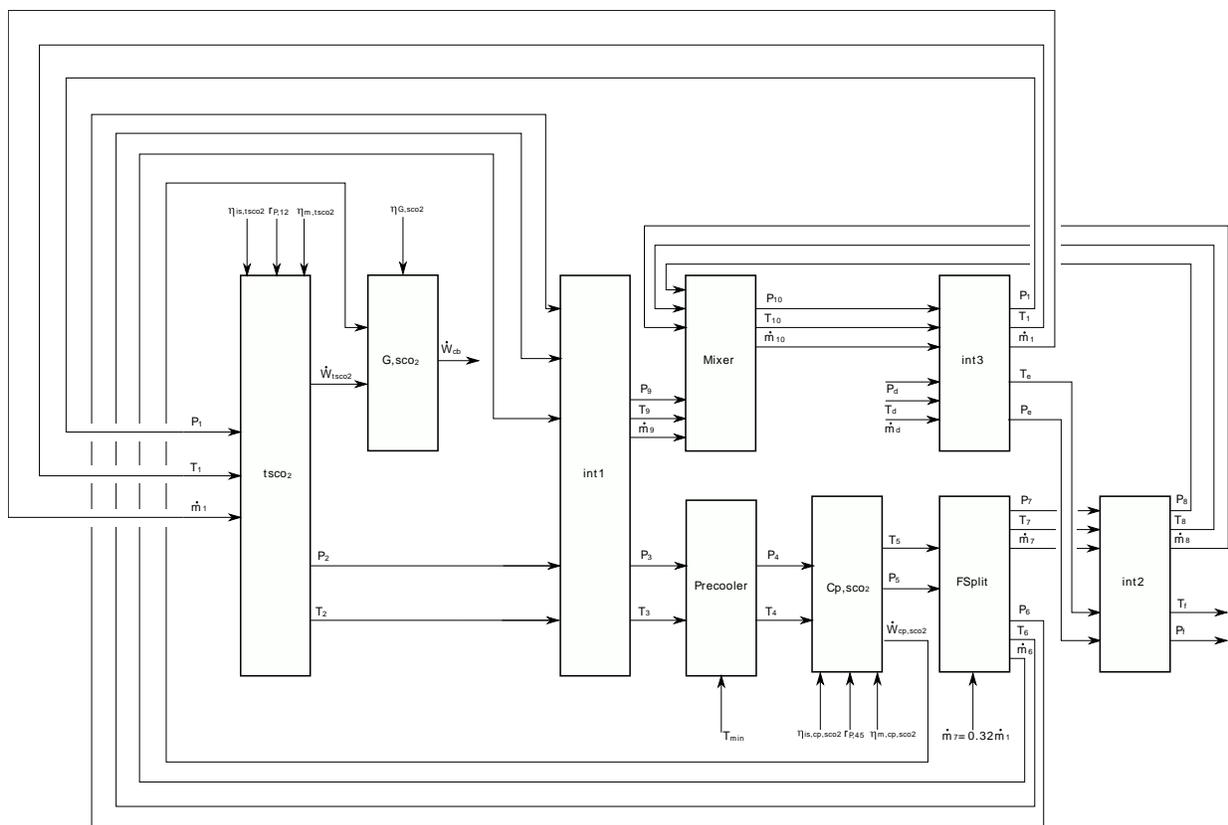


Figura 3.6. Diagrama de bloque ciclo supercrítico de CO_2

Para la modelación del ciclo, se utiliza un bloque Comp para representar el compresor y la turbina. Para los intercambiadores de calor se utiliza el bloque Heater, conectados por corrientes de calor en caso de ser necesario. Además, se separan los flujos en el punto (5) con un 0.32% para la corriente (7), mediante un bloque del tipo SSplit, volviéndose a unir en los puntos (8) y (9) con un bloque Mixer. Este sistema se conecta con el ciclo Brayton mediante los intercambiadores de calor 2 y 3, los cuales enfrían la corriente de gas de combustión que sale de la turbina a gas.

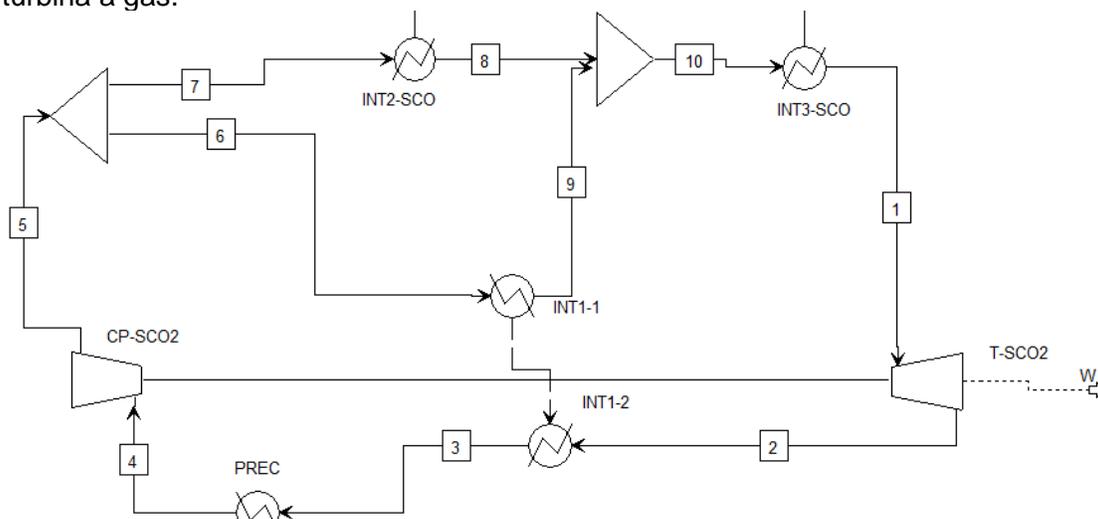


Figura 3.7. Esquema ciclo supercrítico de CO_2

Los resultados de presión y temperatura de cada punto presente en el ciclo son mostrados en la Figura 3.8.

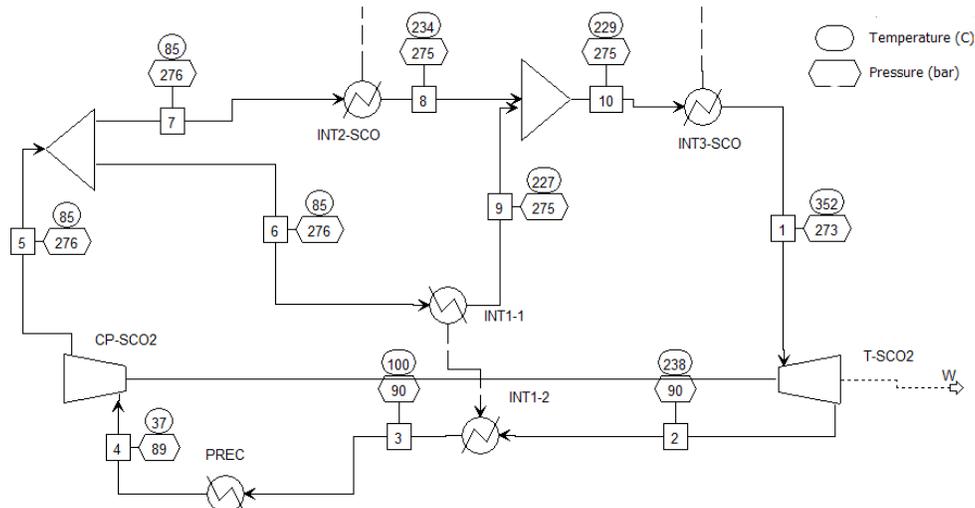


Figura 3.8. Presión y temperatura presente en cada punto del ciclo

Así, se obtienen los resultados que se presentan en la Figura 3.9 al variar el flujo másico de CO₂.

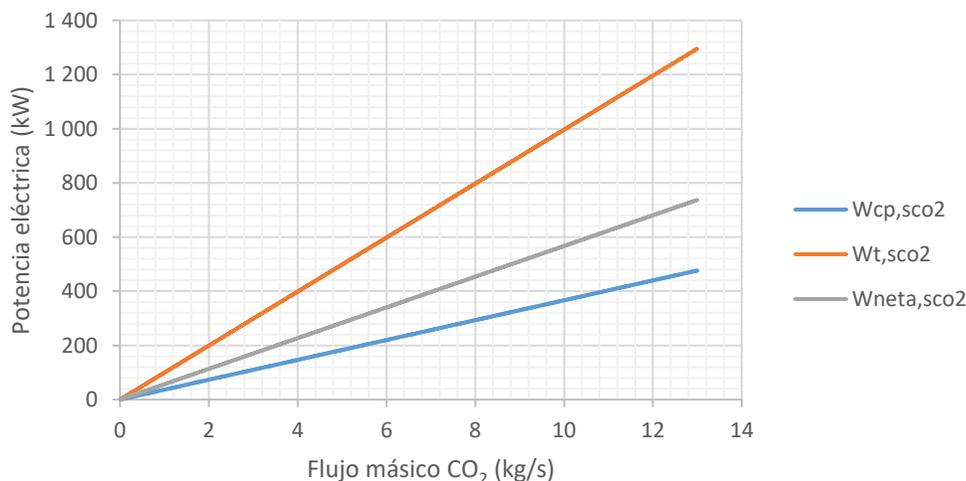


Figura 3.9. Potencia del ciclo al variar el flujo másico de CO₂

Se evidencia que a medida que aumenta la cantidad de CO₂ suministrada, se produce un aumento proporcional en la potencia generada por la turbina. Sin embargo, este incremento no ocurre de forma aislada, ya que el aumento en del flujo conlleva un incremento en el consumo del compresor.

3.3 Central térmica de carbón

Se usa como referencia una planta de energía a carbón en el norte de China (Chen et al., 2022); utilizando los datos de diseño, proporcionados por los propietarios de la planta.

Como se muestra en la Figura 3.10, el ciclo consiste principalmente en una caldera de carbón pulverizado, una turbina de vapor de condensación de extracción y un generador eléctrico (EG). Los parámetros de fundamentales se presentan en la Tabla 3.4. Estos datos provienen de los

parámetros de diseño de una central eléctrica de carbón de funcionamiento estable, y sus parámetros operativos reales se aproximan a los parámetros de diseño. En la fase de diseño, la central puede producir 330.08 MW de potencia neta con un rendimiento térmico neto del 39.86%. El sistema de regeneración de calor de esta central incluye ocho RH, cuyos parámetros se enumeran en la

Tabla 3.5. La temperatura del agua de alimentación en el sistema de regeneración de calor varía entre 32.7 °C y 276.2 °C.

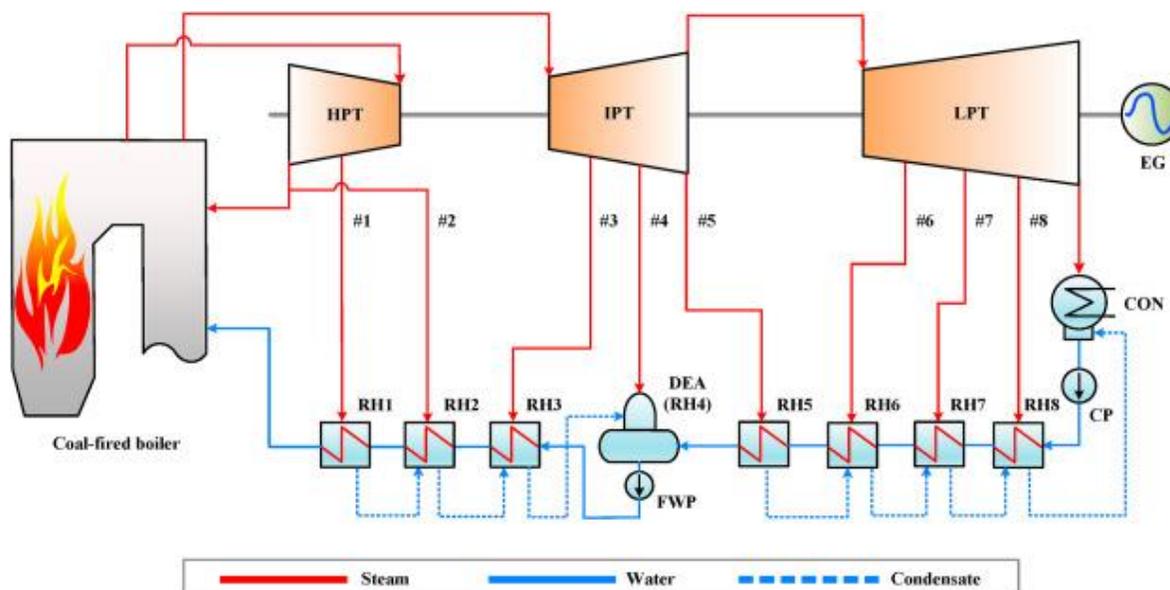


Figura 3.10. Configuración central térmica a carbón. Extraído de (Chen et al., 2022)

Tabla 3.4. Parámetros básicos de la central térmica a carbón de referencia (Chen et al., 2022)

Artículo	Valor	
Tasa de consumo de carbón [kg/s]	44.17	
Valor calorífico neto del carbón [kJ/kg]	31 500	
Vapor principal (a la turbina)	Temperatura [°C]	556.0
	Presión [MPa]	24.60
	Caudal [kg/s]	274.56
Vapor recalentado (a la turbina)	Temperatura [°C]	566.0
	Presión [MPa]	3.78
	Caudal [kg/s]	232.44
Vapor de escape (saliendo de la turbina)	Temperatura [°C]	32.54
	Presión [MPa]	4.90
	Caudal [kg/s]	160.43
Potencia bruta de salida [MW]	350.40	
Potencia neta de salida [MW]	330.08	
Eficiencia térmica neta [%]	39.86	

Tabla 3.5. Parámetros del sistema de regeneración de calor de la central térmica a carbón de referencia (Chen et al., 2022)

Equipo		RH1	RH2	RH3	DEA(RH4)	RH5	RH6	RH7	RH8
Vapor de extracción	Presión [MPa]	6.09	3.97	2.11	0.88	0.53	0.22	0.07	0.02
	Temp. [°C]	362.5	311.8	471.4	331.1	285.9	184.6	89.4	64.1
	Caudal [kg/s]	18.39	19.380	14.33	7.08	12.21	11.46	8.52	9.05
Temp. agua de drenaje	[°C]	274.6	248.2	213.6	/	152.3	120.9	88	62.9
Temp. de salida agua de alimentación	[°C]	276.2	248.2	213.6	172.20	151.6	118.2	85.3	60.2

La central se modela tal como se muestra en la Figura 3.11; la caldera consta de un bloque RYield y RGibbs, un bloque CALCULATOR y sus respectivos intercambiadores de calor. Las turbinas HTP, IPT y LPT, se dividen en dos, tres y cuatro turbinas, respectivamente; los flujos se separan con bloques FSplit y se unen con las corrientes calientes de los intercambiadores de calor RH con bloques Mixer. Las bombas FWP y CP se instalan mediante el bloque Pump y el desaierador con el bloque Flash2.

Los atributos del Carbón son mostrados en la Tabla 3.6.

Tabla 3.6. Atributos de los componentes del carbón

PROXANAL		ULTANAL		SULFANAL	
Elemento	Valor	Elemento	Valor	Elemento	Valor
Humedad	25	Ceniza	9.20	Pirítico	0.60
Carbono fijo	45.10	Carbón	67.10	Sulfato	0.10
Materia Volátil	45.70	Hidrógeno	4.80	Orgánico	0.60
Cenizas	9.20	Nitrógeno	1.10		
		Cloro	0.10		
		Oxígeno	16.40		
		Azufre	1.30		

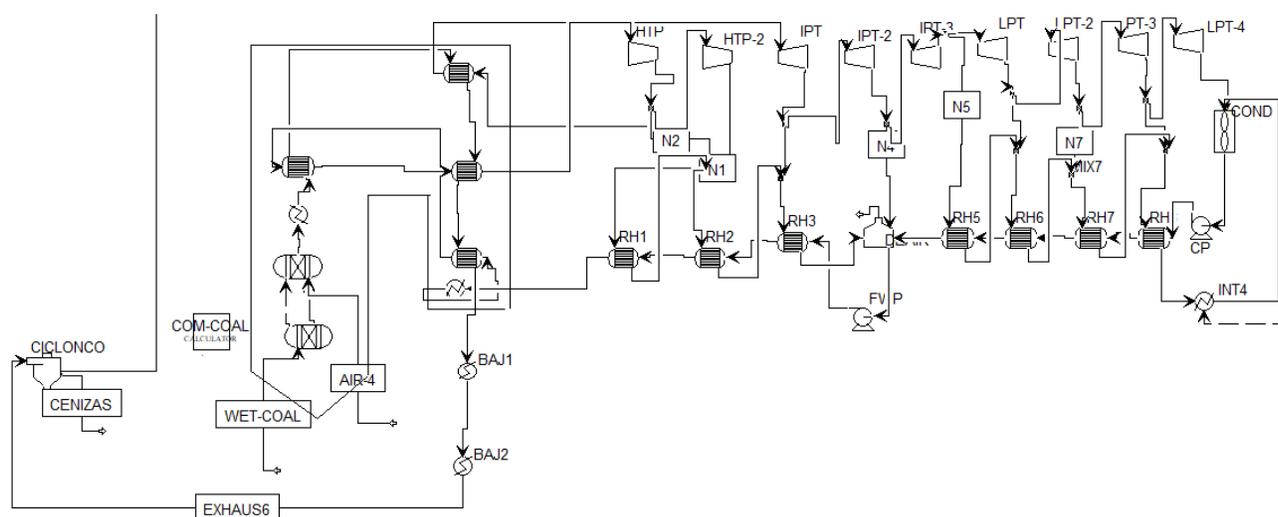


Figura 3.11. Modelo central térmica a Carbón

3.4 Absorción por oscilación de presión (PSA)

La unidad PSA sirve para purificar un gas mediante absorción mediante cambio de presión. Este equipo trabaja a condiciones de 40°C y 28 bar con una eficiencia del 85% (Fernández, 2021), obteniendo una pureza de CO₂ de 91% a 96% (Zhang et al., 2021).

Antes de la unidad de PSA, los líquidos arrastrados deben eliminarse ya que dañan permanentemente el absorbente (mezcla de carbón activado y eolitas). La eficiencia de la unidad también se ve afectada por la temperatura de absorción, ya que se absorben menor impurezas a temperaturas más altas, porque la capacidad de equilibrio de los tamices moleculares disminuye al aumentar la temperatura.

Así, el modelo del sistema de absorción por variación de presión consta de un bloque Mixer, el cual es responsable de unir las corrientes de gases de combustión provenientes del ciclo Brayton y de la caldera a Carbón. Posteriormente, se integra un bloque Heater, responsable de bajar la temperatura de los gases hasta la óptima para el proceso. Luego, es necesario evitar la entrada de agua a la unidad, por lo que se agrega un bloque del tipo SEP, para separar el agua del resto de gases. Finalmente, se utiliza un nuevamente un separador tipo SEP, donde se obtiene CO₂, el que puede destinarse para otros procesos, y los gases restantes pueden dirigirse a la chimenea.

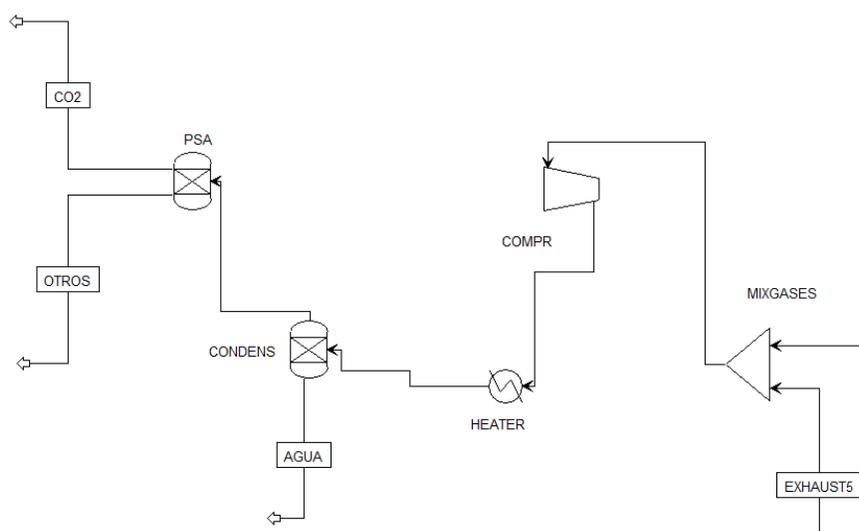


Figura 3.12. Esquema proceso PSA

Los resultados de presión y temperatura presente en cada punto del proceso se muestran en la Figura 3.14; siendo el punto G el gas de combustión proveniente del ciclo Brayton, al salir del intercambiador de calor 4 (conecta ciclo Brayton y central de generación a carbón), y el punto Exhaust5 el gas de combustión proveniente de la caldera a carbón luego de ser enfriado y separado de las cenizas.

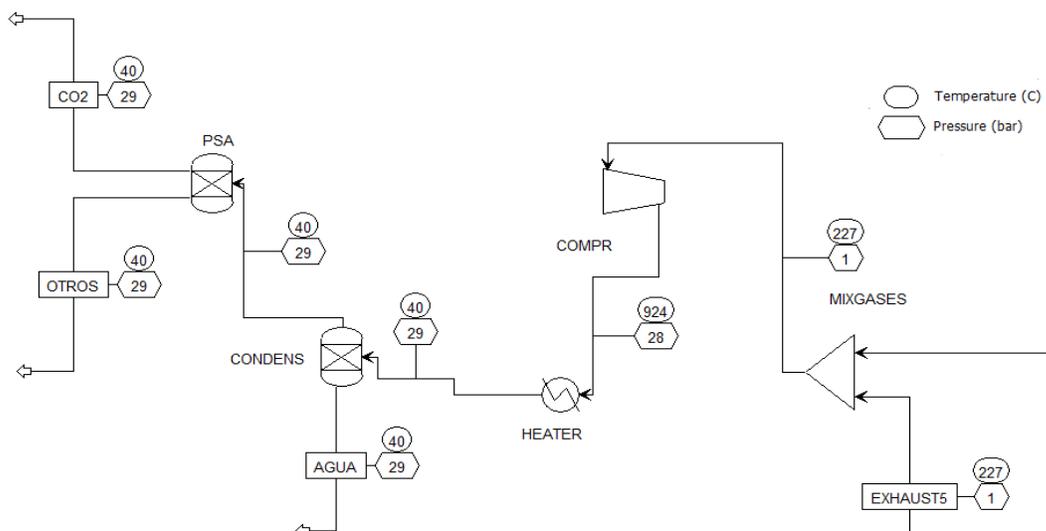


Figura 3.13. Presión y temperatura en cada punto del proceso

Para evaluar el costo energético que tiene el proceso y, a su vez, el CO₂ separado del gas de combustión, se grafica en la Figura 3.14 la potencia consumida en el compresor y el flujo másico de CO₂ en relación con el flujo másico de RSU. Al evaluar la potencia eléctrica requerida por la planta, se puede observar que este tiene un alto consumo energético debido al gas de combustión proveniente de la caldera a carbón, llegando a un 75% de consumo de la central a carbón (lo que es esperado para un proceso de descarbonización (Fu et al., 2022)), por lo que se consideran los créditos de carbono como punto importante a evaluar en la parte económica de la propuesta.

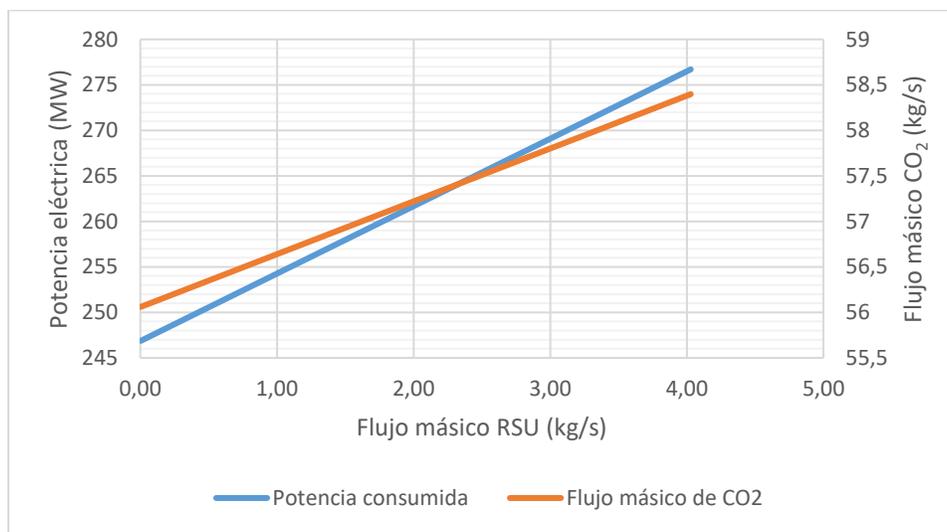


Figura 3.14. Potencia consumida y flujo de CO₂ extraído a medida que se aumenta el flujo másico de RSU

3.5 Resultados en cada punto

Con tal de realizar un análisis detallado del proceso evaluado, se identifican los resultados en cada punto de la configuración diseñada. Así, en la Tabla 3.7 se muestran los resultados

obtenidos para el sistema de gasificación, donde se utiliza el flujo obtenido en el reactor de corriente ascendente modificado en un ciclo Brayton.

Tabla 3.7. Resultados sistema de gasificación

Artículo	Cp,s	Cp,a	CC	tg	Int₂	Int₃
Temperatura de entrada/salida [°C]	100/311	18/192	-	858/567	567/486	486/450
Presión de entrada/salida [kPa]	101/404	101/404	-	404/100	-	-
Flujo másico [kg/hr]	6.17	70.24	76.41	-	-	-
Potencia al eje [W]	389	3584	-	6908	-	-

En la Tabla 3.8 se muestran los resultados en cada punto en la configuración de ciclo supercrítico de CO₂ seleccionada, donde se conecta a la configuración mencionada anteriormente mediante los intercambiadores de calor 2 y 3.

Tabla 3.8. Resultados ciclo supercrítico de CO₂

Artículo	T,CO₂	Int₁, flujo caliente	Int₁, flujo frío	prec	Int₂, flujo frío	Int₃, flujo frío
Temperatura de entrada/salida [°C]	352/238	238/100	85/227	100/37	85/234	229/352
Presión de entrada/salida [kPa]	27320/9000	9000/8960	27600/27460	-	-	-
Flujo másico [kg/hr]	40	40	27	40	-	-
Potencia al eje [W]	1107	-	-	-	-	-

Finalmente, los resultados del intercambiador de calor que une el ciclo supercrítico de CO₂ con la central a carbón utilizada y el equipo responsable de separar el CO₂ de los gases provenientes del ciclo Brayton y la central a carbón, se detallan en la Tabla 3.9.

Tabla 3.9. Resultados sistemas conectados, intercambiador de calor y PSA

Artículo	Int₄, flujo caliente	PSA
Temperatura de entrada/salida [°C]	450/100	-/40
Potencia consumida [MW]	-	24.6
Separación CO ₂ [Central a carbón de 350.40 MW]	-	85%

CAPÍTULO 4

4 Procedimiento experimental

4.1 Descripción del reactor de corriente ascendente modificado

La caracterización experimental se realiza mediante el uso de un reactor de corriente ascendente modificado. Especificaciones técnicas del reactor han sido publicadas por Cuevas (Cuevas, 2019).



(2019).

Figura 4.1. Reactor de flujo ascendente modificado (Cuevas, 2019)

El reactor cuenta con un manto que tiene la función de proteger la aislación que rodea el reactor por la parte interior, se empleó lana mineral de 6,82 cm de espesor como aislante. En la parte inferior del reactor se encuentra el cenicero, que se une al cuerpo central mediante una unión apernada con bridas. En su interior, hay un tubo difusor que se encarga de inyectar aire en la zona de la parrilla. Aproximadamente 0,1 metros por encima de la ubicación de la parrilla, hay otra entrada de aire, que consta de cuatro suples soldados al cuerpo del reactor, con un diámetro de unos 6 mm. Cabe mencionar que tanto esta entrada de aire como la ubicada en la parte inferior son suministradas por un soplador a través de un circuito en común, que se puede regular gracias a la presencia de válvulas tanto en la salida del soplador como después de la división del caudal.

En la parte superior del reactor se encuentra el tubo de salida de los gases, los cuales continúan su paso hacia el ciclón. El equipo en cuestión logra separar las partículas más pesadas, y las 12 partículas separadas se depositan en el tambor que se encuentra en la parte inferior del ciclón. Estas partículas son acumuladas para proceder a su posterior desecho.

El sistema de alimentación está conformado por una tolva de 190 litros de capacidad, la cual alimenta el combustible por medio de un tornillo sin fin impulsado por un motor eléctrico. En el interior del reactor, a una distancia vertical de 50 cm hacia abajo desde la entrada del sistema de alimentación, se encuentra la parrilla donde se deposita el material suministrado por el tornillo sin fin. La parrilla se encuentra apoyada en 4 puntos soldados al interior del reactor. La particularidad que tiene este elemento es que se encuentra inclinada aproximadamente 30° con respecto al plano horizontal.

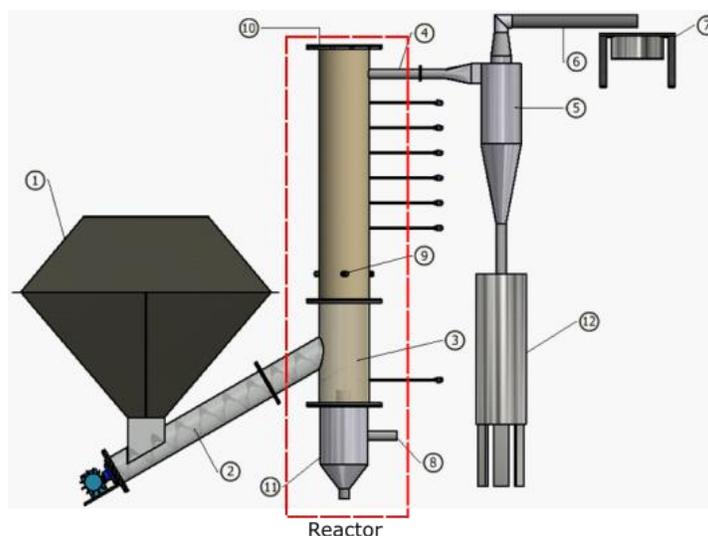


Figura 4.2. Esquema del gasificador

4.2 Sistema de salida de los gases

El gas generado por la gasificación pasa a un Ciclón con el fin de separar las partículas mediante la fuerza centrífuga, posteriormente los gases continúan su trayecto mediante un tubo, finalizando su recorrido en un quemador; con el fin de garantizar la combustión total del gas, se usa como combustible auxiliar gas natural, donde se obtendrá la llama. Este proceso se muestra en la Figura 4.3.



Figura 4.3. Quemador

4.3 Sistema de ingreso del agente gasificante

La instalación experimental utiliza aire como agente suministrado mediante un soplador. Para garantizar la gasificación adecuada de los combustibles utilizados en las experiencias, se requiere una razón estequiométrica de 0.4 en el caso de los RSU y 0.2 para los pellets.

4.4 Sistema de medición

Para la medición de temperatura dentro del gasificador e identificar las zonas de gasificación, se utilizan siete termocuplas tipo K con una temperatura máxima de 1050°C ubicadas a lo largo del reactor, con una disposición y numeración como se muestra en la Figura 4.4.

El flujo de aire se mide para registrar la cantidad de aire ingresado al reactor durante la operación. La cantidad de aire ingresado afecta tanto la eficiencia del proceso como la cantidad de energía transportada por el gas. La medición del flujo de aire se realiza mediante dos

flujómetros, ubicados en el cauce principal y secundario. El flujómetro proporciona la cantidad de volumen que circula por el instrumento. Para estimar el flujo de aire, se fija el valor en la cota cero y se mide el tiempo hasta volver a registrar la variación de volumen en ese intervalo. El instrumento está graduado en litros, con una precisión de 0.1 litros, y opera en un rango de 10 a 100 l/min.

Para la medición de la composición de los gases de salida, se utiliza un analizador de gases portátil. La medición se realiza mediante una sonda que se introduce en el tubo de salida de los gases (antes del quemador) y se coloca en un tubo en forma de L con dirección contraria al flujo. La ventaja de este analizador es que está diseñado para procesos de gasificación, lo que permite la medición de la concentración de alquitranes. Los elementos que puede medir son: CO_2 , CH_4 , H_2 , C_nH_m y O_2 .

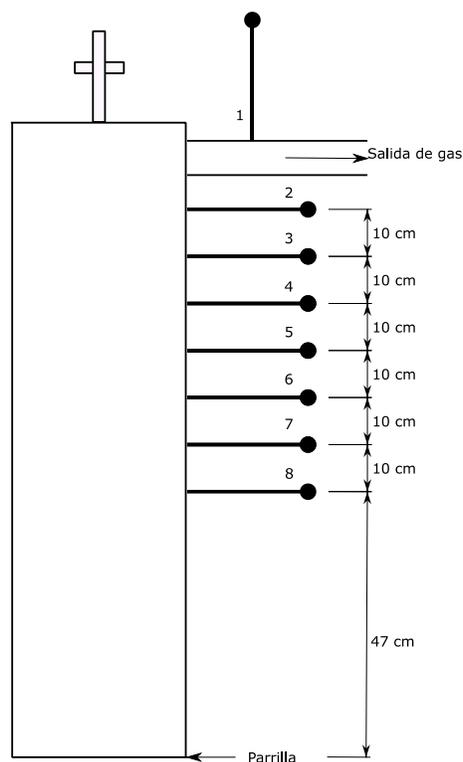


Figura 4.4. Disposición y numeración de termocuplas en el reactor

4.5 Tratamiento de residuos

El tratamiento de los residuos se realizó en varias etapas. En la primera etapa, se recolectaron los RSU, separando los residuos secos de los orgánicos. El tratamiento de los residuos incluyó la recolección, corte, mezcla y secado. La etapa de secado de los residuos orgánicos se llevó a cabo en un horno de secado de muestras modelo LA-0881, ubicado en el laboratorio de Hormigones del Departamento de Ingeniería Civil de la Universidad de Concepción.

Fueron creadas dos tipos de probetas. El primer tipo contiene cartón y PEBD para tratar residuos secos y el otro tipo con materia orgánica. Las probetas se compactaron en una prensa hidráulica, y se diseñó un colector para los líquidos liberados durante el proceso. Este proceso permitió una mezcla bien distribuida de los residuos en el reactor y una composición homogénea en todo el mismo. Ambos tipos de probetas se muestran en las figuras adjuntas. Es importante mencionar que los residuos secos fueron compactados en una prensa para reducir su volumen.



(a)



(b)

Figura 4.5. (a) Probeta de residuos sólidos (b) Probeta de residuos orgánicos

4.6 Preparación de evaluación experimental

En la evaluación experimental del proceso de gasificación de residuos sólidos urbanos (RSU), se empleó una carga de combustible de 27 litros, que correspondía al volumen del reactor desde la parrilla hasta la termocupla número 2.

La mezcla de RSU utilizada en los ensayos estaba compuesta por los siguientes componentes en porcentaje del total de la muestra: materia orgánica (65,40%), cartón (16,04%), PEBD (4,60%), polipropileno (1,04%), poliestireno (1,58%), textiles (2,46%), madera (4,44%) y goma (4,44%).

CAPÍTULO 5

5 Resultados experimentales

Con el propósito de evaluar la influencia de las variaciones en la composición de los Residuos Sólidos Urbanos (RSU) en la composición final del gas obtenido, así como de identificar las condiciones de operación óptimas en función de las distintas variables involucradas en el proceso, se llevará a cabo una serie de corridas experimentales. Estas corridas se basarán en las conclusiones previas con el objetivo de refinamiento y mejora del proceso.

5.1 Corridas experimentales

Tras realizar las corridas experimentales, se procedió a extraer las mediciones correspondientes. Los datos obtenidos se organizaron y se generaron gráficos de los perfiles de temperatura de cada termocupla, así como de la composición del gas, utilizando código Matlab. Estos resultados se presentan en el Anexo A1 y A2, respectivamente.

5.1.1 Experiencia 1

En esta experiencia en particular, se utilizó una combinación de residuos sólidos urbanos (RSU) que incluye tubos de cartón, plásticos, textiles y caucho, además de pellets. En la parte superior del reactor se colocaron 6,0 kg de pellets, mientras que en la parte inferior se utilizaron 3,365 kg. En cuanto a los RSU, la mezcla consistió en 1.685 kg de materia orgánica, 0,413 kg de cartón, 0,186 kg de plásticos, 0,114 kg de textiles y 0,114 kg de caucho.

La Tabla 5.1 muestra los detalles de la variación del flujo de aire durante el experimento.

Tabla 5.1. Variación del flujo de aire - Experiencia 1

Tiempo [min]	Flujo	Intervalo de caudal [lpm]
3	Principal	12 – 14,1
	Secundario	9,5 – 12
7	Principal	8 – 12
	Secundario	13 – 15
22	Principal	7 – 11
	Secundario	10 – 13
33	Principal	8 – 15
	Secundario	9 – 11
36	Principal	12 – 17
	Secundario	9 – 12
38	Principal	7 – 12
	Secundario	10 – 13
42	Principal	8 – 15
	Secundario	0

En las Figura 5.1 y Figura 5.2 muestran la temperatura registrada por las termocuplas durante el experimento y el Poder Calorífico Inferior (PCI) obtenido del gas de gasificación, respectivamente. Se ha marcado con líneas punteadas rojas el intervalo en el que se produce la gasificación de la mezcla de RSU. Se observa que el tiempo de consumo de estos residuos es relativamente corto, aproximadamente 6 minutos, por lo tanto, se ha decidido no realizar tantos cambios en el flujo de aire en futuros ensayos.

Para el cálculo del PCI del gas de gasificación se utiliza la ecuación 18 (Cheng et al., 2016).

$$\text{LHV}_g [\text{MJ}/\text{Nm}^3] = 10.78 \cdot (\text{H}_2(\% \text{vol})/100) + 12.63 \cdot (\text{CO}(\% \text{vol})/100) + 35.88 \cdot (\text{CH}_4(\% \text{vol})/100) + 56.5 \cdot (\text{C}_n\text{H}_m/100) \quad (18)$$

Analizando los límites de interés, se observa una disminución de temperatura después de pasar la primera capa de combustible auxiliar. Esto se refleja en la termocupla 5, para la que se registra una temperatura máxima alcanza aproximadamente 600°C. Sumado a lo anterior, la termocupla 6 registra temperaturas significativamente inferiores a los 400°C. A pesar de que la termocupla 7 muestra un aumento de temperatura a 400°C, la combustión de los RSU ocurre de manera demasiado rápida, lo que impide su correcta gasificación. Esto se evidencia en el gráfico del PCI, donde el valor se mantiene estable solo en las áreas de combustible auxiliar.

Además, se observa un aumento en la concentración de CO₂ y una disminución en la concentración de CO y H₂ en el momento en que comienza el área de RSU. Estos cambios indican una menor eficiencia en la gasificación y una producción reducida de gases combustibles.

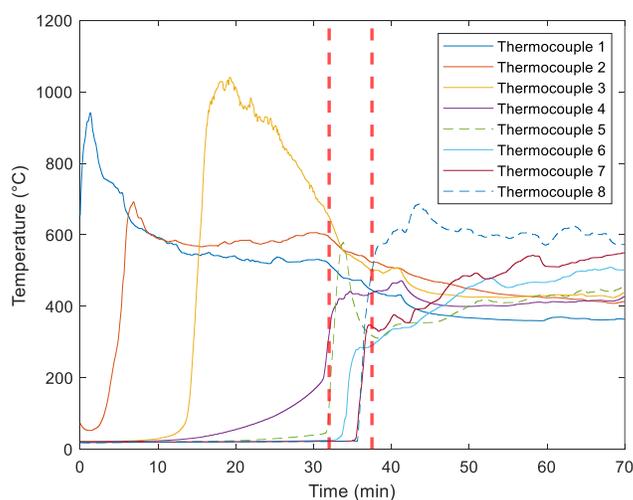


Figura 5.1. Temperatura termocuplas - Experiencia 1

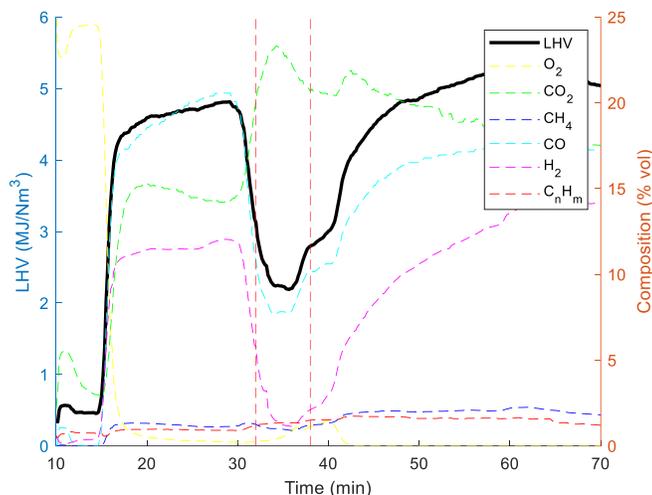


Figura 5.2. PCI gas de gasificación - Experiencia 1

5.1.2 Experiencia 2

En la segunda experiencia, se registró un tiempo aproximado de 36 minutos desde el inicio de la combustión de los RSU hasta el final de la experiencia. La composición del combustible utilizado fue la siguiente: 3 kg de pellet en la parte superior del reactor, 3,3 kg en la parte inferior, y una mezcla de RSU compuesta por 2,0 kg de residuos orgánicos, 0,49 kg de cartón, 0,268 kg de plástico, 0,135 kg de textiles y 0,135 kg de caucho.

En cuanto a la variación del flujo de aire en la experiencia, se muestra en la Tabla 5.2, donde se detallan los intervalos de caudal para los tiempos específicos.

Tabla 5.2. Variación del flujo de aire - Experiencia 2

Tiempo [min]	Flujo	Intervalo de caudal [lpm]
0	Primaria	8,9 – 12,5
	Secundaria	9 – 13
15	Primaria	8 – 15
	Secundaria	9 – 13
36	Primaria	11 – 17
	Secundaria	0

En la Figura 5.3 se presenta el comportamiento de la temperatura a lo largo del reactor, y en la Figura 5.4 se muestra el comportamiento del gas de gasificación.

En esta ocasión, se registra un notable incremento de temperatura en las termocuplas 5 y 6, superando los 600°C. Por otro lado, la termocupla 7 exhibe una disminución de temperatura en comparación con las mediciones anteriores.

En relación con el PCI del gas de gasificación, se observa que alcanza valores cercanos a los 3 MJ/Nm³. Sin embargo, se registra una disminución máxima de aproximadamente 1,8 MJ/Nm³ en la ubicación correspondiente a la termocupla 7.

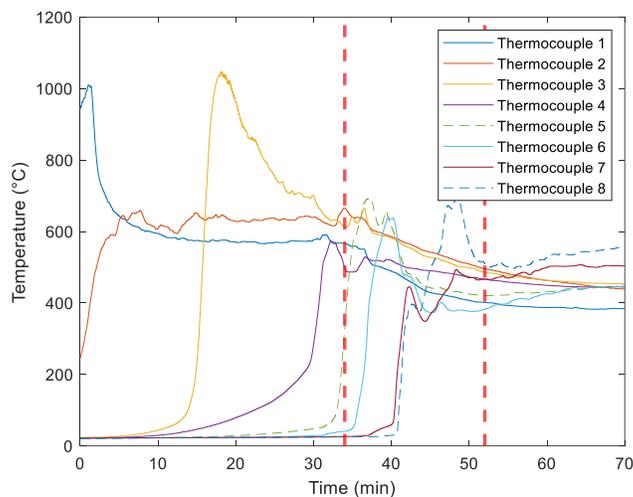


Figura 5.3. Temperatura termocuplas - Experiencia 2

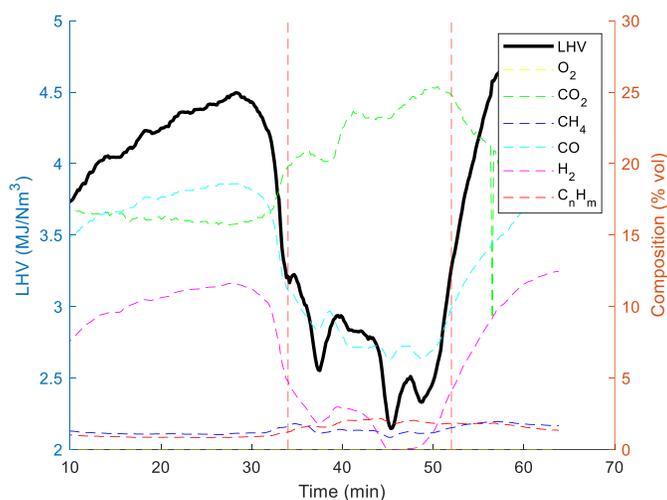


Figura 5.4. PCI gas de gasificación - Experiencia 2

5.1.3 Experiencia 3

Para la tercera experiencia, se registró un tiempo aproximado de 34 minutos desde el inicio de la combustión de los RSU. La composición del combustible utilizado fue la misma que en la experiencia anterior, sin sufrir cambios.

El flujo de aire introducido en el reactor se muestra en la Tabla 5.3, que detalla los intervalos de caudal para diferentes tiempos.

Tabla 5.3. Variación del flujo de aire - Experiencia 3

Tiempo [min]	Flujo	Intervalo de caudal [lpm]
17	Primaria	8– 12
	Secundaria	7 – 9
47	Primaria	7 – 15
	Secundaria	0
60	Primaria	14 – 19
	Secundaria	0

En la Figura 5.5 se presenta la variación de temperatura a lo largo del reactor, mientras que en la Figura 5.6 se muestra la variación del PCI del gas de gasificación a lo largo del tiempo.

Esta vez se observa un aumento significativo de la temperatura en la termocupla 5, sin embargo, se aprecia una disminución excesiva de temperatura en los siguientes puntos de medición.

Para abordar esta situación, se tomó la decisión de aumentar el flujo de aire en el reactor para favorecer la combustión y mantener el reactor encendido.

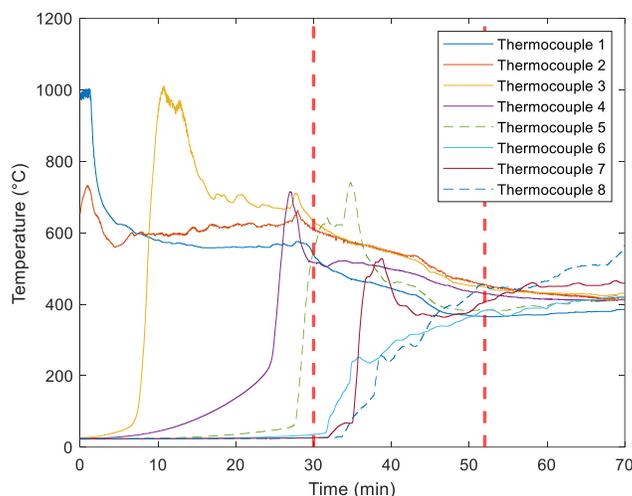


Figura 5.5. Temperatura termocuplas - Experiencia 3

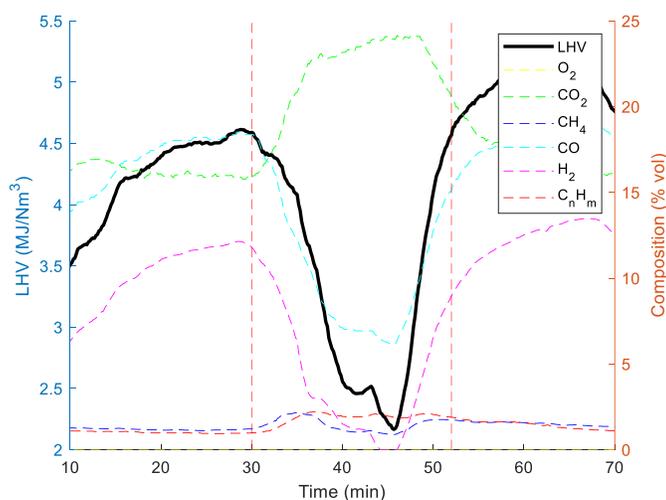


Figura 5.6. PCI gas de gasificación - Experiencia 3

5.1.4 Experiencia 4

Para la cuarta experiencia, se registró un tiempo aproximado de 24 minutos desde el inicio de la combustión de los RSU. La mezcla de combustible no sufrió cambios con relación a las experiencias anteriores.

El flujo de aire introducido en el reactor se muestra en la Tabla 5.4, que detalla los intervalos de caudal para diferentes tiempos.

Tabla 5.4. Variación del flujo de aire - Experiencia 4

Tiempo [min]	Flujo	Intervalo de caudal [lpm]
6	Primaria	12– 15
	Secundaria	15 – 18,5
24	Primaria	14 – 17
	Secundaria	11 – 15
34	Primaria	17– 19
	Secundaria	0

En la Figura 5.7 se presenta los resultados de temperatura, mientras que en la Figura 5.8 se muestra la variación del PCI del gas de gasificación a lo largo del tiempo.

En el análisis del perfil de temperatura, se observa un notable aumento de las temperaturas registradas. Las termocuplas 5 y 6 alcanzan temperaturas que superan los 600°C y la termocupla 7 registra una temperatura máxima de 797.9°C. Sin embargo, es importante destacar que el tiempo disminuye en relación con las dos experiencias anteriores.

En cuanto al Poder Calorífico Inferior del gas de gasificación, se observa un aumento en comparación con la experiencia anterior. El PCI alcanza un valor mínimo de 3.68 MJ/Nm³.

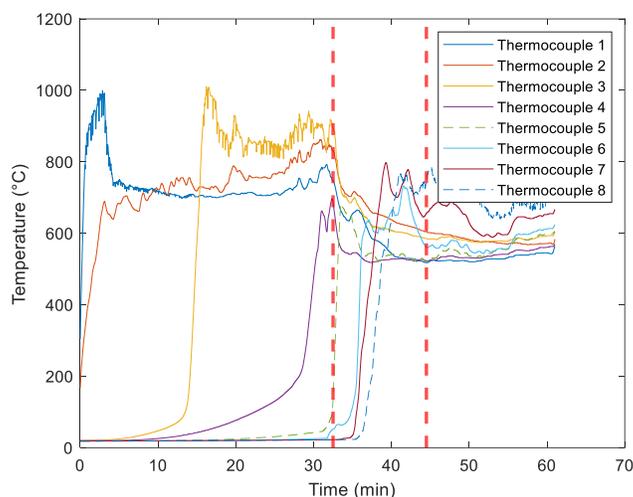


Figura 5.7. Temperatura termocuplas - Experiencia 4

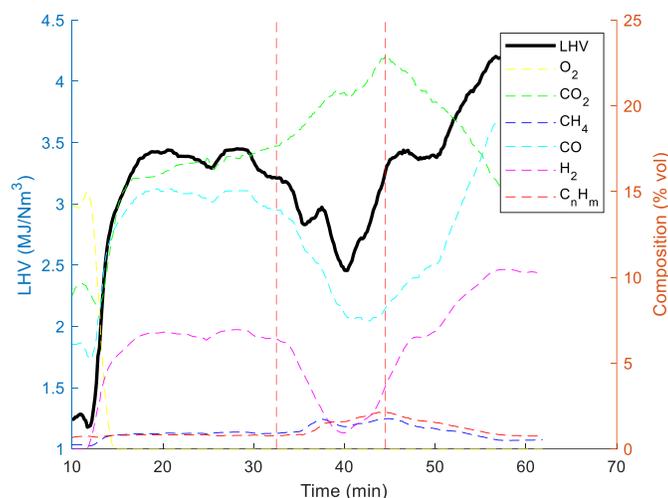


Figura 5.8. PCI gas de gasificación - Experiencia 4

5.1.5 Experiencia 5

Para la última experiencia se tuvo un tiempo de duración aproximado de 16 minutos desde el inicio de la combustión de los RSU. La composición del combustible no presentó cambios en relación con las experiencias anteriores.

La variación del flujo de aire en el experimento se muestra en la Tabla 5.5, donde se detallan los intervalos de caudal para diferentes tiempos.

Tabla 5.5. Variación del flujo de aire - Experiencia 5

Tiempo [min]	Flujo	Intervalo de caudal [lpm]
6	Primaria	14– 15
	Secundaria	13 – 17
16	Primaria	14 – 15
	Secundaria	13 – 15
20	Primaria	14 – 15
	Secundaria	12 – 15

En la Figura 5.9 se presentan los resultados de temperatura a lo largo del tiempo, mientras que en la Figura 5.10 se muestra la variación del PCI del gas de gasificación en función del tiempo. En esta ocasión, se realizó un ajuste en el sistema de flujo de aire del reactor con el objetivo de investigar la relación entre el incremento del flujo de aire y la velocidad de aumento de la temperatura. En lugar de modificar el flujo principal, se aumentó el flujo de aire a través del flujo secundario, lo cual permitió una distribución más uniforme del agente gasificante.

Como resultado de esta modificación, se observa un tiempo de gasificación de los RSU más reducido en comparación con las experiencias anteriores. Además, se evidencia una aceleración en los perfiles de temperatura registrados en las termocuplas 5, 6, 7 y 8. Cabe destacar que las termocuplas 4 y 5 no alcanzaron a superar los 500°C, mientras que la termocupla 7 registró temperaturas cercanas a los 700°C.

Por otro lado, es relevante mencionar que se obtuvo una curva de Poder Calorífico Inferior (PCI) con una forma cóncava hacia abajo por segunda vez en estas experiencias. Además, se logró alcanzar el valor máximo registrado hasta el momento, alcanzando 3.68 MJ/Nm³.

Estos resultados indican que el ajuste en el sistema de flujo de aire, específicamente a través del flujo secundario, influyó de manera significativa en la dinámica de gasificación de los RSU, acelerando el proceso y generando un perfil de temperatura más elevado. Asimismo, se destaca la importancia de estudiar el efecto del flujo de aire en el PCI, ya que se observa una relación directa entre ambos.

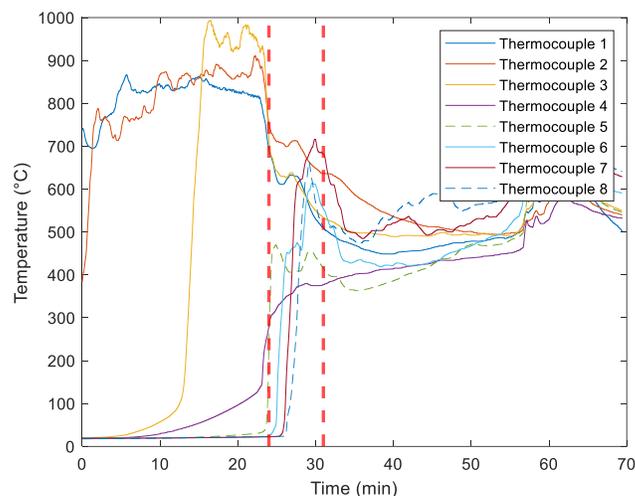


Figura 5.9. Temperatura termocuplas - Experiencia 5

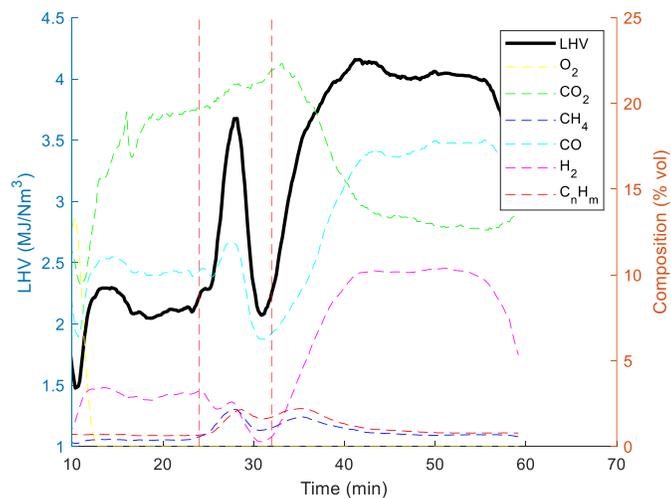


Figura 5.10. PCI gas de gasificación - Experiencia 5

CAPÍTULO 6

6 Validación del modelo

Para la validación del modelo de gasificación, se selecciona en el estudio dos experiencias diferentes. La primera experiencia se caracterizó por tener el PCI más alto en la sección de pellet. Por otro lado, la quinta experiencia, en el área de RSU, presentó el mejor PCI dentro de las corridas experimentales analizadas.

Con el fin de comparar y analizar el comportamiento de ambas experiencias, se obtiene un gráfico que muestra el PCI de cada una de ella en relación con la temperatura y el PCI. Los resultados de estas comparaciones se presentan en la Figura 6.1 y Figura 6.2.

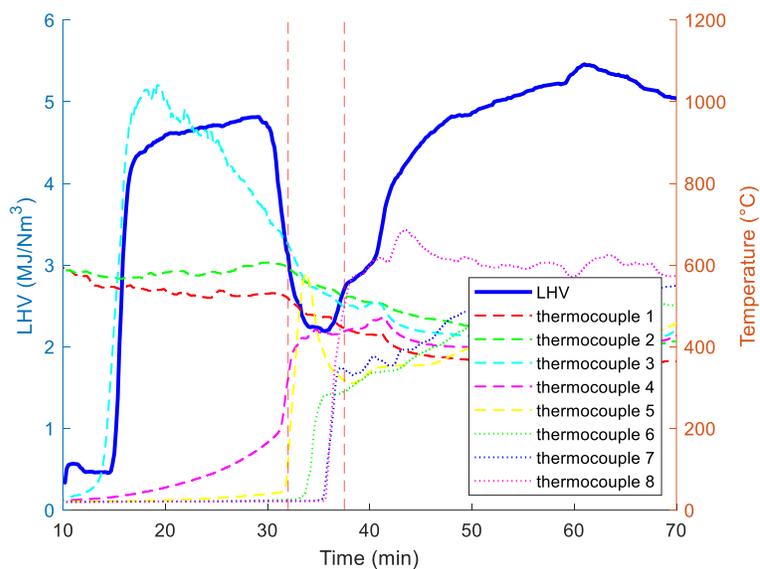


Figura 6.1. PCI vs Tiempo vs Temperatura 1st experiencia

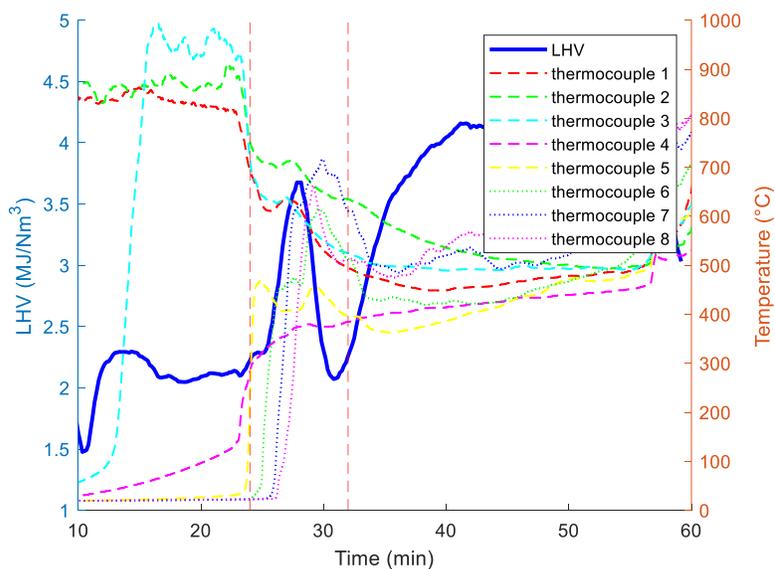


Figura 6.2. PCI vs Tiempo vs Temperatura 5th experiencia

Se modelan los combustibles a partir de sus características, las cuales se presentan en la Tabla 6.1.

Tabla 6.1. Propiedades combustibles

Combustible	Ultanal (%)				Carbono fijo	Proxanal (%)			PCI _{comb} (MJ/kg)
	C	H	O	N		Mat. volátil	Humedad	Ceniza	
RSU	35.16	4.71	16.13	1.4	6.3	51.1	20	42.6	18.6
Pellets	48.4	5.9	44	0.1	26.2	72.2	9	1.6	16.6

Se lleva a cabo un análisis para evaluar la validez del modelo al simular el proceso de gasificación óptimo. En el caso de los residuos sólidos urbanos (RSU), se determinó que la mejor gasificación ocurre con una razón estequiométrica de 0.4. Por otro lado, en el caso de los pellets, la mejor gasificación se logra con una razón estequiométrica de 0.2.

Utilizando los datos de flujo másico proporcionados en la Tabla 6.2, se obtuvo como resultado un gas con una composición específica y un valor de Poder Calorífico Inferior también indicado en dicha tabla.

Tabla 6.2. PCI teórico para RSU y pellet

Combustible	Flujo (kg/h)	RE	Fracción volumétrica (%)					PCI _{teo} (MJ/Nm ³)
			CO	CO ₂	H ₂	CH ₄	O ₂	
RSU	29.4	0.4	10.05	12.35	18.54	5.21	0	3.5
Pellet	29.4	0.2	15.72	15.12	26.74	2.13	0	5.6

Este análisis permite verificar la precisión del modelo al reproducir las condiciones óptimas de gasificación para cada tipo de material. Al comparar los resultados del modelo con los valores reales obtenidos en las experiencias específicas, se puede evaluar la capacidad del modelo para predecir la composición del gas y el PCI bajo estas condiciones.

A partir de esta comparación, se realiza un análisis del porcentaje de error entre el PCI del gas obtenido experimentalmente y el obtenido a partir del modelo teórico. Los resultados se muestran en la Tabla 6.3. En el caso de la gasificación con RSU, se obtuvo un error de 6.67%, indicando que el valor experimental del PCI del gas es un 6.67% mayor que el valor predicho mediante la modelación. Por otro lado, en el caso del pellet, se obtuvo un error de -2.70%, indicando que el valor obtenido experimentalmente es 2.70% menor que el predicho por el modelo.

Tabla 6.3. %Error

Combustible	PCI _{theo} (MJ/Nm ³)	PCI _{exp} (MJ/Nm ³)	% Error
PSU	3.45	3.68	6.67%
Pellet	5.63	5.46	-2.70%

Finalmente, se realiza un análisis de los componentes gaseosos obtenidos a partir de la gasificación de RSU (experiencia 5), la gasificación de pellets (experiencia 1) y los componentes de la simulación utilizando ambos combustibles, tal como se muestra en la Figura 6.3. Al observar la figura, se puede notar que la diferencia de los modelos en cuanto a las concentraciones de CO₂ y H₂ es más significativa en comparación a los demás componentes. Esto se debe a que el modelo se basa en condiciones ideales al gasificar una partícula de

combustible, donde se busca obtener los resultados óptimos, mientras que en las experiencias experimentales se enfrentan desafíos para mantener las condiciones en su estado óptimo.

El hecho que las concentraciones de CO_2 y H_2 varíe más entre el modelo y las experiencias experimentales puede atribuirse a diferentes factores. Por un lado, el modelo asume condiciones ideales y utiliza parámetros teóricos, lo que puede llevar a resultados más ideales. Por otro lado, en las experiencias reales es difícil mantener las condiciones exactamente iguales y pueden surgir variables no consideradas en el modelo.

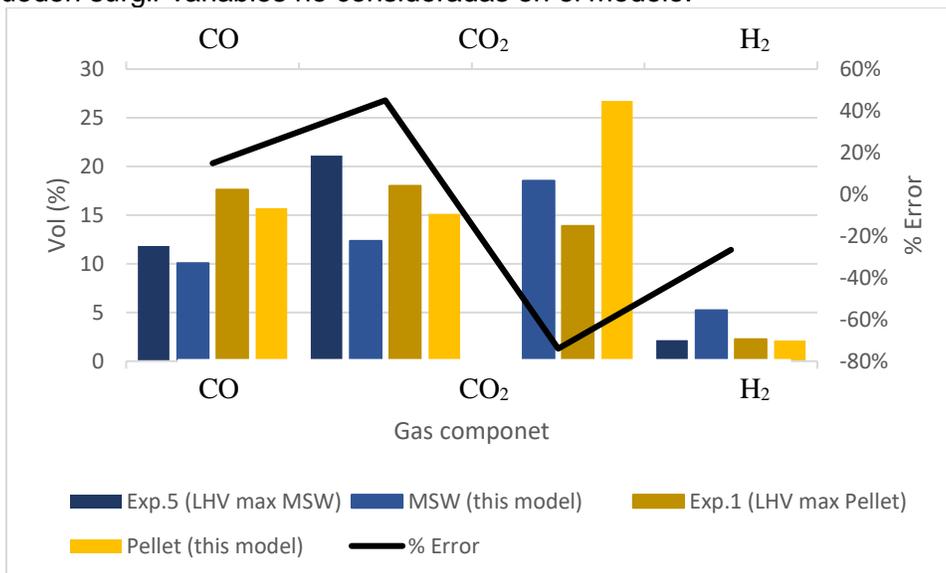


Figura 6.3. Comparison of gas components (vol%) of the model with MSW and Pellet experience

CAPÍTULO 7

7 Evaluación tecno-económica

Para la evaluación tecno-económica, se sigue la metodología descrita por Caputo et al. 2005 (Caputo et al., 2005).

7.1 Estimación de rendimientos y costes

Para evaluar la rentabilidad de la configuración propuesta y el impacto de las variables logísticas, primero se establece un procedimiento integral de estimación de costos en relación con los procesos de generación de energía considerados, seguido de un modelo de evaluación económica general capaz de capturar los efectos de la variación de los parámetros en costos el ingreso de la planta. Así, se desarrollan los modelos y se dan resultados, independiente de un tiempo o lugar específico.

7.1.1 Evaluación del rendimiento de la planta

El desempeño técnico-económico de las plantas de generación de energía por desechos se caracteriza por la eficiencia de conversión de energía general, que dicta la cantidad de combustible requerida para una potencia de salida determinada y, al mismo tiempo, depende de la tecnología adoptada y el tamaño de la planta.

Así, la configuración sistema de gasificación-ciclo Brayton- ciclo supercrítico se modela simplemente como caja negra que tiene una función de transferencia entre el flujo másico de entrada de RSU “M” ($t \text{ años}^{-1}$) y la salida de energía eléctrica neta W_{NE} (MW). Considerando una mezcla de RSU como se indica en el ítem 3.1.1. y un tiempo de operación de la planta a plena carga de 8000 h año^{-1} , se llega a la relación mostrada en la Figura 7.1.

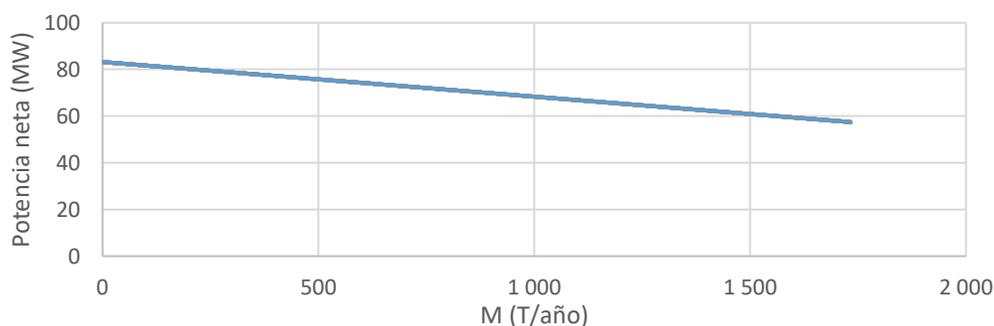


Figura 7.1. Consumo de RSU anual estimado (M [t año⁻¹]) para diferentes tamaños de planta

7.1.2 Evaluación de costos de equipos

Los costes de los equipos adquiridos se consideran, tal como se muestra en la Tabla 7.1, en función de la potencia eléctrica neta (W_{NE} (MW), $W_{NE,b}$ (MW) y $W_{NE,scO2}$ (MW)), el caudal de RSU que alimenta el gasificador (M (kg/h)), el caudal de CO_2 del ciclo supercrítico (\dot{m}_1 (kg/h)), el caudal de gas producido (\dot{m}_{syn} (kg/h)), el caudal de aire ingresado al compresor de aire (\dot{m}_{air} (kg/h)) y el caudal de combustión a la entrada a la turbina de gas (\dot{m}_c (kg/h)).

Tabla 7.1. Correlaciones adoptadas de cada equipo (Caputo et al., 2005; Fernández, 2021; Ji-chao & Sobhani, 2021)

Secciones de la planta (A)	Correlación (\$)
Generación de energía	
Caldera	$1\,340\,000 W_{NE,b}^{0.69}$
Turbina a gas (Ji-chao & Sobhani, 2021)	$3.15 \cdot 10^{17} \dot{m}_c$
Turbina S-CO ₂ (Ji-chao & Sobhani, 2021)	$5.62 \cdot 10^{13} \dot{m}_1$
Compresor de aire (Ji-chao & Sobhani, 2021)	$3\,920.90 \dot{m}_{air}$
Compresor gas de gasificación (Ji-chao & Sobhani, 2021)	$3\,920.90 \dot{m}_{syn}$
Compresor S-CO ₂ (Ji-chao & Sobhani, 2021)	$4\,969.80 \dot{m}_1$
Gasificador	$1\,600 M^{0.917}$
Intercambiador de calor	$51\,500 W_{NE,b,sco2}^{0.51}$
Zapatillas	$22\,000 W_{NE}^{0.56}$
Bombas de alimentación	$35\,000 W_{NE}^{0.61}$
Almacenamiento-manejo RSU	
Almacenamiento del RSU	$114\,100 W_{NE,b}^{0.56}$
Manejo	$46\,600 W_{NE,b}^{0.96}$
Compresor y secadores	$11\,400 W_{NE,b}^{0.56}$
Tratamiento de humos	
PSA (Fernández, 2021)	$17.54 \dot{m}_{gases}^{0.6}$
Almacenamiento de cenizas	$88\,300 W_{NE}^{0.31}$
Extracción de cenizas	$93\,500 W_{NE}^{0.44}$
Conductos de humos	$51\,500 W_{NE}^{0.56}$

7.1.3 Modelo económico general

La evaluación económica de la configuración se realiza sobre la base de la inversión de capital total (TCI, \$), el costo operativo total (TOC, \$/año) los ingresos por venta de energía eléctrica producida (R, \$/año). Así, la rentabilidad económica se evalúa en base al VAN. Específicamente, los costos de TCI se evalúan como la suma de todos los costos directos e indirectos de la planta. Particularmente, los costos directos totales de planta (DC) incluyen costos totales de PE, costos de tubería, eléctricos de obras civiles, costos asociados de la instalación, de servicios auxiliares, costos de instrumentación, costos de preparación del sitio, mientras que los costos indirectos totales de planta (IC) incluyen ingeniería y costos de puesta en marcha.

Los costos totales de PE se calculan como la suma de los costos de PE de los equipos que componen las tres secciones principales de la planta que se muestran en Tabla 7.1.

Los costos asociados a las tuberías, electricidad y obras civiles se estiman recurriendo a las relaciones mostradas en la Tabla 7.2. Finalmente, los costos directos de instalación, servicios auxiliares, instrumentación, preparación de sitio, ingeniería y puesta en marcha se calculan como un porcentaje de los costos totales de PE. Todos los elementos de costo considerados para la estimación de costos de TCI se resumen en la Tabla 7.3.

Estas correlaciones se compararon con los costos calculados con inversiones reales, presentando poca diferencia.

Tabla 7.2. Correlaciones adoptadas para evaluar costos de tuberías, electricidad y obras civiles (Caputo et al., 2005)

Tubería (B)	Correlación de costes (\$)
Tanque contra incendios	85 700 $W_{NE,b,sco2}^{0.10}$
Componentes contra incendios	5 300 $W_{NE,b,sco2}^{0.76}$
Sistema de extinción de incendios	6 600 $W_{NE,b,sco2}^{0.76}$
Tanque de agua industrial	9 300 $W_{NE,b,sco2}^{0.76}$
Tanques	10 300 $W_{NE,b,sco2}^{0.51}$
Intercambiador de calor	34 200 $W_{NE,b,sco2}^{0.56}$
Válvulas de derivación	20 600 $W_{NE,b,sco2}^{0.51}$
Válvulas de alta presión	28 500 $W_{NE,b,sco2}^{0.56}$
Válvulas de control	10 100 $W_{NE,b,sco2}^{0.68}$
Válvulas	28 500 $W_{NE,b,sco2}^{0.56}$
Tubería	42 300 $W_{NE,b,sco2}^{0.89}$
Estante de tubería	12 100 $W_{NE,b,sco2}^{0.69}$
Eléctrico (C)	Correlación de costes (\$)
Interruptores	13 400 $W_{NE,b,sco2}^{0.37}$
Protecciones eléctricas	44 700 $W_{NE,b,sco2}^{0.23}$
Transformador	64 600 $W_{NE,b,sco2}^{0.43}$
Transformador auxiliar	14 000 $W_{NE,b,sco2}^{0.44}$
Equipo eléctrico	409 100 $W_{NE,b,sco2}^{0.64}$
Montaje	186 900 $W_{NE,b,sco2}^{0.71}$
Obras civiles (D)	Correlación de costes (\$)
Guardia de patio de edificios	70 100 $W_{NE,b,sco2}^{0.44}$
Planta de acondicionamiento y sistema de ventilación	23 400 $W_{NE,b,sco2}^{0.63}$
Obras civiles	1 337 400 $W_{NE,b,sco2}^{0.37}$
Personal del astillero	133 700 $W_{NE,b,sco2}^{0.37}$
Instalaciones de patio de edificios	13 300 $W_{NE,b,sco2}^{0.76}$
Tratamiento de aguas residuales	6 900 $W_{NE,b,sco2}^{0.61}$

Tabla 7.3. Evaluación de los componentes de los costos totales de inversión de capital (Caputo et al., 2005)

Componente de costo	Factor
Costos totales de PE	A
Tubería	B
Eléctrico	C
Obras civiles	D
Costos directo de instalación	$E=0.30A$
Servicios auxiliares	$F=0.15A$
Instrumentación y controles	$G=0.10A$
Preparación del sitio	$H=0.10A$
Costos directos totales de la planta	$DC=A+B+C+D+E+F+G+H=1.65A+B+C+D$
Ingeniería	$K=0.12A$
Puesta en marcha	$W=0.10A$
Costos indirectos totales de la planta	$CI=K+W=0.22A$
Inversión de capital total (TCI)	$TCI=DC+CI=1.87A +B+C+D$

Los costos operativos totales se han determinado como la suma de los costos de mano de obra operativa, costos de transporte de ceniza, costos de eliminación de cenizas, costos de transporte de RSU, costos de mantenimiento, seguros y costos generales, como se muestra en la Tabla 7.4.

Tabla 7.4. Componentes de la evaluación de los costos operativos totales (Caputo et al., 2005)

Componente de costo	Factor
Mano de obra operativa	L
Transporte de cenizas	AT
Eliminación de cenizas	AD
Costo de transporte RSU	TB
Mantenimiento	MAN=0.015TCI
Seguros y generales	I&G=0.01TCI
Costos operativos totales (TOC)	TOC=L+AT+AD+TB+MAN+I&G

Los costos laborales de explotación L (\$ año⁻¹) se calculan en función de la tarifa media del personal ocupado C_p, fijado en \$26 000 unidad⁻¹ año⁻¹, y el número n de personal en activo total anual, variable acorde con el tamaño de la planta y calculada considerando cuatro turnos de rotación. Así, la ecuación acordada para la evaluación de los costos operativos es la siguiente:

$$L = C_p \cdot n \quad (19)$$

Los costos de transporte de ceniza AT (\$ año⁻¹) se calculan asumiendo un coste específico de transporte de ceniza C_{AT} de \$62 t⁻¹ mediante la expresión:

$$AT = C_{AT} \cdot M_A \quad (20)$$

donde M_A (t año⁻¹) es el caudal de ceniza evaluado como el 2% del caudal total anual de RSU. Así, los costes de eliminación de ceniza AD (\$ año⁻¹) se calculan como:

$$AD = C_{AD} \cdot M_A \quad (21)$$

con C_{AD} la tasa de vertido de ceniza, asumida como 24 \$ t⁻¹.

Los costes de transporte de RSU TB (\$ año⁻¹) se evalúan como la suma de los costos de vehículos V (\$ año⁻¹) y los costes de personal de transporte TP (\$ año⁻¹):

$$TB = V + TP \quad (22)$$

Con los costes de vehículo V como la función de la distancia total anual recorrida d_T (km año⁻¹) y del coste específico del transporte de vehículo C_{VT} (\$ km⁻¹):

$$V = d_T \cdot C_{VT} \quad (23)$$

con d_T como el número de viajes necesarios para transportar la cantidad total de RSU M con vehículos de capacidad VC (t vehículo⁻¹), multiplicado por la distancia media de transporte de ida y vuelta, calculada suponiendo que el residuo está concentrado a ²/₃ del radio del área circular de captación necesaria para recolectar la cantidad M de RSU para alimentar la planta, partiendo de una densidad de distribución de RSU uniforme D_{RSU} (t km⁻²año⁻¹). Así, la ecuación adoptada para su estimación es:

$$d_T = \left(\frac{4}{36}\right) \left(\frac{M}{D_{RSU} \cdot \pi}\right)^{0.5} \cdot \frac{M}{VC} \quad (24)$$

donde la radio M/VC representa el número de viajes requeridos.

En relación con el costo del personal de transporte T_P (\$ año⁻¹) se supone como una tarifa de personal empleado en operaciones de transporte C_{TP} igual a \$21 080 unidad⁻¹ año⁻¹, y se

supone un número de operadores empleados en área de transporte n_T proporcional al número de viajes requerido, por lo que la ecuación para la evaluación de T_P es:

$$T_P = C_{TP} \cdot n_T \quad (25)$$

Finalmente, los costos de mantenimiento MAN ($\$ \text{año}^{-1}$) y los costos de seguros y generales I&G ($\$ \text{año}^{-1}$) se calcula como el porcentaje de TCI utilizando los factores que se indican en la Tabla 7.4.

Los ingresos por venta de energía eléctrica producida son evaluados como:

$$R = W_{ANE} \cdot OH \cdot EP \quad (26)$$

con OH (h año⁻¹) las horas anuales de operación de la planta, asumida como 8000 h año⁻¹, EP ($\$ \text{kWh}^{-1}$) el precio del mercado actual de electricidad producida, sin subsidios gubernamentales, mientras que W_{ANE} representa el porcentaje de la producción neta de energía eléctrica de la central eléctrica W_{EN} que está disponible para la venta, asumida como el 90% de W_{EN} para tener en consideración las necesidades energéticas de los equipos auxiliares.

Finalmente, el índice VAN se evalúa de la siguiente forma:

$$VAN = \sum_{k=1}^N \frac{F_k}{(1+i)^k} - TCI \quad (27)$$

con N la vida útil de la planta, asumida como 20 años, i la tasa de descuento y F_k el flujo de caja anual en el k-ésimo año igual a:

$$F_k = R + CCO_2 - TOC - T - FC \quad (28)$$

donde T y FC son impuestos y cargas financieras, considerando en T el impuesto por emisiones de CO₂. Con relación al capital prestado, se considera una tasa de interés baja $s=1\%$ y se asume una tasa impositiva del 50% para la evaluación de FC. Además, el TCI se amortiza en un plazo de 15 años. CCO_2 es el valor de créditos de carbono que se obtiene al vender el CO₂ extraído en el equipo PSA, el que se define como:

$$CCO_2 = CC * t_{CO_2} \quad (29)$$

con t_{CO_2} las toneladas de CO₂ extraídas en el proceso.

Los valores de referencia para los principales parámetros económicos y logísticos se muestran en la Tabla 7.5.

Tabla 7.5. Valores de referencia de los principales parámetros económicos y logísticos

Parámetro	Valor de referencia
Precio de mercado de la electricidad producido (EP)(Comisión Nacional de Energía, 2022)	\$67.07 kWh ⁻¹
Tasa de descuento (i)	9% año ⁻¹
Densidad de distribución de RSU (D_{RSU})	17 t km ⁻² año ⁻¹
Capacidad de vehículos (VD)	20 t ⁻¹ vehículo
Costos específicos de transporte de vehículos	\$1.62 km ⁻¹
Créditos de carbono (CC) (Carbon credits, n.d.)	\$20 t ⁻¹

7.2 Desempeño económico de la configuración

Los resultados obtenidos se presentan en la Figura 7.2, Figura 7.3 y Figura 7.4; la Figura 7.4 muestra el crecimiento de la inversión de capital total a medida que aumenta la capacidad de la planta.

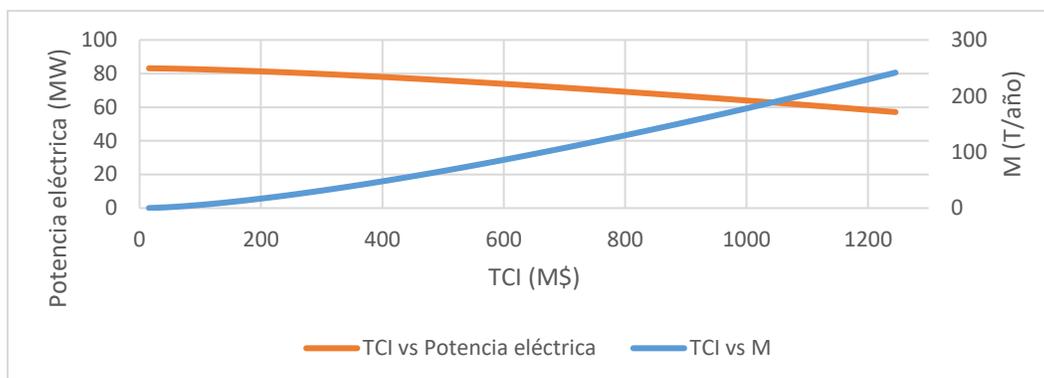


Figura 7.2. Inversión de capital total (TCI) para diferentes tamaños de planta

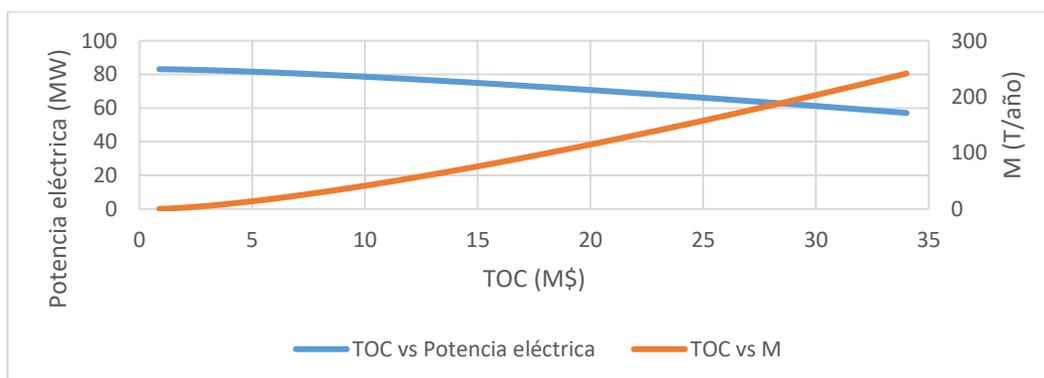


Figura 7.3. Costos operacionales totales (TOC) para diferentes tamaños de planta

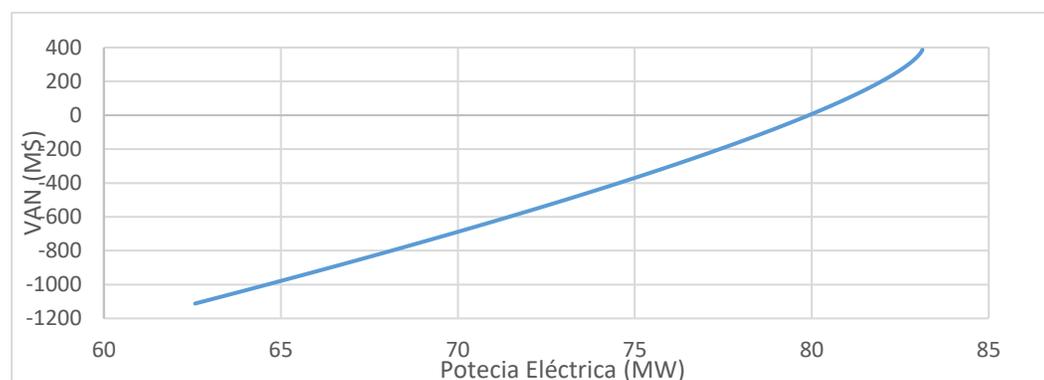


Figura 7.4. Efecto del tamaño de planta sobre el VAN

En la Figura 7.2 y Figura 7.3 se observa un comportamiento descendiente en la curva “TCI vs Potencia eléctrica” y “TOC vs Potencia eléctrica”, esto se debe a que la potencia eléctrica disminuye a medida que aumenta el tamaño de la planta, como se ve con mayor claridad en la Figura 7.1, así, la inversión de capital total y los costos operacionales totales aumentan a medida que aumenta el tamaño de la planta, comportamiento que se aprecia en las curvas “TCI vs M” y “TOC vs M”. Por otro lado, como se ve en la Figura 7.4, el proyecto sólo genera valor

para una planta de alrededor de 80 a 83 MW. Así, el tamaño acotado para la implementación de la configuración propuesta es el mostrado en Figura 7.5.

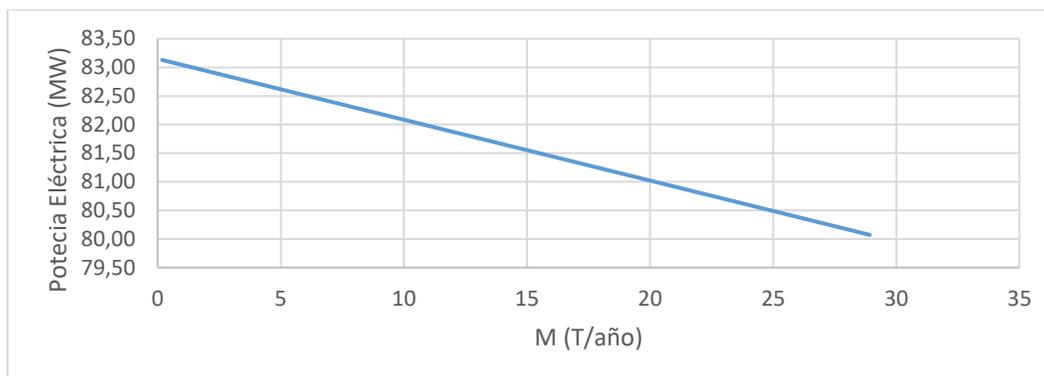


Figura 7.5. Tamaño de la planta acotado a VAN positivo

Finalmente, con el fin de evaluar el tiempo que tarda la configuración en recuperar de dinero desembolsado al comienzo de la inversión, se calcula el Payback de cada tamaño, en función del consumo anual de RSU y acotado a los tamaños con VAN positivo, como se muestra en la Figura 7.6, esto se calcula mediante el último año con flujo acumulado negativo, importe pendiente hasta cubrir la inversión y el flujo anual del año en que se vuelve positivo.

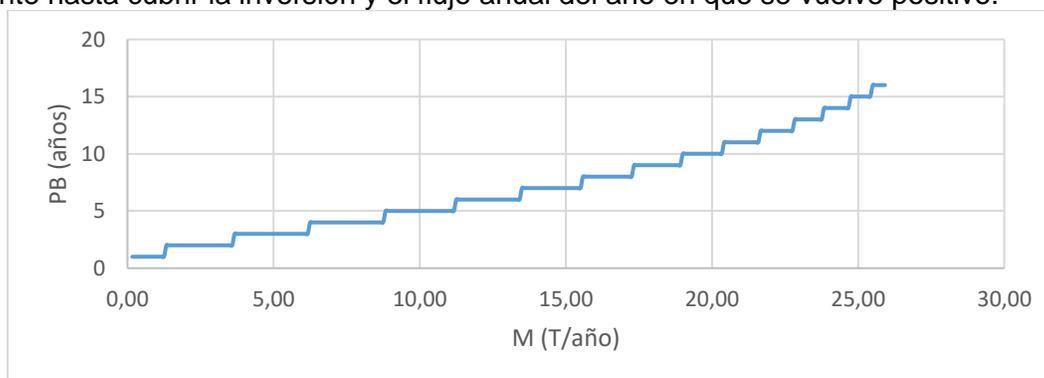


Figura 7.6. Payback (PB) vs potencia eléctrica

CAPÍTULO 8

8 Evaluación del impacto ambiental

8.1 Metodología de evaluación

Para el análisis ecológico-energético se obtienen los parámetros de CO₂ equivalente y el indicador de contaminación utilizando la metodología descrita por Villela en 2007 (de Castro Villela & Silveira, 2007) y por Machin en 2015 (E. Machin, 2015). Así, a partir de las emisiones de gases contaminantes (CO₂, NO_x, SO₂ y MP) por kg de RSU consumido, se estima el CO₂ equivalente y el indicador de contaminación (Π_g).

Los estándares de calidad de aire y emisión de contaminante se establecen debido a los efectos de los contaminantes sobre los seres humanos, animales, plantas y materiales, como resultado final del proceso de emisión de contaminantes a la atmósfera.

La Ley sobre Bases Generales del Medio Ambiente (Ley N° 19 300, modificada por la Ley N° 20 417 / 2 010, ambas del Ministerio Secretaría Regional de la Presidencia), establece en su artículo 32, la existencia de dos tipos de normas de calidad ambiental: primarias y secundarias (Torres, 2021); las normas de calidad primaria son normas de calidad ambiental que tienen como objetivo proteger la salud de la población humana dentro del territorio nacional, mientras que las normas de calidad secundaria tienen el fin de proteger o conservar el medio ambiente o la naturaleza y son de carácter local y no necesariamente nacional.

Tabla 8.1. Norma primaria de calidad del aire Chile. Extraído de (Torres, 2021)

Contaminante	Periodo	Valor [µg/ N m ³]
NO ₂	1 hora	400
	Anual	100
SO ₂	24 horas	250
	Anual	80
CO	1 hora	30
	8 horas	10

Los estándares de calidad de aire de la Unión Europea (UE) se resumen en la Tabla 8.2, esta se aplica considerando diferentes periodos de tiempo.

Tabla 8.2. Estándares de calidad del aire UE. Extraído de (Torres, 2021)

Contaminante	Periodo	Concentración [µg/ m ³]
NO ₂	1 hora	200
	Anual	40
SO ₂	1 horas	350
	24 horas	125
CO	Media máxima de 8 horas diarias	10 000

Según Villela (Villela & Silveira, 2007), la concentración máxima de CO₂ permitida por los estándares de calidad del aire dictados por la Organización Mundial de la Salud para una hora de exposición debe dividirse por los correspondientes valores específicos indicados por la Organización Mundial de la Salud para NO_x y SO_x, mostrados en la Tabla 8.3 (E. Machin, 2015).

Tabla 8.3. Normas de calidad de aire durante 1 hora. Extraído de (E. Machin, 2015)

Gas	Concentración máxima [$\mu\text{g}/\text{N m}^3$]
NO _x	200
SO _x	125

El dióxido de azufre equivalente (SO₂)_e se define como la concentración máxima de dióxido de carbono dividida por dióxido de azufre, definiéndose como:

$$(\text{SO}_2)_e = 80(\text{SO}_2) \quad (30)$$

El óxido de nitrógeno (NO_x)_e equivalente se define mediante la ecuación 28.

$$(\text{NO}_x)_e = 50(\text{NO}_x) \quad (31)$$

Finalmente, el material particulado (MP)_e equivalente, se define como:

$$(\text{MP})_e = 67(\text{MP}) \quad (32)$$

Para el cálculo de las emisiones se debe considerar la masa molar del combustible, la cual se termina como se muestra a continuación:

$$M = 0.188 \cdot H_2 + 0.103 \cdot CO + 0.123 \cdot CO_2 + 0.032 \cdot H_2O + 0.006 \cdot CH_4 \quad (33)$$

$$M = 0.188 \cdot 2 + 0.103 \cdot 28 + 0.123 \cdot 44 + 0.032 \cdot 18 + 0.006 \cdot 16$$

$$M = 9.344 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$$

Luego se determinan las emisiones de CO₂, NO_x y MP, según (Carvalho Jr & Lacava, 2003).

$$M_{CO_2} = \frac{(w \cdot 44)CO_2}{M} \quad (34)$$

Con, w, el número de moles de CO₂; M, la masa molar del gas de gasificación.

$$M_{NO_x} = \frac{2120 \cdot 0.0224}{M \cdot 10^{-3}} \quad (35)$$

$$M_{MP} = \frac{224 \cdot 0.0224}{M \cdot 10^{-3}} \quad (36)$$

Cardu u Baica (1999), introducen el concepto de dióxido de carbono equivalente (CO₂)_e como un parámetro que considera globalmente, en una sola entidad, los efectos nocivos de los principales gases tóxicos de combustión definidos anteriormente, este se define con la ecuación 32 (Cardu & Baica, 1999).

$$(\text{CO}_2)_e = \text{CO}_2 + 80(\text{SO}_2) + 50(\text{NO}_x) + 67(\text{MP}) \quad (37)$$

donde:

$$(\text{CO}_2)_e = \text{Dióxido de carbono equivalente (kg de CO}_2/\text{ kg de combustible)}$$

Luego, el cuantificador de impacto ambiental y la eficiencia ecológica se define en las ecuaciones:

$$\Pi_g = \frac{(\text{CO}_2)_e}{PCI_{fuel}} \quad (38)$$

$$\varepsilon = \left[\frac{0.204\eta_{gl} \cdot \ln(135 - \Pi_g)}{\eta_{gl} + \Pi_g} \right] \quad (39)$$

Para el análisis de los indicadores de impacto de la gasificación de RSU se analizan los resultados obtenidos por Machin (2022); este se llevó a cabo mediante la evaluación del ciclo de vida ambiental (ELCA) para obtener indicadores normalizados del impacto ambiental de los procesos considerando la norma ISO 14 040 serie estándar (E. Machin et al., 2022).

Se compara el rendimiento del proceso caso WIG-GTCC con la incineración, considerando que los RSU son tratados y transformados en combustibles derivados de residuos luego de pasar por el proceso de secado, triturado, cribado, separación manual y separación magnética y por aire (Yang et al., 2021).

Utilizando la base de datos del software OpenLCA y los datos de los RSU muestreados por González en 2018, se considera que 1 tonelada de RSU ingresados al sistema gasificación-ciclo Brayton generan 1 339.42 kWh de energía eléctrica con una eficiencia eléctrica global estimada de 24.5% y el proceso de incineración convencional produce 755 kWh por 1000 kg de RSU (González et al., 2018).

Para las emisiones de la combustión del gas de gasificación se supone que las emisiones de gases de escape del proceso provienen exclusivamente de la combustión de gas de síntesis en la turbina de gas, cuyos resultados se muestran en la Tabla 8.4.

Tabla 8.4. Emisiones y residuos sólidos. Extraído de (E. Machin et al., 2022)

Emisiones	
CO ₂ , fósil	331.4 kg
CO	0.2 kg
SO ₂	0.1 kg
NO _x	0.1 kg
HCL	0
Polvo	0
Dioxinas	2.50e-7 kg I-TEQ
Residuos sólidos	
Cenizas	120 kg
Residuos de APC	20 kg

Así, para la evaluación del impacto del ciclo de vida se emplea el método CML baseline 2000 para investigar y convertir los datos de LCI en impactos categorizados. El método arroja el potencial de calentamiento global durante 100 años (GWP₁₀₀), el potencial de eutrofización (E_{Pot}), la toxicidad humana (HTP) y el potencial de acidificación (AP).

8.2 Resultados

Para el cálculo de los parámetros ecológicos se considera la combustión del gas de gasificación en la cámara de combustión, donde se componen de CO₂, N₂, H₂O y O₂. Considerando un

40% de exceso de aire en condiciones normales, se determinan las emisiones de CO₂, NO_x, MP y SO₂.

Así, se llega a los siguientes resultados mostrados en la Tabla 8.5.

Tabla 8.5. Indicadores ecológicos

Gas	Emisiones [kg/kg _{comb}]
CO ₂	0.58
SO ₂	0
NO _x	0.0051
MP	0.00058
Indicadores	
(CO ₂) _e [kg/kg _{comb}]	Π _g [kg/MJ]
0.874	0.35
Eficiencia ecológica-energética	
ε [%]	54.8

Como la tecnología predominante utilizada para la gestión de residuos en la región del Biobío de Chile es la disposición en rellenos sanitarios, la disposición en vertederos fue escenario base para la comparación en la evaluación de impacto.

Los indicadores de impacto del sistema gasificación-ciclo Brayton (WIG-GTCC) y la incineración reflejan una comparación entre la tecnología evaluada y la tecnología de eliminación real, mostrado en Tabla 8.6, donde los valores negativos en los indicadores de impacto implican una mejora en la huella ecológica.

Tabla 8.6. Indicadores de impacto por toneladas y kWh de RSU. Extraído de (E. Machin et al., 2022)

Categoría de impacto	Unidad de referencia	de Vertedero (González et al., 2018)	WIG-GTCC	Incineración (González et al., 2018)
Por tonelada				
AP	kg SO ₂ eq	0.2	-1.7	-2.9
GWP ₁₀₀	kg CO ₂ eq	516	-134	-148
E _{Pot}	kg PO ₄ eq	0.1	0.1	0.9
HTP	kg 1.4 DBeq	16	-466	-15
Por kWh				
AP	kg SO ₂ eq	-	-0.0013	-0.0036
GWP ₁₀₀	kg CO ₂ eq	-	0.2852	0.4874
E _{Pot}	kg PO ₄ eq	-	0.0001	0.0014
HTP	kg 1.4 DBeq	-	-0.3359	0.0013

Los indicadores revelan que los vertederos sin valoración energética tienen un impacto ambiental significativo en términos de calentamiento global debido a las emisiones de metano. Los procesos termoquímicos analizados, al convertir la materia orgánica de los RSU en CO₂, evitan la emisión de metano y mejoran el potencial de calentamiento global (GWP₁₀₀). En el caso del tratamiento WIG-GTCC, se estima una reducción de 134 kg de CO₂eq por tonelada de RSU.

Los procesos termoquímicos también presentan ventajas en términos de toxicidad humana. Los vertederos están asociados con efectos adversos en las áreas circundantes y problemas de

salud en la población cercana, como irritación de la nariz, garganta, broncoconstricción e infecciones respiratorias (Njoku et al., 2019). Estas desventajas se reducen significativamente en los procesos termoquímicos analizados.

En cuanto a la acidificación de la tierra y el agua, los procesos termoquímicos muestran un impacto más bajo en comparación con los vertederos, lo que implica un impacto ambiental neto positivo con las tecnologías WIG-GTCC e incineración. Los ácidos formados durante la descomposición de los RSU se disocian en los procesos termoquímicos debido a las altas temperaturas, lo que contribuye a una menor acidificación.

El sistema de incineración presenta resultados similares al WIG-GTCC en términos de GWP100 y acidificación, aunque difieren en cuanto a la toxicidad humana. Esto puede atribuirse a las menores emisiones de material particulado en la incineración. Sin embargo, las emisiones de dioxinas y NOx fueron emitidos a la atmósfera durante la combustión del gas de síntesis en el caso del WIG-GTCC (Whitty et al., 2008).

La Tabla 8.6 muestra los indicadores de impacto para cada tecnología analizada al considerar la energía producida. El el tratamiento WIG-GTCC destaca como el más eficiente, con emisiones de 0.285 kg CO₂eq/kWh, representando un 58.51% del rendimiento potencial de calentamiento global en 100 años (GWP₁₀₀) de la incineración.

CAPÍTULO 9

9 Conclusiones

Durante este trabajo se establecieron las condiciones técnicas, económicas y ambientales para implementar un sistema de gasificación y ciclo supercrítico de CO₂ integrado a una central de energía a carbón. El estudio se llevó a cabo a partir de la selección de la configuración para posteriormente, mediante modelación computacional en Aspen Plus.

Modelando la configuración seleccionada, se obtuvo como resultado el comportamiento del gas de gasificación y de los ciclos involucrados. Al determinar la potencia eléctrica de los ciclos por separado se consideró el tamaño de la planta y la variación en el flujo de combustible de RSU de 10 kg h⁻¹ a 3.60 kg s⁻¹. Integrando un sistema de absorción por oscilación de presiones para garantizar la descarbonización del sistema, se evidenció el flujo de CO₂ separado del proceso y el consumo energético del PSA. Este último está directamente influenciado por el tamaño de la central de térmica a carbón. El flujo CO₂ tiene de un 91% al 96% de pureza, por lo que es apto para su venta, dato que es considerado en la evaluación económica, mientras que el consumo de energía es de mínimo 75% de la potencia neta de la central de energía de referencia.

En el análisis económico de las configuraciones propuestas, a partir de un análisis de 1.33 a 1732.67 t año⁻¹, se obtuvo como resultado un aumento en los costos de inversión total de capital y costos operacionales totales a medida que aumenta el tamaño de la planta; además se presenta una disminución de la potencia eléctrica generada debido al alto consumo energético del PSA. Con estos resultados, se obtiene un valor actual neto positivo en un rango de 1.33 a 25.92 t año⁻¹, con un retorno de inversión que va desde 1 hasta 16 años, siendo este el rango final apto para considerar la implementación del sistema desde el punto de vista económico y energético.

En el análisis de ciclo de vida de la tecnología propuesta, se evaluó el impacto ambiental de la misma. Al comparar el uso de gas de gasificación a partir de RSU con la incineración convencional de los residuos y su disposición en vertederos, obtuvo una disminución en la huella de ecológica en comparación con la tecnología actual del país, evidenciando la responsabilidad de los vertederos en el calentamiento global, esto debido a sus altas emisiones de metano en la descomposición de los RSU, mientras que el proceso WIF-GTCC produce una reducción estimada de 134 kg CO₂eq por tonelada de RSU en el el GWP₁₀₀ y un menor potencial de acidificación (AP) debido a que una parte importante de los ácidos formados en la descomposición de los residuos se disocia gracias a la alta temperatura del proceso. Así, esta configuración tiene la ruta de conversión más eficiente, emitiendo 0.285 kg CO₂ eq/kWh, lo que representa el 58.51% del rendimiento potencial del calentamiento global en 100 años (GWP₁₀₀) de incineración.

Se validó el modelo de gasificación mediante la comparación de dos experiencias diferentes. Se encontró que el modelo pudo predecir de manera adecuada el PCI y la composición del gas para ambos combustibles. Sin embargo, se observaron discrepancia entre los resultados experimentales y los predichos por el modelo, principalmente en las concentraciones de CO₂ y H₂. Estas diferencias pueden atribuirse a las condiciones ideales asumidas por el modelo y a las variables no considerada en las experiencias reales.

Finalmente, se afirma que la implementación de un sistema de gasificación con ciclo supercrítico de CO₂ permite la valorización energética de los RSU en Chile, mitigando la problemática asociada a su incorrecta disposición y uso, siendo una aplicación viable desde el punto de vista técnico, económico y ambiental.

Referencias

- Alegría Castellanos, P. J. (n.d.). *Identificación y control de un gasificador de lecho fluidizado*. Retrieved August 27, 2022, from <http://repositorio.concytec.gob.pe/handle/20.500.12390/1820>
- Aquí Tierra. (2021). Aumento de basura y colapso de rellenos sanitarios: el problema contrarreloj que aqueja a Los Lagos. *Biobio Chile*. <https://www.biobiochile.cl/especial/aqui-tierra/noticias/2021/09/23/aumento-de-basura-y-colapso-de-rellenos-sanitarios-el-problema-contrarreloj-que-aqueja-a-los-lagos.shtml>
- Araya, S. (2021). *Simulación de planta de gasificación en corriente ascendente empleando modelo de equilibrio de Gibbs*. Universidad de Concepción.
- Aspentech. (2013). *Aspen Plus. Getting Started Modeling Processes with Solids: Vol. 8.4*.
- Basu, P. (2010). Performance and Operating Issues. *Biomass Gasification and Pyrolysis: Practical Design and Theory*, 1st, 219–228. <http://ebookcentral.proquest.com/lib/sheffield/detail.action?docID=648812>.
- Caputo, A. C., Palumbo, M., Pelagagge, P. M., & Scacchia, F. (2005). Economics of biomass energy utilization in combustion and gasification plants: effects of logistic variables. *Biomass and Bioenergy*, 28(1), 35–51. <https://doi.org/10.1016/J.BIOMBIOE.2004.04.009>
- Carbon credits. (n.d.). *Live Carbon Prices Today*. <https://carboncredits.com/carbon-prices-today/>
- Cardu, M., & Baica, M. (1999). Regarding a global methodology to estimate the energy-ecologic efficiency of thermopower plants. *Energy Conversion and Management*, 40(1), 71-87.
- Carvalho Jr, J., & Lacava, P. (2003). *Emissões em processos de combustão*.
- Castaldi, M. J., van Deventer, J., Lavoie, J.-M., Legrand, J. M., Nzihou, A., Pontikes, Y., Py, X., Vandecasteele, C., Vasudevan, P. T., & Verstraete, W. (2017). *Progress and Prospects in the Field of Biomass and Waste to Energy and Added-Value Materials*. 8(6), 1875–1884. <https://doi.org/10.1007/s12649-017-0049-0>
- Chen, H., Wang, Y., An, L., Xu, G., Zhu, X., Liu, W., & Lei, J. (2022). Performance evaluation of a novel design for the waste heat recovery of a cement plant incorporating a coal-fired power plant. *Energy*, 246, 123420. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.energy.2022.123420>
- Cheng, Y., Thow, Z., & Wang, C. H. (2016). Biomass gasification with CO₂ in a fluidized bed. *Powder Technology*, 296, 87–101. <https://doi.org/10.1016/J.POWTEC.2014.12.041>
- Comisión Nacional de Energía. (2022). *Precio Medio de Mercado Sistema Eléctrico Nacional (PMM SEN)*.
- Crespi, F., Gavagnin, G., Sánchez, D., & Martínez, G. S. (2017). Supercritical carbon dioxide cycles for power generation: A review. In *Applied Energy* (Vol. 195, pp. 152–183). Elsevier Ltd. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2017.02.048>
- Cuevas, D. (2019). *Gasificación de biomasa y RSU en un reactor de gasificación Updraft modificado*. Universidad de Concepción.
- Diario Oficial. (2021). MINISTERIO DEL MEDIO AMBIENTE ESTABLECE METAS DE RECOLECCIÓN Y VALORIZACIÓN Y OTRAS OBLIGACIONES ASOCIADAS DE ENVASES Y EMBALAJES. *CVE 1910141*.
- Energía Abierta, & Comisión Nacional de Energía. (n.d.). *Balance nacional de energía*. Retrieved December 21, 2022, from <http://energiaabierta.cl/visualizaciones/balance-de-energia/>
- Fernández, B. (2021). *Diseño conceptual y simulación de un proceso de gasificación de biomasa con carbonatación y acondicionamiento del gas de síntesis para producción de hidrógeno*. Escuela Técnica Superior de Ingeniería Universidad de Sevilla.
- Fu, L., Ren, Z., Si, W., Ma, Q., Huang, W., Liao, K., Huang, Z., Wang, Y., Li, J., & Xu, P. (2022). Research progress on CO₂ capture and utilization technology. *Journal of CO₂ Utilization*, 66, 102260. <https://doi.org/10.1016/J.JCOU.2022.102260>

- García, H., Directores, R., Arenas, E. M., José, P., Linares, I., & Madrid, H. (2017). *Viabilidad técnica-económica de ciclos Brayton con CO₂ supercrítico para recuperación de calores residuales*.
- González, P., Riveros, S., Concha, S., & Casas, Y. (2018). Waste-to-energy options within a circular economy strategy in a developing country: the case of the Bio Bio region in Chile. *International Journal of Energy Production and Management*, 3(2), 144–156. <https://doi.org/10.2495/EQ-V3-N2-144-156>
- Ilie, I. C. (2019). *Diseño del proceso de gasificación para los combustibles sólidos recuperados procedentes de una planta de tratamiento mecánico biológico*. <http://repositori.uji.es/xmlui/handle/10234/183434>
- Ji-chao, Y., & Sobhani, B. (2021). Integration of biomass gasification with a supercritical CO₂ and Kalina cycles in a combined heating and power system: A thermodynamic and exergoeconomic analysis. *Energy*, 222, 119980. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.energy.2021.119980>
- Kim, M. S., Ahn, Y., Kim, B., & Lee, J. I. (2016). Study on the supercritical CO₂ power cycles for landfill gas firing gas turbine bottoming cycle. *Energy*, 111, 893–909. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2016.06.014>
- Kottitum, B., Srinophakun, T., Phongsai, N., & Phung, Q. T. (2020). Optimization of a six-step pressure swing adsorption process for biogas separation on a commercial scale. *Applied Sciences (Switzerland)*, 10(14). <https://doi.org/10.3390/APP10144692>
- Machin, E. (2015). *Análise Técnica, Econômica E Ecológica Da Incorporação De Sistemas De Gaseificação De Bagaço De Cana-De-Açúcar No Setor Sucroalcooleiro: Uso De Ciclos Combinados Para O Aumento Da Oferta De Eletricidade*. Universidade Estadual Paulista. UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA.
- Machin, E. B., Pedroso, D. T., Machín, A. B., Acosta, D. G., Silva dos Santos, M. I., Solferini de Carvalho, F., Pérez, N. P., Pascual, R., & de Carvalho Júnior, J. A. (2021). Biomass integrated gasification-gas turbine combined cycle (BIG/GTCC) implementation in the Brazilian sugarcane industry: Economic and environmental appraisal. *Renewable Energy*, 172, 529–540. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2021.03.074>
- Machin, E., Pedroso, D., Acosta, D., Santos, M., de Carvalho, F., Blanco Machín, A., Ortíz, M., Arriagada, R., Fernández, D., Maciel, L., Arcos, D., Reyes, Y., & Carvalho, J. (2022). Techno-Economic and Environmental Assessment of Municipal Solid Waste Energetic Valorization. *Energies*, 15, 8900. <https://doi.org/10.3390/en15238900>
- Mendoza, J. M., Bula, A. J., Gómez, R. D., & Corredor, L. A. (2012). Análisis Exergético de la Gasificación de Biomasa. *Información Tecnológica*, 23(5), 85–96. <https://doi.org/10.4067/S0718-07642012000500009>
- Mohamed, U., Zhao, Y. jie, Yi, Q., Shi, L. juan, Wei, G. qing, & Nimmo, W. (2021). Evaluation of life cycle energy, economy and CO₂ emissions for biomass chemical looping gasification topower generation. *Renewable Energy*, 176, 366–387. <https://doi.org/10.1016/J.RENENE.2021.05.067>
- Muñoz, N. (2021). Crisis energética mundial: ¿cómo impacta en Chile? *El Mostrador*.
- Njoku, P. O., Edokpayi, J. N., & Odiyo, J. O. (2019). *Health and Environmental Risks of Residents Living Close to a Landfill: A Case Study of Thohoyandou Landfill, Limpopo Province, South Africa*. <https://doi.org/10.3390/ijerph16122125>
- Pedroso, D. T., Machín, E. B., Silveira, J. L., & Nemoto, Y. (2013). Experimental study of bottom feed updraft gasifier. *Renewable Energy*, 57, 311–316. <https://doi.org/10.1016/J.RENENE.2013.01.056>
- Persichilli, M., Kacludis, A., Zdankiewicz, E., & Held, T. (2012). *Supercritical CO₂ Power Cycle Developments and Commercialization: Why sCO₂ can Displace Steam*. www.echogen.com

- RETC. (2020). *Generación municipal de residuos no peligrosos*. http://datosretc.mma.gob.cl/dataset/generacion-municipal-de-residuos-no-peligrosos/resource/61347d33-6cbf-4f6a-9771-8b319b516ab8?inner_span=True
- Sharmina, B., Rasul, M. G., Cork, D., & Akbar, D. (2014). An experimental investigation of solid waste gasification using a large pilot scale waste to energy plant. *Procedia Engineering*, 90, 718–724. <https://doi.org/10.1016/j.proeng.2014.11.802>
- SINIA. (2021). Capítulo 10: Residuos. *Sistema Nacional de Información Ambiental, Ministerio Del Medio Ambiente*.
- Sircar, S. (2002). Pressure Swing Adsorption. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 41(6), 1389–1392. <https://doi.org/10.1021/IE0109758>
- Thakare, S., & Nandi, S. (2016). Study on Potential of Gasification Technology for Municipal Solid Waste (MSW) in Pune City. *Energy Procedia*, 90, 509–517. <https://doi.org/10.1016/J.EGYPRO.2016.11.218>
- Torres, R. (2021). Estándares de Calidad del Aire. *Biblioteca Del Congreso Nacional de Chile / BCN. Asesoría Técnica Parlamentaria*.
- Treviño, M. (2006). *Tecnología de gasificación integrada en ciclo combinado : GICC*.
- UNEP. (n.d.). *Solid waste management*. UN Environment Programme. <https://www.unep.org/explore-topics/resource-efficiency/what-we-do/cities/solid-waste-management>
- Villela, I. A., & Silveira, J. L. (2007). Ecological efficiency in thermoelectric power plants. *Applied Thermal Engineering*, 27(5–6), 840–847. <https://doi.org/10.1016/J.APPLTHERMALENG.2006.09.019>
- Whitty, K. J., Zhang, H. R., & Eddings, E. G. (2008). Emissions from Syngas Combustion. [Http://Dx.Doi.Org/10.1080/00102200801963326](http://Dx.Doi.Org/10.1080/00102200801963326), 180(6), 1117–1136. <https://doi.org/10.1080/00102200801963326>
- Wu, Z., Zhu, P., Yao, J., Zhang, S., Ren, J., Yang, F., & Zhang, Z. (2020). Combined biomass gasification, SOFC, IC engine, and waste heat recovery system for power and heat generation: Energy, exergy, exergoeconomic, environmental (4E) evaluations. *Applied Energy*, 279. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2020.115794>
- Yang, Y., Heaven, S., Venetsaneas, N., Banks, C. J., & Bridgwater, A. V. (2018). Slow pyrolysis of organic fraction of municipal solid waste (OFMSW): Characterisation of products and screening of the aqueous liquid product for anaerobic digestion. *Applied Energy*, 213, 158–168. <https://doi.org/10.1016/J.APENERGY.2018.01.018>
- Yang, Y., Liew, R. K., Tamothran, A. M., Foong, S. Y., Yek, P. N. Y., Chia, P. W., van Tran, T., Peng, W., & Lam, S. S. (2021). Gasification of refuse-derived fuel from municipal solid waste for energy production: a review. *Environmental Chemistry Letters* 2021 19:3, 19(3), 2127–2140. <https://doi.org/10.1007/S10311-020-01177-5>
- Zhang, L., Geng, S., Yang, L., Hao, Y., Yang, H., Dong, Z., & Shi, X. (2021). Technical and Economic Evaluation of CO₂ Capture and Reinjection Process in the CO₂ EOR and Storage Project of Xinjiang Oilfield. *Energies* 2021, Vol. 14, Page 5076, 14(16), 5076. <https://doi.org/10.3390/EN14165076>

ANEXOS

Anexo 1. Cálculo para la razón de equivalencia

Con el fin de calcular la razón de equivalencia, es fundamental determinar la cantidad de oxígeno necesaria para llevar a cabo la combustión total del combustible. Para realizar esta evaluación, se toma una muestra de 100 kg del combustible y se realiza un análisis experimental específico que permite obtener las cantidades en kilogramos de cada uno de los componentes presentes en dicho combustible. Asimismo, se consideran las reacciones de

oxidación correspondientes para analizar los productos generados durante la combustión de cada componente y, de esta manera, determinar la cantidad de moles de oxígeno requerida para completar el proceso en su totalidad. Los resultados de este análisis se presentan en detalle en la Tabla A.1.

Tabla A. 1. Moles de oxígeno necesarios para la combustión estequiométrica del combustible

Componente	M [kg]	MM [kg/kmol]	kmol del elemento	Producto	kmol O/kmol elemento
C	40.8	12	3,4	CO2	6.80
H	6	1	6	H2O	3,00
S	1.16	32	0.03625	SO2	0.07
O	42.78	16	2.67375	-	-2.67
N	1.16	14	0.082857143	N2	0

Luego, se llega a los resultados mostrados en la Tabla A. 2., recordando que hay un 21% de oxígeno en la composición del aire.

Variable	Valor
Densidad oxígeno [kg/Nm ³]	1,4298
Volumen molar oxígeno [Nm ³ /kmol]	22,39
Densidad aire [kg/Nm ³]	1,2928
Volumen molar aire [Nm ³ /kmol]	22,4
Moles estequiométricos de O [kmol/100kg _{Sólido}]	7,20
Moles estequiométricos de O ₂ [kmol/100kg _{Sólido}]	3,60
Volumen de Oxígeno por kg de sólido [Nm ³ /kg _{Sólido}]	0,81
Masa de Oxígeno por kg de sólido [kg _{O₂} /Kg _{Sólido}]	1,15
Suponiendo composición del aire con 21% de Oxígeno, el aire requerido es [kmol/100 kg _{Sólido}]	17,14
Volumen de aire por kg de sólido [Nm ³ _{Aire} /kg _{Sólido}]	3,84
Masa de Aire por kg de sólido [kg _{Aire} /Kg _{Sólido}]	4,96

La razón de equivalencia se calcula con la siguiente ecuación:

$$RE = \frac{m_{aire} [kg_{aire}]}{m_{comb} [kg_{comb}] \cdot 5.111 [kg_{aire}/kg_{comb}]} \cdot 100\% \quad (40)$$

Anexo 2. Código Matlab para obtener el PCI vs tiempo de los gases

```

clc
clear all
close all

% Ruta del archivo Excel
ruta = 'C:\Users\javie\OneDrive\Escritorio\Udecc\tesis\Ensayos excel\Ensayo 4 25-01-23.xlsx';

% Leer los datos de la segunda pestaña
datos = readtable(ruta, 'Sheet', 'Gases');

% Extraer las columnas de tiempo y temperatura
tiempo = (datenum(datos.Time) - datenum(datos.Time(1))) * 1440; % Convertir a minutos
gases = table2array(datos(:, {'O2', 'CO2', 'CH4', 'CO', 'H2', 'CnHm', 'calorie'}));

```

```

% Convertir los datos de temperatura de texto a números
gases = str2double(gases);

%Obtener el PCI del gas de gasificación
LHV=10.78.*(gases(:,5)./100)+12.63*(gases(:,4)./100)+35.88.*(gases(:,3)./100)+56.5.*(
gases(:,6)./100);

% Gráfico del PCI y aporte de cada componente
hold on
xlim([8,70])
yyaxis left
plot(tiempo, LHV,'k', 'LineWidth', 2)
ylabel('PCI (MJ/Nm^3)')
yyaxis right
plot(tiempo, gases(:,1), '--y', ...
      tiempo, gases(:,2), '--g', ...
      tiempo, gases(:,3), '--b', ...
      tiempo, gases(:,4), '--c', ...
      tiempo,gases(:,5), '--m', ...
      tiempo,gases(:,6), '--r')
ylabel('Composición (% vol)')
xlabel('Tiempo (min)')
xline([30,52], '--r')
legend('PCI','O2', 'CO2','CH_4', 'CO', 'H2', 'C_nH_m')
hold off

```

Anexo 3. Código Matlab para obtener la temperatura vs tiempo de los gases

```

clc
clear all
close all
% Ruta del archivo Excel
ruta = 'C:\Users\javie\OneDrive\Escritorio\Udecc\tesis\Ensayos excel\Ensayo 02-02-
23.xlsx';

% Leer los datos de la primera pestaña
datos = readtable(ruta,'Sheet','Temperatura');

% Extraer las columnas de tiempo y temperatura
tiempo = (datenum(datos.Time) - datenum(datos.Time(1))) * 1440; % Convertir a minutos
temperatura =
table2array(datos(:,{'Termocupla1','Termocupla2','Termocupla3','Termocupla4','Termocu
pla5','Termocupla6','Termocupla7','Termocupla8'}));

% Convertir los datos de temperatura de texto a números
temperatura = str2double(temperatura);

% Graficar la temperatura de cada termocupla en función del tiempo
figure;
plot(tiempo,temperatura(:,1),tiempo,temperatura(:,2), ...
      tiempo,temperatura(:,3),tiempo,temperatura(:,4), ...
      tiempo,temperatura(:,5),tiempo,temperatura(:,6), ...
      tiempo,temperatura(:,7),tiempo,temperatura(:,8))
xlabel('Tiempo (min)');

```

```
ylabel('Temperatura (°C)');
legend('Termocupla 1','Termocupla 2','Termocupla 3','Termocupla 4','Termocupla
5','Termocupla 6','Termocupla 7','Termocupla 8');
```

Anexo 4. Código Matlab para obtener el rendimiento vs tiempo

```
clc
clear all
close all

% Ruta del archivo Excel
ruta = 'C:\Users\javier\OneDrive\Escritorio\Udecc\tesis\Ensayos excel\Ensayo 4 25-01-
23.xlsx';

% Leer los datos de la segunda pestaña
datos = readtable(ruta, 'Sheet', 'Gases');

% Extraer las columnas de tiempo y gases
tiempo = ((datenum(datos.Time) - datenum(datos.Time(1))) * 24 * 60)+10; % Convertir a
minutos
gases = table2array(datos(:, {'O2', 'CO2', 'CH4', 'CO', 'H2', 'CnHm', 'calorie'}));

% Convertir los datos de gases de texto a números
gases = str2double(gases);

% Cálculo del PCI del gas
PCI_CO = 9.8*1000;
PCI_H2 = 84.4*1000;
PCI_CH4 = 49.3*1000;
PCI_CnHm = 13.9*1000 * str2double(datos.CnHm);

% Cálculo de las fracciones molares de cada componente
n_total = sum(gases(:, 2:end), 2);
x_CO = gases(:, 4) ./ n_total;
x_CO2 = gases(:, 2) ./ n_total;
x_CH4 = gases(:, 3) ./ n_total;
x_H2 = gases(:, 5) ./ n_total;
x_CnHm = gases(:, 6) ./ n_total;

% Cálculo del PCI ponderado
PCI = x_CO * PCI_CO + x_H2 * PCI_H2 + x_CH4 * PCI_CH4 + x_CnHm .* PCI_CnHm;

% Ingresar los datos de PCI y cantidades de materiales
PCI_materia_organica = 22355; % KJ/kg
PCI_carton = 10460; % KJ/kg
PCI_textiles = 16556; % KJ/kg
PCI_caucho = 31170; % KJ/kg

% Rango de PCI para los plásticos
PCI_plasticos_min = 27614; % KJ/kg
PCI_plasticos_max = 40481; % KJ/kg

% Ingresar las cantidades de los diferentes materiales en kilogramos
kg_materia_organica = 1.685
kg_carton = 0.413
```

```
kg_plasticos = 0.186
kg_textiles = 0.114
kg_caucho = 0.114

% Cálculo del PCI de la mezcla
n_total = kg_materia_organica + kg_carton + kg_plasticos + kg_textiles + kg_caucho;

% Cálculo de las fracciones de masa de cada componente
f_materia_organica = kg_materia_organica / n_total;
f_carton = kg_carton / n_total;
f_plasticos = kg_plasticos / n_total;
f_textiles = kg_textiles / n_total;
f_caucho = kg_caucho / n_total;

% Cálculo del PCI ponderado de la mezcla
PCImezcla = f_materia_organica * PCI_materia_organica + f_carton * PCI_carton +
f_textiles * PCI_textiles + f_caucho * PCI_caucho;

% Generación de los valores de PCI para los plásticos (aleatorio dentro del rango)
PCI_plasticos = PCI_plasticos_min + (PCI_plasticos_max - PCI_plasticos_min) *
rand(size(tiempo));

% Cálculo del rendimiento del gas
rendimiento_gas = PCI ./ PCImezcla;

% Generación de los valores de PCI para los plásticos (aleatorio dentro del rango)
PCI_plasticos = PCI_plasticos_min + (PCI_plasticos_max - PCI_plasticos_min) *
rand(size(tiempo));

% Cálculo del rendimiento del gas
rendimiento_gas = PCI ./ PCImezcla;

% Gráfico del PCI y aporte de cada componente
figure
plot(tiempo, rendimiento_gas, 'k', 'LineWidth', 2)
ylabel('Rendimiento del gas')
xlabel('Tiempo (min)')
xlim([32,38])
```