



UNIVERSIDAD DE CONCEPCIÓN
FACULTAD DE INGENIERÍA
DEPARTAMENTO INGENIERÍA MECÁNICA



**ESTUDIO DE LA VIABILIDAD TÉCNICA Y ECONÓMICA DE LA VALORI-
ZACIÓN ENERGÉTICA DE RSU EN CONCEPCIÓN**

POR

Sebastián Alejandro Ogalde Mondaca

Memoria de Título presentada a la Facultad de Ingeniería de la Universidad de Concepción para optar al título profesional de Ingeniero Civil Mecánico

Profesor Guía:
Dra. Einara Blanco Machín

Diciembre 2023
Concepción (Chile)

© 2023 Sebastián Alejandro Ogalde Mondaca

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

Agradecimientos

Quiero agradecer a los profesores de la carrera que se esforzaron por enseñarnos de la mejor manera posible, pese a las dificultades de la pandemia. A la profesora Einara Blanco por su buena disposición, carisma y profesionalismo.

A mis padres, Marcela y Mauricio por su apoyo incondicional. A mis hermanos, Paula, Pamela y Nicolás por darme ánimos en todo momento. A mi pareja Rosana por su apoyo, cariño y por ser tan buena conmigo.

Quiero agradecer también a mis familiares cercanos, tíos, primos, abuelos y a todas las personas que me han acompañado.

Finalmente, a mis amigos y compañeros que siempre han tenido la buena voluntad para ayudarme.

Esta memoria está dedicada a Mili y a mis abuelos Rosa, Humberto, Inés y Manuel.

Resumen

En Concepción (Chile) se generan cerca de 400 mil toneladas de residuos sólidos urbanos al año, los cuales son destinados principalmente a rellenos sanitarios. En Chile cerca del 79% de los residuos generados no es tratado de forma adecuada y cuando se considera sólo residuos sólidos urbanos la proporción es mayor. Se evidencia una buena oportunidad de aprovechar estos residuos energéticamente a través de algún proceso de termoconversión de energía. Esta tesis trata sobre la valorización energética de estos residuos a través de un proceso de gasificación el cual produce gas de síntesis que es utilizado como combustible para generar electricidad. Se simula el proceso de gasificación a través del software Aspen Plus obteniendo resultados acordes a la literatura y un gas de síntesis en la salida con un PCI de $3950 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$ y una temperatura de 735°C . Se evidencia que el proceso de gasificación maximiza su eficiencia con una razón de equivalencia (ER) de 0,35, obteniéndose una eficiencia del gas frío (CGE) de 62,8%. Se realiza un balance de masa y energía del gasificador junto con hacer algunas consideraciones acerca de los parámetros físicos relacionados con un reactor de lecho fluidizado. Se evalúa el uso del gas de síntesis en dos casos para generar energía eléctrica, en un ciclo combinado donde genera 7,65 MW de potencia eléctrica y en un ciclo con turbina a gas donde genera 6,1 MW. Se evalúan estos dos casos económicamente mediante un análisis económico que entrega resultados favorables si se considera un subsidio a la planta donde las utilidades podrían llegar hasta 8 millones de USD a los 20 años para el caso de un ciclo con turbina a gas. Se incluye un análisis de sensibilidad en los resultados económicos en función del tamaño de la planta.

Palabras clave: Gasificación; lecho fluidizado; residuos sólidos urbanos; análisis técnico económico; termoconversión.

Abstract

In Concepción (Chile), approximately 400,000 tons of municipal solid waste are generated each year, which are mainly disposed in landfills. In Chile, about 79% of the waste generated is not treated properly, and if only urban solid waste is considered, the proportion is higher. There is a good opportunity to take advantage of this waste energetically through some energetic thermoconversion processes. This thesis deals with the energy recovery of this waste through a gasification process which produces synthesis gas that is used as fuel to generate electricity. The gasification process is simulated through the Aspen Plus software, obtaining results in accordance with the literature and a synthesis gas at the output with a LHV of $3950 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$ and a temperature of 735°C . The gasification process maximizes its efficiency with an equivalence ratio (ER) of 0.35, obtaining a cold gas efficiency (CGE) of 62.8%. A mass and energy balance of the gasifier is carried out along with some considerations about the physical parameters related to a fluidized bed reactor. The use of synthesis gas is evaluated in two cases to generate electrical energy, in a combined cycle where it generates $7,65 \text{ MW}$ of electrical power and in a cycle with a gas turbine where it generates $6,1 \text{ MW}$. These two cases are economically evaluated through an economic analysis that delivers favorable results if a subsidy to the plant is considered where the profits could reach up to 8 million USD at 20 years for the case of a cycle with a gas turbine. A sensitivity analysis is included in the economic results based on the size of the plant.

Keywords: Gasification; fluidized bed; municipal solid waste; techno-economic assessment; waste to energy.

Tabla de Contenidos

Tabla de Contenidos	iii
Lista de Tablas	v
Lista de Figuras	vi
Glosario	viii
1 CAPÍTULO 1: Introducción.....	1
1.1 Planteamiento del Problema	1
1.2 Objetivo General y Objetivos Específicos.....	2
1.3 Hipótesis	2
1.4 Metodología.....	2
2 CAPÍTULO 2: Contexto	4
2.1 Contexto en el mundo.....	4
2.2 Contexto en Chile, en la Región del Bio-Bío y en Concepción	4
2.3 Gestión de Residuos	6
2.4 Consecuencias a la salud pública y el medio ambiente de una mala gestión de residuos.	7
2.5 Marco Legal.....	8
3 CAPÍTULO 3: Estado del Arte	9
3.1 Aprovechamiento energético de residuos (Waste to Energy)	9
3.2 Gasificación	10
3.3 Reactor de lecho fluidizado	11
3.4 Casos de Aplicaciones	13
3.5 Simulación del proceso de gasificación usando Aspen Plus	15
4 CAPÍTULO 4: Caracterización de los residuos sólidos urbanos en Concepción	18
4.1 Cantidad de RSU	18
4.2 Composición de RSU	18
4.3 Caracterización energética de los RSU	19
4.4 Caracterización de los RSU para el cálculo.....	22
5 CAPÍTULO 5: Simulación del proceso de gasificación	24
5.1 Desacople del proceso de gasificación	24
5.2 Condiciones de Operación del Modelo	26
5.3 Descripción del Modelo.....	26
5.4 Resultados del Modelo	31
6 CAPÍTULO 6: Diagrama y Balance del Reactor	37

6.1 Esquematización y balance del gasificador	37
7 CAPÍTULO 7: Análisis Económico.....	39
7.1 Modelo de Costos	39
7.2 Utilidades.....	44
7.3 Resultados y discusión sobre el análisis económico	45
8 CAPÍTULO 8: Conclusiones y Recomendaciones	52
8.1 Conclusiones.....	52
8.2 Recomendaciones	52
Referencias	54
9 Anexos.....	60
9.1 Anexo A: Cálculo del aire estequiométrico.....	60
9.2 Anexo B: Transformación de PCI en base Nm³ a base kg	61
9.3 Anexo C: Cálculo del calor específico del gas de síntesis.....	61
9.4 Anexo D: Cálculo del balance de energía del gasificador.....	62
9.5 Anexo E: Resultados del costo de inversión total de los dos casos.....	63
9.6 Anexo F: Flujo de caja para el caso de una planta de Ciclo a Gas con Subsidio No Afecto a impuestos.....	64

Lista de Tablas

Tabla 3.1: Reacciones químicas principales de un proceso de gasificación [23].	10
Tabla 3.2: Ventajas y desventajas de los FBG para la gasificación de combustibles sólidos. [25]...	13
Tabla 3.3: Principales modelos de unidades de operación. [33]	16
Tabla 4.1: Composición RSU y sus poderes caloríficos.	20
Tabla 4.2: Composición RSU y poder calorífico promedio.....	21
Tabla 4.3: Composición de RSU a utilizar en base húmeda (% peso) [47]	22
Tabla 4.4: Análisis elemental y proximal de los RSU a utilizar. [47].....	22
Tabla 5.1: Parámetros para determinar la conversión fraccional de RSU para el presecado.....	27
Tabla 5.2: Fracciones Místicas a la salida de la pirólisis y secado.....	29
Tabla 5.3: Resultados para la estequiometría de las reacciones de oxidación. Ver *	29
Tabla 5.4: Principales parámetros del análisis de sensibilidad	31
Tabla 5.5: Parámetros resultantes de la simulación en Aspen Plus.	35
Tabla 7.1: Cálculo de potencia de entrada al ciclo combinado.....	40
Tabla 7.2: Potencias a utilizar en el modelo de costos.....	41
Tabla 7.3: Flujos de masa a utilizar en el modelo de costos.	41
Tabla 7.4: Componentes del costo de inversión total [59].....	42
Tabla 7.5: Resultados de costos de inversión total.....	42
Tabla 7.6: Parámetros del costo operacional de transporte de RSU	43
Tabla 7.7: Resultados de costos operativos totales para ambos casos.	44
Tabla 7.8: Utilidades anuales provenientes de la venta de electricidad para ambos casos.	44
Tabla 7.9: Parámetros que definen el caso estándar.....	46
Tabla 7.10: Resultados para ambos casos en el caso estándar considerando que el subsidio no está afecto a impuestos.	46
Tabla 7.11: Resultados para la planta de ciclo a gas, variando el carácter impositivo del subsidio. .	46

Lista de Figuras

Figura 2.1: Generación de basura versus ingreso per cápita por países. [1]	4
Figura 2.2: Tratamiento de Disposición de RSU por tipo, 2018 [3].	5
Figura 2.3: Composición de los RSU valorizados, 2018 [3].	6
Figura 2.4: Economía circular en la gestión de residuos [11]	7
Figura 3.1: Tecnologías de valorización de RSU y sus productos [18].	9
Figura 3.2: BFBG (a), CFBG (b). [21].	12
Figura 3.3: Enerkem Alberta Biofuels, ubicada en Edmonton, Canadá [27].	14
Figura 3.4: Diagrama simplificado del sistema de gasificación Ebara Ube Process [26].	15
Figura 4.1: Composición de los RSDyA de la comuna de Concepción. [4]	19
Figura 4.2: Plásticos presentes en los RSU de la región metropolitana.	20
Figura 5.1: Diagrama de un BFBG que funciona con RSU [34]	25
Figura 5.2: Diagrama de flujos Aspen Plus.	26
Figura 5.3: Resultados del PCI, CGE y CCE al variar el ER.	33
Figura 5.4: Resultados de la temperatura del gasificador y las fracciones molares al variar ER.	33
Figura 5.5: Resultados para las fracciones molares en el syngas al variar V/RSU.	34
Figura 5.6: Resultados para el PCI del syngas y el CGE del gasificador al variar V/RSU.	35
Figura 6.1: Diagrama para el balance de energía de un gasificador.	37
Figura 7.1: Análisis de Sensibilidad en función del tamaño de planta para el caso de ciclo combinado con subsidio no afecto a impuesto.	48
Figura 7.2: Análisis de Sensibilidad en función del tamaño de planta para el caso de ciclo combinado con subsidio afecto a impuesto.	48
Figura 7.3: Análisis de Sensibilidad en función del tamaño de planta para el caso de ciclo combinado sin subsidio.	49
Figura 7.4: Análisis de Sensibilidad en función del tamaño de planta para el caso de ciclo a gas con subsidio no afecto a impuesto.	49
Figura 7.5: Análisis de Sensibilidad en función del tamaño de planta para el caso de ciclo a gas con subsidio afecto a impuesto.	50
Figura 7.6: Análisis de Sensibilidad en función del tamaño de planta para el caso de ciclo a gas sin subsidio.	50
Figura a.1: Análisis elemental, masa molar y fórmula química para cálculo de Aest	60
Figura a.2: Hoja de cálculo para el calor específico del gas de síntesis.	62

Figura a.3: Cálculo de balance de energía del gasificador.....	63
Figura a.4: Detalle de costos de compra de equipamiento.....	63
Figura a.5: Detalle de costos de pipping, eléctrico y obras civiles.	64
Figura a.6: Resultado del costo de inversión total para ambos casos.	64
Figura a.7.a: Flujo de caja para el caso de ciclo a gas con subsidio afecto a impuestos. Período 0-5.	65
Figura a.7.b: Flujo de caja para el caso de ciclo a gas con subsidio afecto a impuestos. Período 6-13.	65
Figura a.7.c: Flujo de caja para el caso de ciclo a gas con subsidio afecto a impuestos. Período 14-20.	66

Glosario

BFBG	:	Bubbling Fluid Bed Gasifier
CCE	:	Carbon Conversion Efficiency
CFBG	:	Circulating Fluid Bed Gasifier
CGE	:	Cold Gas Efficiency
DIA	:	Declaración de Impacto Ambiental
EIA	:	Estudio de Impacto Ambiental
ER	:	Equivalence Ratio
FBD	:	Fluid Bed Gasifier
FC	:	Fixed Carbon
GEI	:	Gases de Efecto Invernadero
IGCC	:	Integrated Gasification Combined Cycle
LHV	:	Low Heating Value
ONU	:	Organización de Naciones Unidas
PCI	:	Poder Calorífico Inferior
PCS	:	Poder Calorífico Superior
RAC	:	Relación Aire Combustible
REP	:	Responsabilidad Extendida del Productor
RSDyA	:	Residuos Sólidos Domiciliarios y Asimilables
RSU	:	Residuos Sólidos Urbanos
SEIA	:	Sistema de Evaluación de Impacto Ambiental
SEN	:	Sistema Eléctrico Nacional
TIR	:	Tasa Interna de Retorno
VAN	:	Valor Actual Neto
VM	:	Volatile Matter
WIG GTC	:	Waste Integrated Gasifier Gas Turbine Cycle
WIG GTCC	:	Waste Integrated Gasifier Gas Turbine Combined Cycle
WTE	:	Waste to Energy

CAPÍTULO 1: Introducción

1.1 Planteamiento del Problema

En el mundo se generan anualmente 2,01 billones de toneladas de residuos sólidos urbanos (RSU) aproximadamente, de los cuales se estima que al menos un tercio no es tratado de forma correcta. [1]

En Chile, según el octavo reporte del medio ambiente [2] en 2020 se generaron poco más de 18 millones de toneladas de residuos, de los cuales 96,7% corresponden a residuos no peligrosos. Los residuos no peligrosos, contemplan residuos industriales (50,8%), residuos sólidos urbanos (43,6%) y lodos provenientes de plantas de tratamiento de aguas servidas (2,4%) .

En la región del Biobío el año 2020 se generaron 575 mil toneladas de RSU de los cuales menos de un 1% fue valorizado [3]. Las 12 comunas de la provincia de Concepción representan cerca del 67% de la generación de RSU de la región del Biobío [4]. Los residuos generados por la totalidad de los habitantes de estas doce comunas se destinan a 2 sitios de disposición final, el Relleno Sanitario Copiulemu ubicado en la comuna de Florida y el Relleno Sanitario Cermarc ubicado en la comuna de Penco. En ambos rellenos sanitarios los RSU se someten principalmente a eliminación [5], aunque hay que considerar que ambos rellenos sanitarios tienen plantas de tratamiento de lixiviados y que Cermarc tiene una planta de biogás [6].

La eliminación de RSU que se produce en la provincia representa un mal manejo de residuos, se produce contaminación de suelos, emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) al verter los residuos y al trasladarlos con camiones por largas distancias y con una alta frecuencia, se generan focos infecciosos que se pueden propagar afectando a la salud pública, malos olores, entre otros [3]. En síntesis, se promueve la sobreexplotación de recursos naturales ya que los RSU que se eliminan representan una fuente de energía, estos tienen una composición energética que se puede aprovechar de diversas formas.

Se pueden identificar algunas formas de aprovechar energéticamente estos residuos. Se utiliza ampliamente la incineración o combustión de RSU, en estas plantas los RSU se utilizan como combustible, se incineran y se utiliza el calor generado en una caldera para evaporar agua y convertir la alta energía entálpica del vapor en energía eléctrica a través de una turbina y un generador. Por otro lado, se tiene la gasificación, la cual a diferencia de la combustión trabaja con deficiencia de aire [7], esto permite una combustión incompleta donde se genera CO y H_2 , que son componentes que pueden ser utilizados como combustible. Además de estos dos métodos, existe la posibilidad de generar biogás utilizando RSU como sustrato, tal como se ha mencionado anteriormente.

Como se ha visto, son variados los métodos existentes para valorar energéticamente los RSU. En este proyecto se abordará el uso de una planta de gasificación que utiliza un reactor de lecho fluidizado para ser aplicada en Concepción.

1.2 Objetivo General y Objetivos Específicos

1.2.1 Objetivo General

- Estudiar la viabilidad técnica y económica de la valorización energética de residuos sólidos urbanos en Concepción por medio de una planta de gasificación.

1.2.2 Objetivos Específicos

Los objetivos específicos que se abordarán en este proyecto son:

- Analizar el estado de la valorización energética de RSU en el mundo, en Chile y en Concepción.
- Modelar y simular el proceso de gasificación usando RSU como combustible.
- Analizar desde el punto de vista técnico y económico la propuesta de una planta de gasificación de RSU en Concepción.
- Comparar los resultados del análisis con la literatura, proponer mejoras y consideraciones.

1.3 Hipótesis

Hipótesis:

Es factible del punto de vista técnico, económico y ambiental valorizar energéticamente los residuos sólidos urbanos en Concepción mediante una planta de gasificación.

1.4 Metodología

- Se realiza una revisión de reportes actualizados relacionados con la valorización energética de los RSU en el mundo, poniendo especial énfasis en economías con un alto uso de tecnologías de conversión. Se contrastan estos casos con la realidad de Chile y de Concepción. Se aborda el principio de funcionamiento de la gasificación y de los reactores de lecho fluidizado en la literatura y luego se revisan casos de estudio o casos reales sobre el uso de un reactor de lecho fluidizado para una planta de gasificación en Concepción.
- Se desarrolla un modelo de los procesos que ocurren en un gasificador con el software Aspen Plus V10. Para esto se determina la composición y la cantidad de RSU en Concepción.
- Se evalúa la capacidad que tiene una planta de este tipo para ser implementada en Concepción. Esto es posible luego de realizar un análisis técnico y económico con la información obtenida anteriormente.
- Finalmente se comparan los resultados con casos de estudio o reales que se encuentren en la literatura, también se mencionan las recomendaciones u opciones de mejora que se han ido recopilando a lo largo del trabajo.

CAPÍTULO 2: Contexto

2.1 Contexto en el mundo

Un estimado de 2,01 billones de toneladas de RSU fueron generados en el mundo en 2016 y se espera que este número aumente hasta 3.40 billones para el año 2050 si el mundo sigue operando bajo las condiciones actuales [1]. Cerca de un 37% de los residuos en el mundo son derivados a algún tipo de relleno sanitario o controlado, un 33% es depositado en vertederos abiertos, un 19% se recicla o se usa como compostaje y un 11% es procesado en plantas de incineración [1]. Los países más desarrollados se caracterizan en procesar los residuos en rellenos sanitarios controlados, mientras que los países menos desarrollados utilizan los vertederos abiertos, los cuales son mucho más contaminantes [1], además, a medida que los países presentan mayores ingresos, la generación de residuos aumenta (Figura 2.1). Algunos países desarrollados como Alemania, Japón y Dinamarca utilizan la incineración de residuos como alternativa principal antes de la eliminación de estos en rellenos [1].

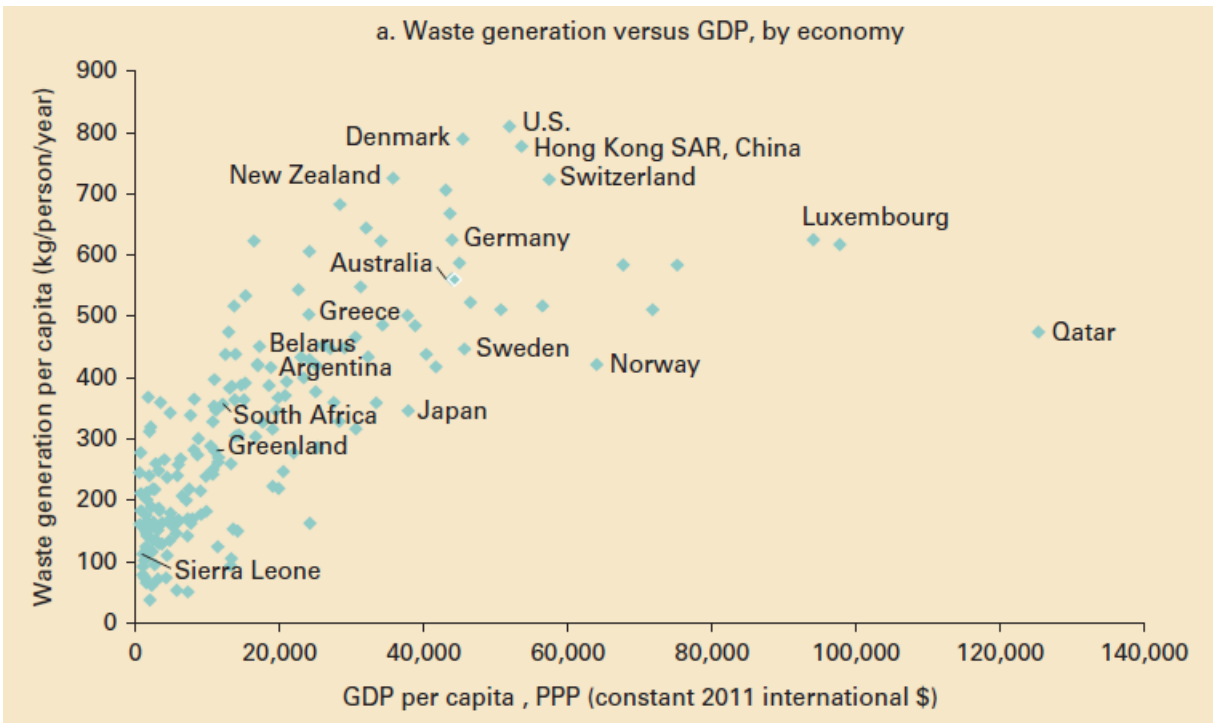


Figura 2.1: Generación de basura versus ingreso per cápita por países. [1]

2.2 Contexto en Chile, en la Región del Bio-Bío y en Concepción

En Chile, el 2018 se generaron 19,6 millones de toneladas de residuos, los residuos municipales per cápita por año fueron de 436 kg [3]. Un 97,3% corresponde a residuos no peligrosos, de los cuales, un 53,4% tiene origen industrial, un 41,7% corresponde a residuos sólidos municipales (RSU) y un 1,8% son lodos provenientes de plantas de tratamiento de aguas servidas [3]. Los residuos no peligrosos se destinaron en un 21,89% a la valorización, que incluye reutilización, reciclaje y valorización energética, los 78,11% restantes se destinaron a eliminación [3]. En la [Figura 2.2](#) se muestra la disposición de los RSU en Chile, de aquí se infiere que en Chile la disposición final de los residuos está controlada a través de rellenos sanitarios, sin embargo, aún hay una presencia no menor de vertederos abiertos que son los que presentan una mayor contaminación.

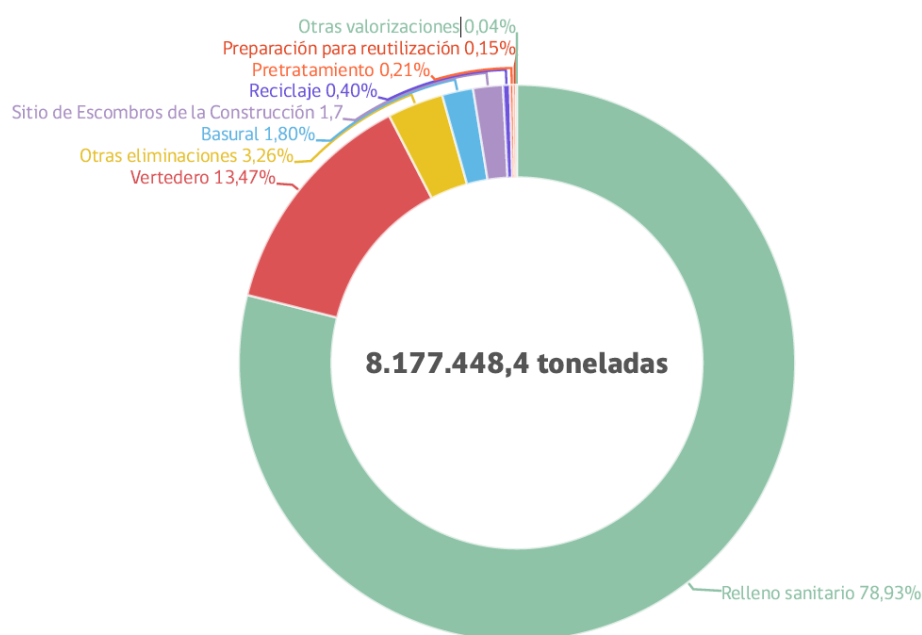


Figura 2.2: Tratamiento de Disposición de RSU por tipo, 2018 [3].

Con respecto a la valorización de RSU se reporta una cantidad muy baja de residuos dispuestos de esta forma, menor al 1%, los métodos principales de valorización de RSU son el reciclaje (45,85%) y el co-procesamiento (25,79%) [3]. La composición de los RSU valorizados en Chile en el año 2018 se muestra en la [Figura 2.3](#).

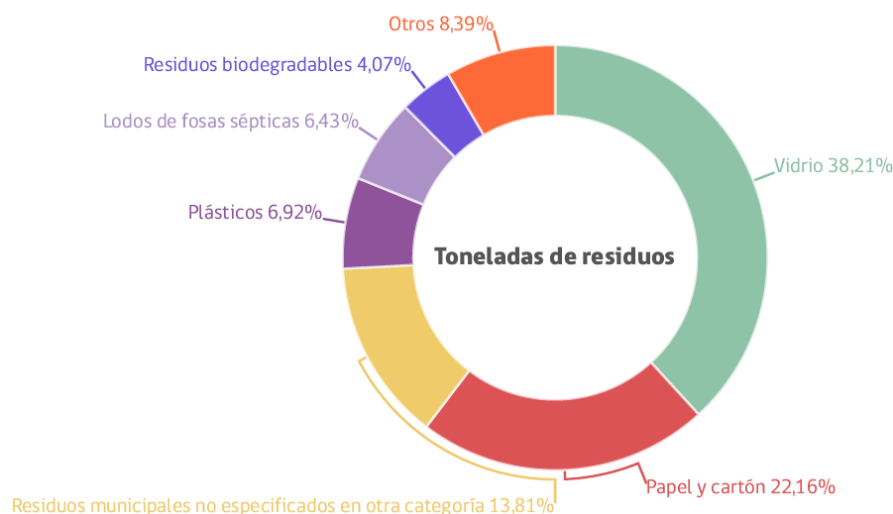


Figura 2.3: Composición de los RSU valorizados, 2018 [3].

La proporción de RSU recolectados y dispuestos adecuadamente a nivel nacional es de cerca de un 82%, en la región del BioBío esta proporción alcanza cerca de un 94%. En la región del BioBío los residuos no peligrosos son valorizados en un 30% y eliminados en un 70% [3], en este sentido, la región del BioBío presenta un mayor grado de valorización que la media, lo que tiene sentido considerando que esta es una región con un gran sector industrial y que los residuos industriales son los que tienen un mayor grado de valorización.

En la región del Biobío el año 2020 se generaron 575 mil toneladas de RSU de los cuales sólo un 0,2% fue valorizado. Las 12 comunas de la provincia de Concepción representan cerca del 67% de la generación de RSU de la región del Biobío. Los residuos generados por la totalidad de los habitantes de estas doce comunas se destinan a 2 sitios de disposición final, el Relleno Sanitario Copiulemu ubicado en la comuna de Florida y el Relleno Sanitario Cermarc ubicado en la comuna de Penco. En ambos rellenos sanitarios los RSU se someten a eliminación [5].

2.3 Gestión de Residuos

Para abordar la problemática de residuos se utiliza mucho el concepto de gestión integral de residuos sólidos, la gestión de residuos sólidos puede ser definida como la disciplina asociada al control de la generación, almacenamiento, recogida, transferencia y transporte, procesamiento y evacuación de residuos sólidos de una forma que armoniza con los mejores principios de la salud pública, de la economía, de la ingeniería, de la conversación, de la estética y de otras consideraciones ambientales, y que también responde a expectativas públicas [8]. Esta definición incluye una serie de objetivos, pero

dada la compleja realidad en la que estamos insertos, se requiere trabajar de una forma eficaz y ordenada para plantear soluciones adecuadas. Para conseguir este orden se utiliza una estrategia jerarquizada de gestión de residuos.

Hay un consenso general de parte de los organismos líderes en gestión de residuos de poner como primero en el orden de importancia a las 3R. Sin embargo, hay RSU que por su naturaleza y química no pueden ser gestionados por las 3R, los conocidos como fracción resto, para estos residuos se habla de dos alternativas de tratamiento, una es la de eliminarlos mediante rellenos sanitarios y la otra es valorizarlos energéticamente. La elección de valorizar energéticamente estos residuos de la fracción resto, es parte de una discusión que se está desarrollando en Chile. [9]

En Europa, de acuerdo con la directiva Europa [10] se priorizan las acciones para tratar los residuos según la siguiente jerarquía, [Figura 2.4](#):

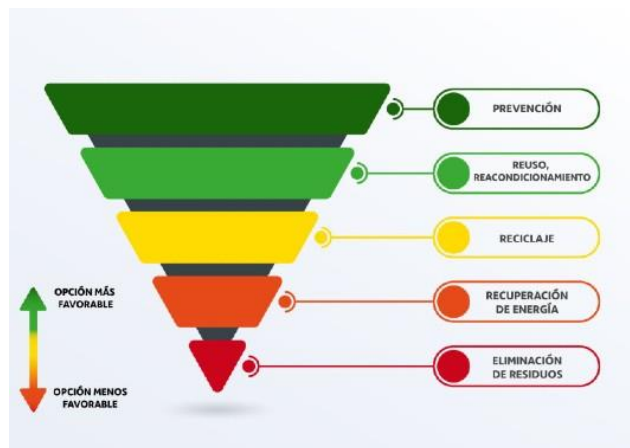


Figura 2.4: Economía circular en la gestión de residuos [11]

En la [Figura 2.4](#) se visualiza claramente como, según la Unión Europea, la recuperación energética de residuos es más conveniente que la eliminación de estos en rellenos sanitarios. Esto se explica porque los rellenos sanitarios son muy dañinos para el medio ambiente, fundamentalmente por tres razones: contaminan aguas subterráneas porque las membranas de impermeabilización se rompen, generan emisiones de metano y dióxido de carbono, alteran la alimentación de la fauna y el ciclo migratorio de las aves. Es importante recalcar que el metano es 80 veces más nocivo para el calentamiento global que el dióxido de carbono, y los rellenos sanitarios son su principal fuente. Es importante mencionar también que para la ONU la jerarquía de la gestión de residuos es equivalente a la de la directiva europea [8].

2.4 Consecuencias a la salud pública y el medio ambiente de una mala gestión de residuos.

En Chile se estima que aproximadamente el 82% de los RSU se deposita en lugares adecuados [3], generalmente estos lugares son los rellenos sanitarios, que deben cumplir una serie de consideraciones ambientales para poder mitigar su impacto ambiental. Estas consideraciones a grandes rasgos son: evitar la filtración de lixiviados, evitar la circulación de vectores de enfermedades e infecciones y mitigar la generación de GEI [3]. Los lixiviados son sustancias líquidas que circulan entre los residuos sólidos, este proceso también es llamado percolación. Estas sustancias arrastran parte de los compuestos presentes en el sólido que atraviesan, es un líquido de color amarillo o negro [12] y su filtración contamina las napas de agua, generando vectores sanitarios que pueden transmitir infecciones o enfermedades [3]. Los rellenos sanitarios deben emplear métodos de aislamiento para evitar el tránsito de lixiviados y permitir su canalización para un tratamiento posterior [13], sin embargo, un mal manejo o control de los rellenos sanitarios puede permitir que los lixiviados se infiltren y lleguen al agua subterránea [14]. Además de la contaminación de las napas subterráneas, los lixiviados alteran negativamente las propiedades geotécnicas del suelo [14].

Los rellenos sanitarios, vertederos y basurales también generan gases de efecto invernadero (GEI), principalmente metano y dióxido de carbono. Estos gases son producto de la degradación anaeróbica de la materia orgánica de los RSU [3]. A nivel mundial del total de emisiones de GEI, el sector de residuos contribuye con un 3,2% [3].

Cabe mencionar también otros tipos de contaminación como los malos olores y los vectores de enfermedades como moscas, cucarachas y ratones [3].

2.5 Marco Legal

A continuación, se mencionan algunas normas que regulan el tema de la valorización energética de RSU:

- Ley 19300: Es una ley sobre las bases generales del medio ambiente que menciona en el Artículo 10 que las plantas procesadoras de residuos deben someterse al sistema de evaluación de impacto ambiental [15].
- Ley 20920: También conocida como Ley REP, establece un marco para la gestión de residuos, la responsabilidad extendida del productor y el fomento al reciclaje. Cabe destacar que en el Artículo 4 se menciona lo siguiente: “Todo residuo potencialmente valorizable deberá ser destinado a tal fin evitando su eliminación” [16].

En resumen, un potencial proyecto para una planta de gasificación se debe someter al Sistema de Evaluación de Impacto Ambiental (SEIA) mediante la presentación según corresponda de una Declaración de Impacto Ambiental (DIA) o un Estudio de Impacto Ambiental (EIA). El hecho de que el proyecto requiera presentar una DIA o un EIA dependerá de si el proyecto genera o presenta a lo menos uno de los efectos, características o circunstancias establecidas en el Artículo 11 de la ley 19300 [17].

CAPÍTULO 3: Estado del Arte

3.1 Aprovechamiento energético de residuos (Waste to Energy)

Una potencial solución para afrontar el mal manejo de residuos es mediante el Waste to Energy (WTE), este es un concepto sobre el tratamiento de residuos que se enfoca en convertir los residuos en varias formas de energía [18]. En la [Figura 3.1](#) se muestra como los RSU se pueden procesar con tecnologías WTE para generar productos que se utilizan como fuentes de energía.

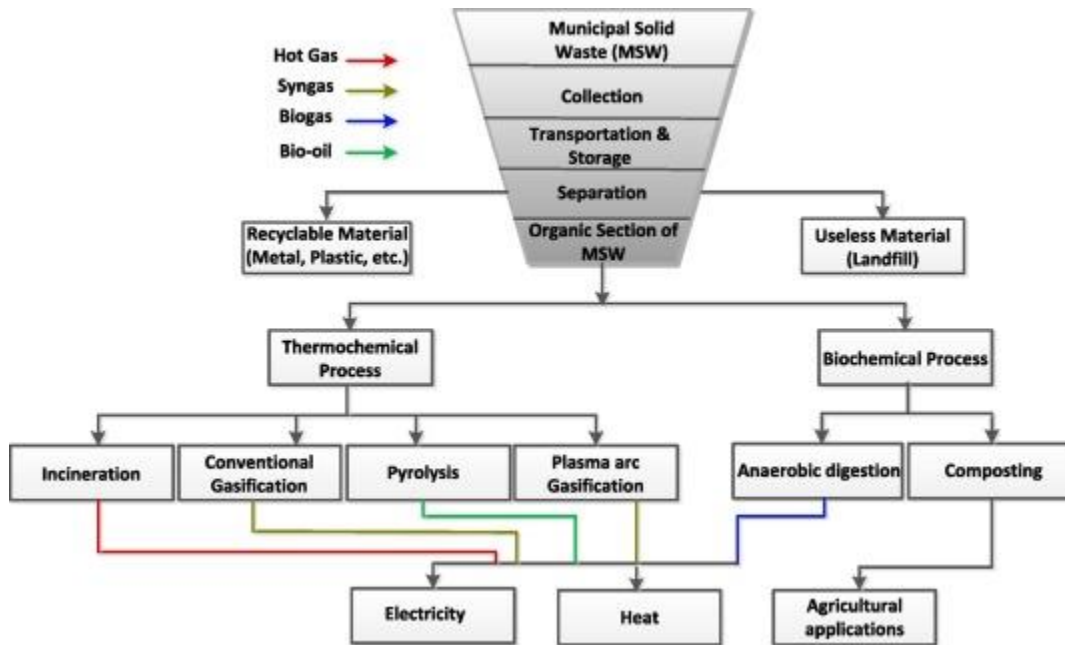


Figura 3.1: Tecnologías de valorización de RSU y sus productos [18].

Las tecnologías de valorización energética se pueden clasificar en dos tipos, las que utilizan procesos termoquímicos y las que utilizan procesos bioquímicos [18], este proyecto trata sobre el uso de la tecnología de gasificación para procesar los RSU, la cual como se muestra en la [Figura 3.1](#) tiene como principal producto el Syngas o gas de síntesis. El syngas se utiliza generalmente en un ciclo combinado con el gasificador integrado (IGCC), y se quema en un ciclo a gas para generar electricidad a través de un ciclo combinado [19].

Vale mencionar que el WTE está inserto en las actividades de valorización de residuos cuando se habla sobre la gestión integral de residuos, por lo tanto, es adecuado pensar en el uso de estas tecnologías antes de someter los residuos a eliminación [16].

3.2 Gasificación

La gasificación es el proceso de convertir sólidos carbonosos en un gas combustible (por ejemplo, una mezcla de H_2 , CO_2 , CH_4 y CO). En general, el objetivo es convertir estos gases en un combustible que puede ser integrado fácilmente en las tecnologías existentes. La gasificación involucra la reacción de un combustible, que puede ser RSU, con un agente de gasificación a temperaturas en el rango de $500 - 1000^\circ C$ [20]. El agente gasificante puede ser aire, oxígeno puro, vapor o una mezcla entre estos, también se puede utilizar dióxido de carbono como agente gasificante, pero es mucho menos frecuente su uso. La composición del gas producido depende mucho de la composición del agente gasificante [21]. Es muy extendido el uso de aire como agente gasificante ya que es económico y abundante, sin embargo, el gas producido en el reactor se diluye con el nitrógeno del aire y resulta un gas de bajo poder calorífico [21].

El combustible sólido que reacciona con el agente gasificante puede ser carbón, biomasa, RSU, coque [22].

3.2.1 Química de la Gasificación

La transformación de un combustible sólido en el gas producido mediante el proceso de gasificación requiere cientos de complejas reacciones. Es una compleja red de reacciones que está influenciada por las propiedades del combustible, el diseño del reactor, el agente de gasificación, la temperatura, presión del reactor y el tiempo de residencia [21].

Las principales reacciones químicas que ocurren en un proceso de gasificación se muestran en la [Tabla 3.1](#).

Tabla 3.1: Reacciones químicas principales de un proceso de gasificación [23].

Estequiometría	Entalpía de la reacción <i>kJ/mol</i>	Nombre	Número
$RSU \rightarrow char + tar + H_2O$ + gases livianos ($CO + CO_2 + H_2$ $+ CH_4 + C_2 + N_2 + \dots$)	Endotérmica	Desvolatilización de los RSU	R1
Combustión del char			
$C + \frac{1}{2} CO \rightarrow CO$	-111	Combustión parcial	R2
$C + O_2 \rightarrow CO_2$	-394	Combustión completa	R3
Gasificación del char			
$C + CO_2 \rightarrow 2 CO$	+173	Reacción de Boudouard	R4

$C + H_2O \rightarrow CO + H_2$	+131	Gasificación de vapor	R5
$C + 2 H_2 \rightarrow CH_4$	-75	Gasificación de hidrógeno	R6
Oxidación homogénea de volátiles			
$CO + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow CO_2$	-283	Oxidación de CO	R7
$H_2 + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow H_2O$	-242	Oxidación de hidrógeno	R8
$CH_4 + 2 O_2 \rightarrow H_2O$	-283	Oxidación de metano	R9
$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$	-41	Reacción de desplazamiento agua-gas	R10

Inicialmente las partículas del combustible, en este caso RSU, son secadas y desvolatilizadas (R1 de la [Tabla 3.1](#)), esto también es llamado pirólisis primaria, se desprenden partículas volátiles, char y alquitrán. Los gases livianos volátiles (R7-9) y el char (R2-3) se oxidan al reaccionar con el agente gasificante y finalmente el char puede ser gasificado por dióxido de carbono o vapor de agua (R4-6) [23]. El alquitrán por otro lado se puede someter a diferentes reacciones para transformarse en compuestos gaseosos, algunas de estas son: reformado en seco, reformado de vapor, hidrogenación, cracking thermal. Estas reacciones de conversión del alquitrán pueden utilizar como catalizador algunos sólidos que se adicionan al lecho (dolomita, olivino, etc.) [23].

Las reacciones exotérmicas como la combustión del char o la oxidación de los volátiles generados en la pirólisis primaria de los RSU generan el calor necesario para que se produzcan las reacciones endotérmicas (como la gasificación del char). De esta forma se genera el calor en los gasificadores autotérmicos, el calor requerido es obtenido mediante la oxidación parcial del combustible. Esto se logra mediante un control de la concentración del agente gasificante en el reactor con tal de que las reacciones de oxidación sean subestequiométricas [21].

Cabe mencionar que el char que se genera en los gasificadores no es carbón puro, es un sólido que consiste en gran medida de carbón, pero también de hidrógeno, oxígeno y otros elementos de cenizas que puede contener el combustible, en otras palabras, el tipo de char depende en gran medida del combustible que se utiliza y sus capacidades reactivas dependen de varios factores [21].

3.3 Reactor de lecho fluidizado

Este tipo de reactor se basa en el principio de funcionamiento de la fluidización, la fluidización es un proceso por el cual se hace que un lecho de partículas sólidas se comporte como un fluido. Esto se logra contrarrestando las fuerzas que hacen que las partículas se comporten de forma sólida, como la fuerza de gravedad y las fuerzas de superficie. Si se introduce aire en dirección ascendente para que impacte contra el lecho se puede contrarrestar la fuerza gravitacional y luego, los arreglos locales de partículas se romperían, seguido del rompimiento de los puentes de contacto, si es que existen. Cuando

todas las fuerzas estáticas entre las partículas desaparecen, el lecho sólido comienza a comportarse como un fluido [24].

La característica más importante del uso del lecho fluidizado en procesos industriales es la uniformidad de temperaturas [24]. Los reactores de lecho fluidizado (fluid bed gasifiers, FBD) son diseñados tomando como criterio la teoría de la dinámica de los fluidos ya que afecta en gran medida aspectos centrales del proceso como: la transferencia de calor y masa, la mezcla de partículas sólidas y gaseosas, los perfiles de temperatura axiales y radiales, los tiempos de residencia de los gases y los sólidos. Como consecuencia de esto, surgen variables de diseño como: tamaño y densidad de las partículas del lecho, velocidad de fluidización del gas, relación altura-diámetro del lecho, número y posición de los ingresos de combustible, etc. [25]

Existen varios tipos de FBD disponibles comercialmente para el uso en procesos de gasificación de sólidos. Lecho burbujeante (bubbling fluidized bed gasifier, BFBG), lecho circulante (circulating fluidized bed gasifier, CFBG), lecho internamente circulante, lecho en surtidor (spouted bed), lecho doble y otros. Pero todos se pueden clasificar dentro de los dos primeros, BFBGs y CFBGs [25].

En la [Figura 3.2](#) se muestra un esquema de los FBD de tipo BFBG y CFBG.

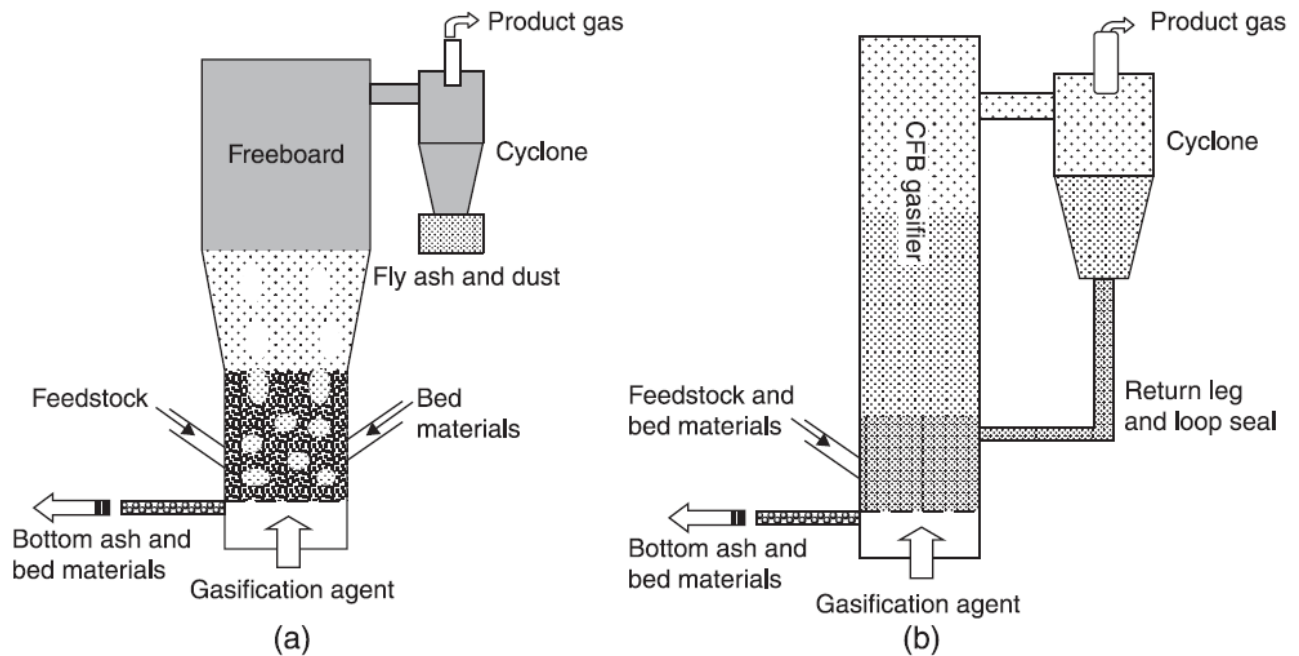


Figura 3.2: BFBG (a), CFBG (b). [21]

Según Arena [25], los reactores de lecho fluidizado para la gasificación de combustibles sólidos tienen las ventajas y desventajas mostradas en la [Tabla 3.2](#):

Tabla 3.2: Ventajas y desventajas de los FBG para la gasificación de combustibles sólidos. [25]

Ventajas potenciales de los FBGs	Desventajas potenciales de los FBGs
La mezcla rápida y eficiente de sólidos genera una condición isotérmica casi uniforme en el reactor lo que facilita los procesos de control, y la posibilidad de gasificar o co-gasificar combustibles distintos.	El tamaño de partículas del combustible tiene que cumplir requerimientos, idealmente partículas menores a 10 milímetros.
La transferencia de masa y calor es alta comparado con otro tipo de reactores, esto permite productos más uniformes y tiempos de residencia más cortos para un alto rango de temperaturas.	Los sólidos como el material del lecho, o algunos catalizadores son pulverizados y arrastrados por el gas
Son muy flexibles operacionalmente, pueden utilizar una amplia variedad de combustibles, también el uso de distintos agentes, temperaturas en el reactor, tiempos de residencia para el gas.	
La ausencia de partes móviles reduce el costo de mantención	
Se puede usar en escalas relativamente pequeñas a grandes	

3.4 Casos de Aplicaciones

A continuación, se mencionan algunos casos de aplicación de plantas relacionadas con el WTE que utilizan reactores de lecho fluido y combustible a base de residuos:

- Enerkem, Canadá: Fue la primera planta de conversión de residuos a biocombustible del mundo. La planta utiliza un reactor de lecho fluidizado burbujeante (BFBG) que opera a presiones superiores a 16 atm y entre un rango de temperaturas de 700 – 750° C. Tiene una capacidad de 100000 toneladas por día, y procesa residuos secos, el producto final de la planta es metanol y etanol [26].



Figura 3.3: Enerkem Alberta Biofuels, ubicada en Edmonton, Canadá [27].

- Ebara Ube Process, Japón: Consiste en una planta de gasificación que combina un reactor de lecho fluidizado de baja temperatura de Ebara Corporation, con un horno de alta temperatura fabricado por Ube Industries [28]. El proceso utiliza plásticos provenientes de RSU y otros residuos de alto poder calorífico como combustible, el poder calorífico de los RSU debe ser superior a 6 MJ/kg . El gas producido por la gasificación en el reactor de baja temperatura junto con alquitranes, partículas carbonosas y cenizas flotantes, entran al horno de alta temperatura, que consiste en un ciclón y una cámara de combustión. En este horno se descomponen los gases tóxicos como dioxinas y se funden las cenizas, en la parte inferior del horno se recupera la escoria fundida [26]. En la [Figura 3.4](#) se muestra este proceso simplificado donde figuran el reactor de lecho fluidizado y el horno de alta temperatura.

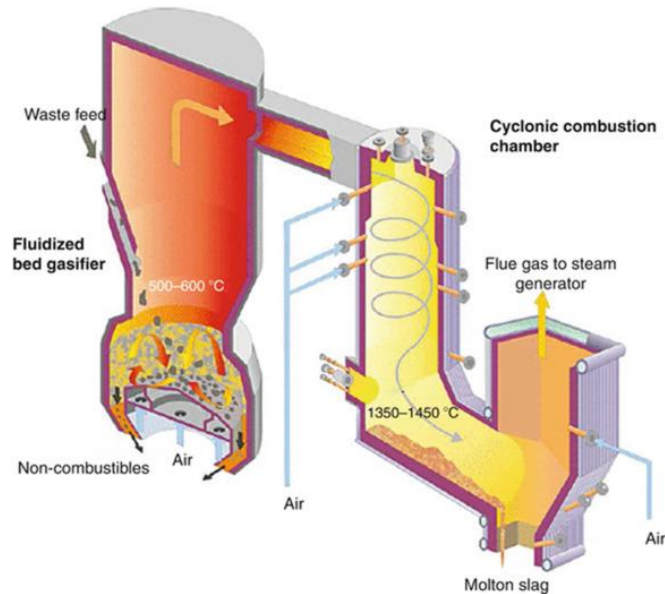


Figura 3.4: Diagrama simplificado del sistema de gasificación Ebara Ube Process [26]

3.5 Simulación del proceso de gasificación usando Aspen Plus

Aspen Plus es un software de simulación de ingeniería, que se utiliza para modelar una gran cantidad de procesos. Es ampliamente utilizado en la industria y en las universidades, para el modelamiento, diseño y simulación de procesos. También se utiliza ampliamente en el mundo académico [29]. Este software se ha utilizado un sin número de veces para simular el proceso de pirólisis y de gasificación de una gran variedad de combustibles.

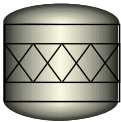




3.5.1 Ecuación de Estado

Las ecuaciones de estado en termodinámica describen el estado de agregación de la materia como una relación entre la presión, temperatura, volumen, entre otros [30]. El ejemplo más común de una ecuación de estado es la de los gases ideales, sin embargo, existen varias ecuaciones de estado, cada una de estas tiene sus consideraciones y condiciones de uso, por lo tanto, se debe elegir con cuidado la ecuación que permita modelar el problema planteado. Algunas de las ecuaciones de estado más usadas son: la ley de los gases ideales, la ecuación virial, la ecuación de Van Der Waals, la ecuación de Redlich-Kwong (RK), la ecuación de Soave-Redlich-Kwong (SRK), la ecuación de Peng-Robinson (PR), etc. [31] Para el modelamiento del proceso de gasificación de RSU del que trata este trabajo, se utiliza la ecuación de Peng Robinson dado que es la ecuación de estado más usada para sistemas de gas natural, esta ecuación de estado es una modificación de la ecuación de Van Der Waals y presenta los mejores resultados cuando la mezcla está en condiciones críticas [32].

3.5.2 Modelos de unidades de operación en Aspen Plus

A continuación, se ilustrarán algunos modelos de unidades de operación que contiene Aspen Plus, estos se utilizan para representar equipos reales que se encuentran en plantas de procesamiento, como intercambiadores de calor o reactores. En la [Tabla 3.3](#) se muestran las unidades usadas durante el modelamiento.

Tabla 3.3: Principales modelos de unidades de operación. [33]

Equipo	Nombre	Descripción
	RStoic	Usado para modelar el proceso de presecado. Se utiliza cuando la estequiometría de la conversión para cada reacción es conocida.
	RYield	Usado para modelar el proceso de pirólisis o desvolatilización. Se utiliza cuando se conoce la proporción de los productos de la reacción.
	RGibbs	Usado para modelar el proceso de oxidación y el de reducción. Se calcula la reacción utilizando el principio de minimización de la energía libre de Gibbs.
	Flash2	Se utiliza para separar el vapor de agua producto del reactor de presecado.
	Sep	Usado para separar los sólidos del gas de salida (syngas), se podría utilizar un ciclón.

Los reactores en Aspen Plus representan reactores reales que puede tener una planta industrial y se utilizan para modelar reacciones químicas, estos reciben corrientes (streams) que ingresan al reactor y se mezclan internamente, dentro del reactor se producen las reacciones químicas correspondientes y se tiene una corriente de salida. El tipo de reactor se elige en función de las variables que el usuario tenga de la reacción, como se ha mencionado en la [Tabla 3.3](#) [33]. Es común ver que se utilicen reactores tipo RGibbs para modelar las reacciones de oxidación y reducción en un gasificador

[34][35], aunque también es posible modelar las reacciones químicas usando la cinética de las reacciones, para esto es necesario contar con los coeficientes necesarios para incorporarlos en el Power Law Model o LHHV Model [36], [37]. No hay una forma aceptable de incorporar la cinética de las reacciones aún a la gasificación de RSU con constantes cinéticas, por lo que es preferible usar un reactor de equilibrio multifase basado en la minimización de la energía libre total de Gibbs [34], este reactor va a permitir encontrar la composición de equilibrio del gas de salida (syngas).

CAPÍTULO 4: Caracterización de los residuos sólidos urbanos en Concepción

En este capítulo se analizará la cantidad de RSU en Concepción y la composición de estos residuos. Una vez se tengan estos parámetros, el combustible queda caracterizado y se podrá utilizar la información para relacionarla con las tecnologías de valorización vistas y sus variaciones.

4.1 Cantidad de RSU

Como se mencionó en el Capítulo 1, en la región del Biobío el año 2020 se generaron 575 mil toneladas de RSU, las 12 comunas de la provincia de Concepción representan cerca del 67% de la generación de RSU de la región del Biobío, por lo tanto, en la provincia se generaron cerca de 384 mil toneladas de RSU el año 2020. Estos residuos municipales generados van a dos rellenos sanitarios, la gran mayoría es llevado a CEMARC. Según palabras del gerente general de CEMARC, ese relleno sanitario recibe 24 mil toneladas mensuales [6]. Suponiendo que esa cantidad corresponde a un promedio, anualmente (año 2021) el relleno sanitario estaría recibiendo cerca de 288 mil toneladas, lo que corresponde a un 75% de los residuos generados en la provincia. Se considerará como cantidad “nominal” para fines del proyecto 384 mil toneladas de RSU anuales o 32 mil mensuales o 1052 diarias, que corresponde a lo genera la provincia.

4.2 Composición de RSU

Los residuos sólidos urbanos se encuentran agrupados por componentes en las siguientes categorías: residuos orgánicos, papel y cartón, plásticos, vidrios, metales y otros residuos. La categoría otros residuos se refiere a residuos que están presentes en menor cantidad como: madera, textiles, gomas, cartón para bebidas (Tetrapak), higiénicos y peligrosos. De los residuos generados por la comuna de Concepción, un 24% corresponde a residuos reciclables. En la [Figura 4.1](#) se muestra la composición porcentual por componentes en la comuna de Concepción. [4]

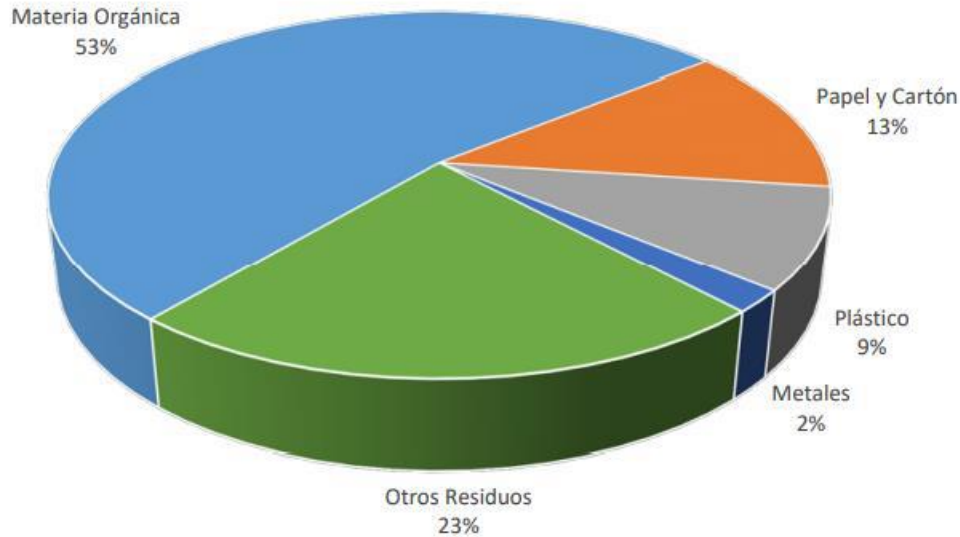


Figura 4.1: Composición de los RSDyA de la comuna de Concepción. [4]

Esta composición obtenida de la SUBDERE incluye una parte importante de residuos que no se pueden identificar correctamente, en específico, las categorías de “otros residuos” y “plásticos” entregan poca información dado que existen al menos 7 tipos de plásticos y muchos residuos en baja cantidad que conforman el apartado “pocos residuos”. Esta falta de información se corrige en el siguiente punto.

4.3 Caracterización energética de los RSU

Para caracterizar los residuos sólidos urbanos como combustible, se debe calcular el poder calorífico inferior (PCI) que tiene la mezcla que conforman los RSU. Para esto se utiliza el promedio ponderado del PCI de los compuestos que conforman la composición de RSU, en este caso se usará la información de la comuna de Concepción. Sin embargo, algunos compuestos que conforman los RSU tienen alta capacidad de reciclaje, como el vidrio y algunos plásticos. Con respecto a los plásticos, un estudio realizado por CONAMA de la composición de residuos del sector residencial de la región metropolitana determinó los diferentes tipos de plásticos que componen los plásticos contenidos en los residuos sólidos urbanos [38], la [Figura 4.2](#) muestra esta composición.

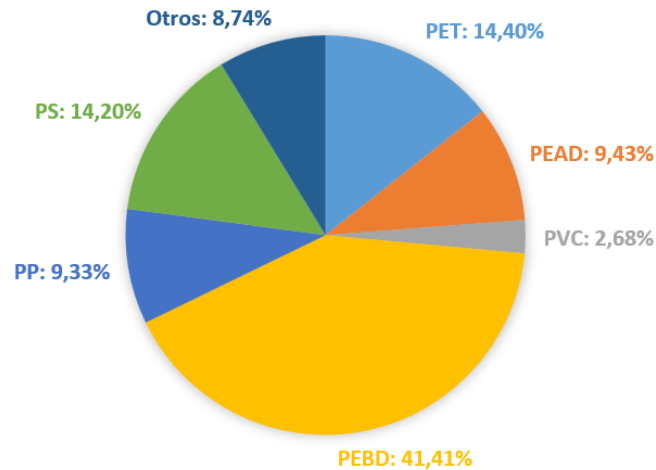


Figura 4.2: Plásticos presentes en los RSU de la región metropolitana.

De estos plásticos, el PET (tereftalato de polietileno) y el PEAD (polietileno de alta densidad) tienen una alta capacidad de ser reciclados, por lo que no se considerarán para la composición de RSU. Estos plásticos ocupan el número 1 y 2 respectivamente del código de identificación de resinas de la ASTM (American Society for Testing and Materials). El PET es un plástico abundante que se utiliza principalmente en botellas plásticas, es un plástico 100% reciclable y pese a que en Chile se recicla en baja cantidad, a partir de la entrada de vigencia de la Ley REP en 2018 se espera que la tasa de reciclaje del PET aumente sostenidamente [39]. Con respecto al polietileno de alta densidad (PEAD) este se utiliza en tuberías de agua, botellas, envases de aceite, etc.

Esta concentración de plásticos mostrada en la [Figura 4.2](#) y que se obtiene del estudio de CONAMA [38], se utilizará para caracterizar el apartado de plásticos que se obtiene de la comuna de Concepción a partir de la SUBDERE [4] y que fue mostrado en la [Figura 4.1](#). Además de esta información, se utilizarán los tipos de residuos obtenidos de CONAMA para detallar la categoría “otros residuos” que se ve en la [Figura 4.1](#). A pesar de que se quiere evaluar el recurso para la provincia de Concepción, al utilizar datos de la comuna de Concepción y complementarlos con datos de la Región Metropolitana con la metodología antes expuesta, se logra una buena aproximación de lo que sería la composición de RSU en la provincia de Concepción.

La composición de RSU se muestra en la [Tabla 4.1](#), se incluye la información del poder calorífico inferior (PCI) de los tipos de residuos, esta información fue obtenida de la literatura.

Tabla 4.1: Composición RSU y sus poderes caloríficos.

Tipo de Residuo	Composición (%)	PCI (kJ/kg)
Materia Orgánica	53	14359 [40]
Papel y Cartón	13	

Papel	9,80	12770 [40]
Cartón	3,20	15631 [40]
Total Plásticos	9	
PET	1,30	-
PEAD	0,85	-
PVC	0,24	20512 [41]
PEBD	3,73	38036 [42]
PP	0,84	43687 [43]
PS	1,28	40000 [44]
Otros plásticos	0,79	32777
Metales	2	0
Otros Residuos	23	
Madera	0,94	17811 [40]
Textiles	2,23	16556 [40]
Pañales y Celulosa	5,61	23170
Tetrapak	0,79	-
Vidrios	4,47	-
Otros	8,95	0

Como se ha mencionado anteriormente, el PET y el PEAD no se considerarán en la composición de RSU ya que son altamente reciclables. Otro residuo que no se considerará es el vidrio ya que este puede ser reciclado en un 100%, según Recupac [45], se estima que en Chile se alcanza una recolección de vidrio de 100.000 toneladas anuales, y está recolección crece anualmente a una tasa del 20%. Si dentro de la composición de RSU no se consideran estos tres residuos, lo que equivale a separar estos residuos del resto, la composición varía y se puede calcular el PCI que pondera cada residuo y el PCI de la mezcla de RSU. Esta información se muestra en la [Tabla 4.2](#).

Tabla 4.2: Composición RSU y poder calorífico promedio

Tipo de Residuo	Composición (%)	PCI (kJ/kg)	PCI ponderado (kJ/kg)
Materia Orgánica	57,00	14359	8185
Papel	10,58	12770	1351
Cartón	3,46	15631	541
PVC	0,26	20512	53
PEBD	4,03	38036	1533
PP	0,91	43687	398
PS	1,38	40000	552
Otros plásticos	0,85	32777	279
Metales	2,16	0	0
Madera	1,02	17811	182

Textiles	2,41	16556	399
Pañales y Celulosa	6,06	23170	1404
Otros	9,66	0	0
PCI de los RSU			14876

El resultado es un PCI de 14876 kJ/kg para los RSU de la provincia de Concepción, este valor se compara con valores de la literatura que incluyen los RSU de Israel con un PCI de 12890 kJ/kg y los RSU de Portugal con un PCI de 14400 kJ/kg [46]. Se verifica que se está dentro del orden de magnitud.

4.4 Caracterización de los RSU para el cálculo

La metodología de este trabajo se basa en generar resultados a través de la simulación del proceso en Aspen Plus, para utilizar estos resultados en un análisis técnico y económico. Sin embargo, para ingresar la caracterización del combustible a Aspen Plus se requiere el análisis elemental y proximal de estos. La obtención del análisis proximal y elemental de los RSU de Concepción escapa de los alcances de este proyecto, por lo tanto, se utiliza la caracterización de una muestra de RSU disponible en la literatura proveniente de Huizhou, de la provincia de Guangdong, en China [47]. La [Tabla 4.3](#) muestra la composición de estos RSU en base húmeda. La [Tabla 4.4](#) muestra el análisis elemental y proximal en base seca junto con la humedad.

Tabla 4.3: Composición de RSU a utilizar en base húmeda (% peso) [47]

Combustible						No Combustible		
Papel	Plástico	Cuero	Paños	Madera	Restos de Comida	Metal	Vidrio	Arena
11,55	10,71	23,95	11,09	0,75	38,00	0,10	0,00	3,85

Tabla 4.4: Análisis elemental y proximal de los RSU a utilizar. [47]

Análisis Elemental (% base seca)						Análisis Proximal (% base seca)			
C	H	O	N	S	Cl	VM	FC	Ash	Moisture
58,45	6,86	30,54	1,36	2,49	0,30	57,00	12,19	30,81	51,87

Con respecto a la [Tabla 4.4](#): VM quiere decir “volatile matter” o volátiles; Ash se refiere a la cantidad de cenizas y FC a “Fixed Carbon” o carbono fijo, que es la cantidad de carbono que queda en el combustible después de que se separan los volátiles. Estos tres parámetros deben sumar 100% dado que están en base seca. Finalmente, Moisture se refiere a la humedad que tienen los RSU.

Se puede verificar que la composición de RSU de la [Tabla 4.3](#) es similar a la de Concepción (ver [Tabla 4.2](#)) lo que sugiere que el análisis elemental y proximal pudieran ser muy similares. Si además se considera que el PCS de la muestra de China es de 15045 kJ/kg [34], que corresponde a los residuos que se han utilizado en la simulación, se puede observar que el orden de magnitud del poder calorífico es similar al que se ha calculado para Concepción en la [Tabla 4.2](#), el cual también ha confirmado estar dentro del orden de magnitud de otras muestras de RSU en otras ciudades del mundo, como se mencionó anteriormente.

Con este análisis se concluye la caracterización de RSU y se justifica su utilización en la simulación y en la parte restante del proyecto. En el próximo capítulo se realizará la simulación en Aspen Plus utilizando la caracterización de combustible como dato de entrada.

CAPÍTULO 5: Simulación del proceso de gasificación

Este capítulo trata sobre la simulación del proceso de gasificación de lecho fluidizado a partir de residuos sólidos urbanos utilizando el software de simulación de procesos, Aspen Plus, se modelará detalladamente este proceso. En la modelación, se incluirá un flujo másico de residuos sólidos urbanos de 300 toneladas por día. Este flujo másico se ha seleccionado porque está dentro del orden de magnitud que se maneja para plantas reales de este tipo [26].

Se estudiará la composición del gas de salida y cómo este varía en función de ciertos parámetros importantes como la razón de equivalencia (RE), la temperatura, la cantidad de humedad que se inyecta para favorecer las reacciones de reducción, entre otros.

A través de la simulación, se llega a una composición de syngas ideal, que maximiza la calidad del gas de salida y su poder calorífico inferior. Se encuentra un resultado que maximiza la eficiencia del gas frío (CGE) del gasificador. Estos resultados son los que se usan finalmente para llevar a cabo el análisis económico y técnico de una planta de valorización de residuos sólidos urbanos en Concepción. A través de la simulación en Aspen Plus, se busca obtener una comprensión más profunda de este proceso, de las variables que afectan la calidad del proceso.

5.1 Desacople del proceso de gasificación

El proceso de gasificación dentro del reactor o del gasificador, incluye los procesos de secado, desvolatilización o pirólisis, oxidación y reducción, tal como se ha mencionado previamente. Sin embargo, como los residuos sólidos urbanos presentan un alto nivel de humedad (30-50%) se requiere de un proceso de secado previo a la introducción de los RSU al gasificador, este proceso recibe el nombre de presecado y lo realiza un equipo externo como puede ser un tambor de secado. Este equipo reducirá la cantidad de humedad en el combustible desde un 51% hasta un 10% [48], [49]. En el caso de prescindir de este equipo externo de presecado, y realizar el secado dentro del reactor, el exceso de humedad hace que baje la calidad del gas de salida, dado que favorece la reacción de desplazamiento agua-gas (R10) que viene seguido de la reacción de gasificación de vapor (R5), esto hace que aumente la concentración de CO_2 y H_2 y disminuya considerablemente la concentración de CO en el gas de salida, disminuyendo drásticamente el PCI y haciendo que el proceso sea muy ineficiente.

Luego, el combustible con un 10% de humedad es llevado al reactor de gasificación o gasificador, donde ocurren una serie de reacciones dentro de un mismo equipo, el gas de salida pasa por un ciclón para desprender las cenizas que pueden quedar en él. La [Figura 5.1](#) muestra los procesos y reacciones que se dan en un gasificador de lecho fluidizado burbujeante (BFBG).

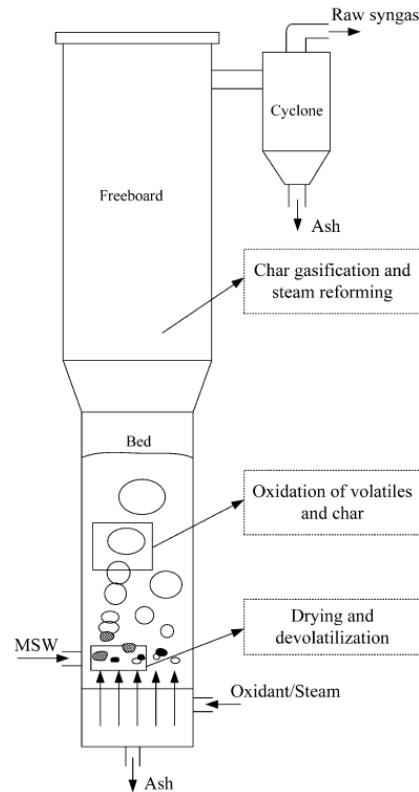


Figura 5.1: Diagrama de un BFBG que funciona con RSU [34]

En la [Figura 5.1](#) se muestra como en un gasificador van ocurriendo los procesos, los cuales se van a enumerar brevemente en 4 etapas, las cuales se van a describir con más detalle en las secciones siguientes:

- Secado y desvolatilización: Aquí se evapora el restante 10% de humedad que no se ha removido en el presecado y además los volátiles del combustible se separan del sólido, esta fracción de volátiles corresponde a la materia volátil (VM) del análisis proximal, que es la fracción del combustible que se quema fácilmente en presencia de oxígeno [50]. Como resultado se libera vapor de agua y el combustible se separa en sus componentes más simples.
- Oxidación: Ocurren las reacciones de oxidación en presencia de un flujo de aire (agente oxidante), la oxidación en un gasificador es subestequiométrica, lo que implica que al finalizar esta etapa hay presencia de CO y H_2 .
- Reducción: Ocurren las reacciones de reducción o de gasificación donde se produce CO , H_2 y CH_4 a partir de las reacciones R4, R5 y R6 principalmente.
- Se separan los sólidos del gas de salida (syngas) mediante un ciclón, principalmente se separa la ceniza y los residuos carbonosos.

5.2 Condiciones de Operación del Modelo

Para esta simulación la presión en todos los puntos es igual a la presión atmosférica, y la temperatura ambiente es de $25^{\circ}C$. Se considera en todas las reacciones al azufre y el cloro como inertes. Las cenizas también se consideran inertes y no participan en las reacciones. Los reactores se consideran isotérmicos, las reacciones están en equilibrio y el proceso está en estado estacionario. No se considera presencia de alquitranes para simplificar el modelo.

El calor necesario en el gasificador es suministrado por la combustión parcial de combustible, para lograr esto se debe inyectar aire en el gasificador y las reacciones de oxidación tienen lugar en el mismo volumen que las otras reacciones. Esto hace que el syngas tenga una fracción de nitrógeno y productos de la combustión como dióxido de carbono, lo anterior recibe el nombre de gasificación directa [51]. Se debe mencionar, que el presecado no es alimentado con calor proveniente del gasificador para efectos de la simulación.

5.3 Descripción del Modelo

En la [Figura 5.2](#) se muestra el diagrama de flujos de Aspen Plus. Se dará una descripción breve sobre algunas configuraciones y cálculos que se incluyen en la simulación.

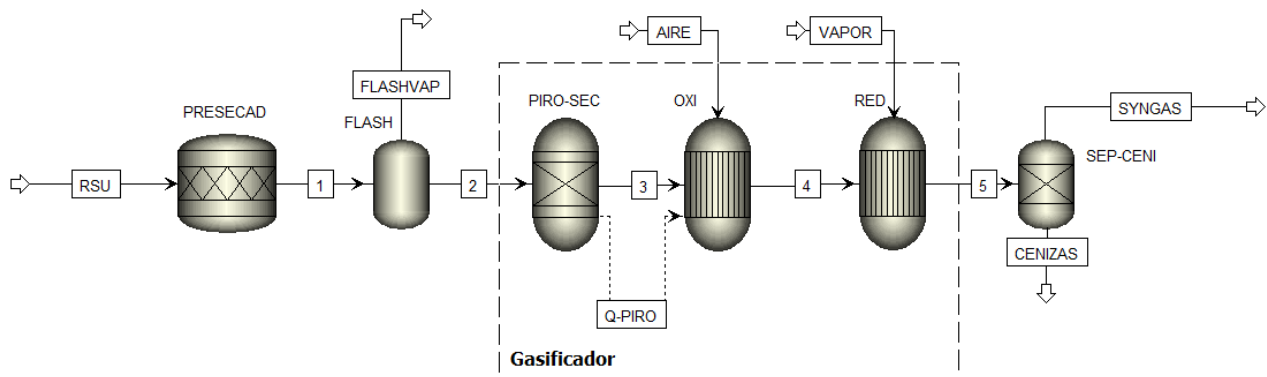


Figura 5.2: Diagrama de flujos Aspen Plus

Como se visualiza en la [Figura 5.2](#), los reactores de pirólisis, oxidación y reducción se encuentran insertos dentro de un cuadrado con líneas discontinuas, es porque estos 3 reactores representan al gasificador real. El presecado y el separador flash corresponden a un equipo adicional, en cuanto al separador de cenizas este representa a un ciclón.

5.3.1 Presecado

Esta etapa se modela con un reactor RStoic, el cual se muestra en la [Figura 5.2](#) como “PRESECAD”, aquí la humedad de los residuos sólidos urbanos se debe reducir antes de ingresar al gasificador, la humedad se reduce de 51,87% a 10%. Esto se realiza especificando la estequiometría de la reacción: en Aspen Plus los componentes no convencionales como los RSU tienen una masa molar igual a 1, por lo tanto, en la reacción 1 kg de RSU (reactante) reacciona para producir 1 kg de agua (producto), esto equivale a decir que 1 mol de RSU reacciona para producir 0,0555093 moles de agua (dado que la masa molar del agua es 18,015 g/mol). Esto se muestra en la siguiente ecuación:



Ahora, se debe especificar la fracción de la conversión, es decir, qué fracción de los RSU reacciona, este parámetro va a depender de la cantidad de humedad que tengan los RSU y la cantidad de humedad que se desea tengan luego del presecado. Se sabe que los RSU contienen una humedad de 51,87% y se desea que se sequen a un 10% de humedad, sin embargo, cada vez que se desee cambiar alguno de estos parámetros se debe calcular la fracción de la conversión nuevamente, esto ocurriría tanto si se quiere probar un combustible con otro porcentaje de humedad, o si se quiere presecar el combustible a un mayor o menor grado. Para prescindir de este paso, se crea un bloque de cálculo Fortran que calcula automáticamente la fracción de la conversión necesaria y la escribe en la configuración del reactor. En la [Tabla 5.1](#) se muestran los parámetros y sus valores en la configuración base.

$$\text{Fracconv} = \frac{\text{Moist1} - \text{Moist2}}{100 - \text{Moist2}} \quad (2)$$

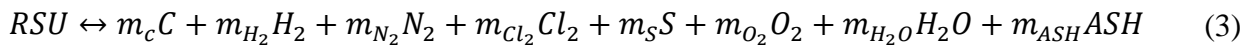
Tabla 5.1: Parámetros para determinar la conversión fraccional de RSU para el presecado.

Parámetro	Descripción	Valor
<i>Moist1</i>	Porcentaje de humedad entrante	51,87%
<i>Moist2</i>	Porcentaje de humedad en la salida	10%
<i>Fracconv</i>	Fracción de conversión	0,465

5.3.2 Pirólisis y Secado

Luego del paso anterior, el combustible con un 10% de humedad se ingresa a un separador flash (“FLASH” en la [Figura 5.2](#)), donde el vapor de agua que resulta del presecado es separado de la corriente que lleva el RSU. El combustible ingresa entonces a un reactor de pirólisis y secado (“PIRO-SEC” en la [Figura 5.2](#)), que en el programa corresponde a un RYield, este reactor realiza la decomposición de los RSU en sus componentes convencionales, además de evaporar el H_2O restante. Esto se hace porque en el programa los componentes no convencionales no combustionan, los componentes elementales son $C(s), H_2, N_2, Cl_2, S(s), O_2, H_2O$. Tanto el carbono como el azufre se modelan como sólidos convencionales (CISOLID).

Para realizar la decomposición se le debe dar la fracción másica de cada componente a la configuración del reactor, esta fracción másica se calcula a partir del análisis elemental del combustible. Sin embargo, el análisis elemental se muestra en base seca, es decir, con un 0% de humedad. Por lo tanto, hay que realizar un pequeño arreglo para introducir las fracciones másicas de cada componente considerando la humedad que tiene el combustible (10%). En el reactor ocurre la siguiente reacción química [35]:



Donde los m_i de la reacción corresponden a fracciones másicas, para calcular estas fracciones másicas se utiliza la siguiente ecuación:

$$m_i = \frac{RSU_i}{100} \cdot \frac{(100 - Moist2)}{100} \quad (4)$$

Donde RSU_i corresponde al porcentaje del elemento i en el análisis elemental, $Moist2$ equivale al porcentaje de humedad a la salida del presecado (10%). Para el caso de la fracción másica de H_2O es simplemente:

$$m_{H_2O} = \frac{Moist2}{100} \quad (5)$$

Estas ecuaciones se ingresan a un bloque de cálculo Fortran para que determine las fracciones másicas de los componentes mencionados en la reacción química, los resultados para el caso se muestran en la [Tabla 5.2](#):

Tabla 5.2: Fracciones Másicas a la salida de la pirólisis y secado.

Componente	Fracción Másica (%)
<i>Ash</i>	27,7
<i>C</i>	36,4
<i>H₂</i>	4,3
<i>N₂</i>	0,85
<i>Cl₂</i>	0,19
<i>S</i>	1,5
<i>O₂</i>	19,0
<i>H₂O</i>	10,0

5.3.3 Oxidación

Tanto las reacciones de oxidación como las de reducción son modeladas con un reactor RGibbs, este reactor calcula las reacciones basándose en el principio de la minimización de la energía libre de Gibbs. En el primer reactor, debe ingresar agente oxidante que es aire con un 79% de fracción molar de nitrógeno y un 21% de fracción molar de oxígeno. El agua en este reactor se considera como inerte, para poder simular de forma directa las reacciones de oxidación, ya sea parcial o completa. Es importante recalcar que el azufre y el cloro también son considerados inertes. Se trabaja con presión atmosférica y el calor generado por las reacciones de oxidación se utiliza para satisfacer la demanda energética del reactor de pirólisis. En este paso, es muy importante calcular el flujo de aire necesario para una combustión estequiométrica, dado que este es el parámetro más importante que hay que incluir en un análisis de sensibilidad para medir la eficiencia y la calidad de la gasificación. Se desea ingresar al gasificador una cantidad de aire tal que la reacción sea subestequiométrica y el gas de salida tenga una alta presencia de monóxido de carbono, hidrógeno y metano. La razón de equivalencia es un parámetro que permite estudiar esto, se define como:

$$ER = \frac{RAC}{RAC_{est}} \quad (6)$$

Donde RAC es la relación de aire/combustible y el RAC_{est} es la relación aire/combustible estequiométrica, la cual hace referencia a la mezcla de aire/combustible justa para generar la oxidación completa del combustible y obtener sólo productos como CO_2 , H_2O y N_2 . En la [Tabla 5.3](#) se muestran los resultados para este cálculo, sin embargo, el cálculo se detalla en el Anexo A.

Tabla 5.3: Resultados para la estequiometría de las reacciones de oxidación. Ver*

RAC_{est}	$5,34 \text{ kg}_{aire}/\text{kg}_{RSU}$
\dot{m}_{RSU}	$1,67 \text{ kg/s}$
$\dot{m}_{aire,est}$	$8,92 \text{ kg/s}$

* Estos valores consideran la mezcla de RSU que entra al reactor de oxidación, sin considerar el agua. Sin embargo, se podría considerar y el último parámetro no cambiaría.

Las reacciones de oxidación que se llevan a cabo en este reactor son las R2, R3, R7, R8 principalmente. Es importante mencionar que se han llevado investigaciones donde se incluyen las reacciones individuales y los calores de reacción en los reactores RGibbs, con resultados precisos [52]. Mediante esta forma los autores dicen poder ajustar de forma más precisa las fracciones molares de los compuestos que produce cada reactor, con resultados más realistas. Sin embargo, en esta simulación se trabajó calculando los equilibrios químicos y de fase e identificando posibles productos, llegando a resultados bastante cercanos a la literatura, lo cual se detallará más adelante. Esta configuración se ha utilizado para ambos reactores RGibbs.

5.3.4 Reducción

Los productos de la oxidación completa y parcial se dirigen a otro reactor RGibbs que se muestra en la [Figura 5.2](#) como “RED”. Este reactor tiene una configuración similar al de oxidación salvo que aquí el H_2O sí reacciona. También opera a 1 atm de presión como todo el sistema y tiene como compuestos inertes el azufre y el cloro. Las reacciones principales son la R4, R5 y R6. Se coloca una entrada de vapor de agua “VAPOR”, con la idea de visualizar a través de un análisis de sensibilidad con qué valor de vapor el syngas producido obtiene su máxima calidad. El ingreso de vapor se parametriza a través de una razón vapor/RSU (V/R) para mostrar los resultados en la calidad del gas de salida en función de este parámetro. Este parámetro se define como:

$$V/R = \frac{V}{1,15 \text{ kg/s}} \quad (7)$$

Este parámetro se variará entre 0 y 1, notar que el flujo másico de RSU correspondiente a $1,15 \text{ kg/s}$ es para los RSU sin humedad ni cenizas. Finalmente, se utiliza un separador de cenizas para obtener una salida de syngas limpia. En una planta real se utilizaría un ciclón para modelar, pero por simplicidad sólo se aplicó un separador.

5.4 Resultados del Modelo

El modelo se quiere simular para unas condiciones reales de una planta de gasificación, tal como se ha mencionado anteriormente. Por esta razón, el flujo másico de RSU que se trabaja es de 300 toneladas por día, lo que equivale a 3,47 kg/s . Este flujo corresponde a los RSU húmedos que tienen un porcentaje de humedad del 51,87%. Es importante mencionar que al gasificador entra un flujo másico de 1,86 kg/s .

Para analizar el desempeño del modelo se realiza un análisis de sensibilidad con dos parámetros, la razón de equivalencia (ER) y la razón de vapor/RSU (V/R). Es común que en trabajos similares se realice análisis de sensibilidad con otros parámetros como el porcentaje molar de oxígeno en el aire, la temperatura de gasificación, el contenido de humedad, entre otros. En este caso, la temperatura en el reactor viene controlada por la cantidad de aire que ingresa para el proceso de oxidación (ER), a medida que ingresa más aire, ocurren más reacciones de oxidación, las cuales al ser exotérmicas aumentan la temperatura del reactor de forma considerable. Con respecto al contenido de humedad, se ha decidido mantener este en 10% dado que en el mercado se encuentran varios equipos (secadores) que secan la humedad de la biomasa hasta ese grado [49], por lo tanto, se supone que no tiene sentido realizar análisis de sensibilidad de un parámetro sobre el que no se tiene mucho control.

Los principales parámetros de importancia que se observan son: la eficiencia del gas frío (CGE), la eficiencia de conversión de carbono (CCE), el poder calorífico inferior (PCI), la temperatura del gasificador (T_{gas}) y las fracciones molares de H_2 , CO , CH_4 , CO_2 . La [Tabla 5.4](#) resume estos parámetros:

Tabla 5.4: Principales parámetros del análisis de sensibilidad

Parámetro	Descripción
ER	Razón de equivalencia, para medir la estequiometría de la oxidación
V/R	Razón de vapor/combustible que ingresa al reactor de reducción
CGE	Eficiencia del gas frío o “cold gas efficiency”
CCE	Eficiencia de conversión de carbono o “carbon conversion efficiency”
PCI	Poder calorífico inferior
T_{gas}	Temperatura del Gasificador

5.4.1 Variación del ER

Se deja la razón V/R en 0 y se varía la entrada de aire desde 1 – 12 kg/s . Esto equivale a variar la ER entre 0,11 – 1,35. Se pretende mostrar los resultados de CGE, CCE, PCI, T_{gas} y la fracción molar de los componentes antes mencionados, sin embargo, es necesario definir antes algunos parámetros:

$$CGE = \frac{PCI_{syngas} \cdot \dot{m}_{syngas}}{PCI_{RSU} \cdot \dot{m}_{RSU}} \quad (8)$$

$$CCE = \frac{\text{contenido de carbono en el syngas} \cdot \dot{m}_{syngas}}{\text{contenido carbono en los RSU} \cdot \dot{m}_{RSU}} \quad (9)$$

$$PCI (MJ/Nm^3) = \frac{(CO \cdot 126,36 + H_2 \cdot 107,98 + CH_4 \cdot 358,18)}{1000} \quad (20)$$

Sobre la primera ecuación es importante mencionar lo siguiente: El PCI de syngas que se utiliza en la ecuación del CGE está en kilogramos, para esto se debe hacer un procedimiento para transformar el PCI de Nm^3 a kg , este cálculo está descrito en el Anexo B. El PCI de RSU que se utiliza es el que se obtiene de la literatura [34], está en base seca. El flujo másico de RSU es el que entra al gasificador, es decir, después pasar por el presecado. Sobre la segunda ecuación es importante mencionar que el CCE es un importante parámetro para los procesos de gasificación, lo ideal es llegar a una conversión del 100% del carbono en el combustible, sin embargo, en la realidad la CCE es menor que en la simulación, esto se debe a que hay algunas reacciones como la de Boudouard y la de gasificación de vapor que suceden demasiado lento para que sus productos alcancen el equilibrio antes de salir del reactor. Esto hace que se acumulen residuos carbonosos y alquitrán en la salida del reactor [53]. Sobre la ecuación para calcular el PCI de syngas, se debe mencionar que los parámetros CO , H_2 y CH_4 corresponden a fracciones molares.

En la [Figura 5.3](#) se muestra la variación del poder calorífico inferior (PCI), la eficiencia del gas frío (CGE) y la eficiencia en la conversión de carbono (CCE) al variar la razón de equivalencia (ER) desde 0 hasta 1,35.

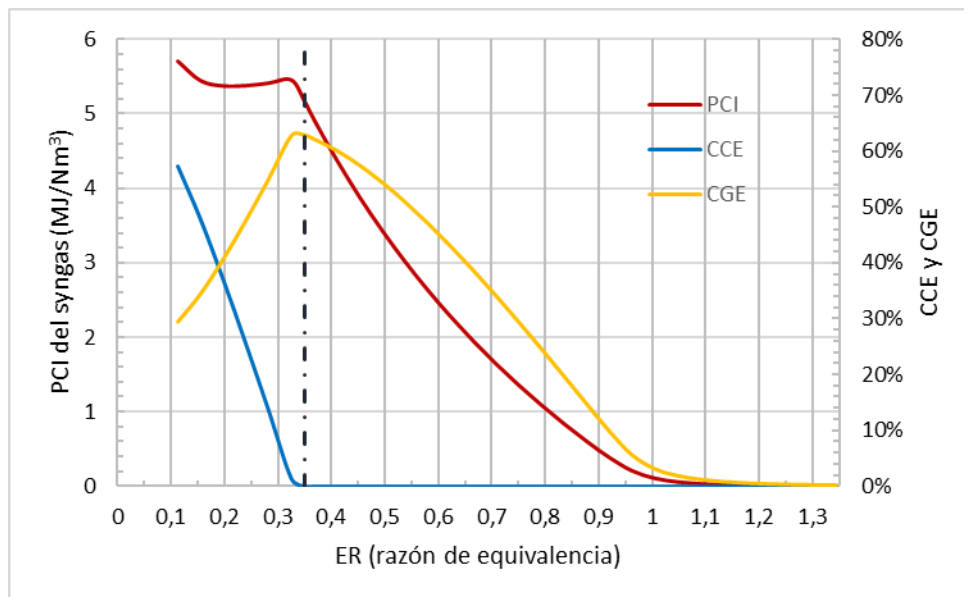


Figura 5.3: Resultados del PCI, CGE y CCE al variar el ER.

En la [Figura 5.3](#) se visualiza como los mejores resultados se dan para una razón de equivalencia de 0,35. Esta es una mezcla subestequiométrica que corresponde a un flujo de aire de 3,122 kg/s. A medida que aumenta el ER mayor cantidad de aire ingresa al reactor y se producen más reacciones de oxidación, el carbono sólido reacciona produciendo una oxidación completa o parcial y la concentración de carbono sólido en la salida (char y alquitranes) disminuye, es por esta razón que el principal parámetro que se modifica para aumentar la CCE es el ER [50]. Por otro lado, la CGE se maximiza también para un ER de 0,35. Este es el principal parámetro para medir la eficiencia de un gasificador, si bien el PCI es levemente mayor para un ER cercano a 0,1. El flujo másico de syngas con ese ER es muy bajo, dado que el ingreso de aire es bajo, es por esto por lo que el CGE no se maximiza hasta un ER de 0,35. En la [Figura 5.4](#) se muestra el efecto de la temperatura del gasificador y de las fracciones molares de H_2 , CO , CH_4 y CO_2 .

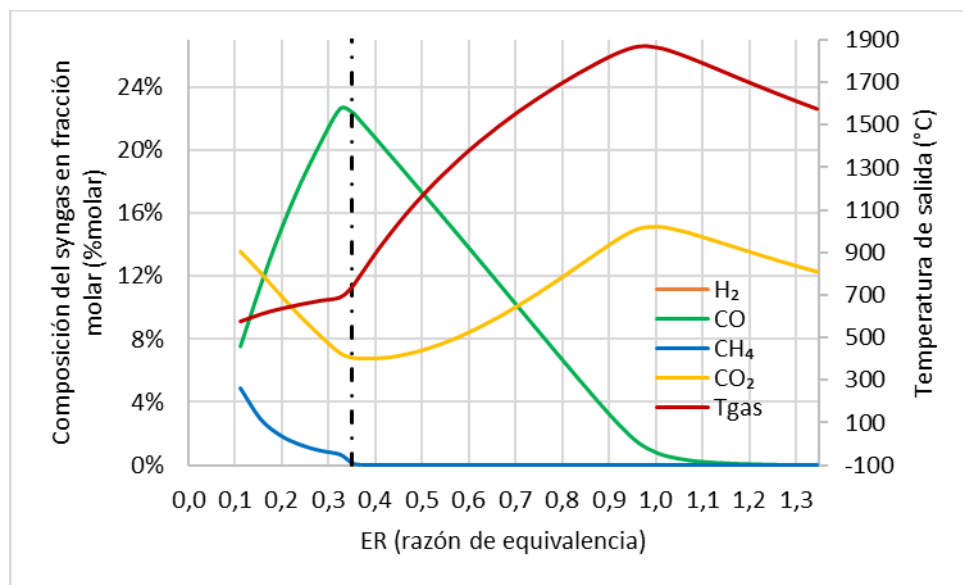


Figura 5.4: Resultados de la temperatura del gasificador y las fracciones molares al variar ER.

De la [Figura 5.4](#) se observa que el CO_2 muestra una leve disminución al aumentar ligeramente el ER, pero la tendencia es que este gas aumente la cantidad a medida que el ER aumente hasta un máximo con un ER cercano a 1, donde se supone que hay un mayor número de reacciones de combustión de C completas que producen CO_2 (R3). Siguiendo una lógica similar, la temperatura de gasificación sube al aumentar la ER dado que el número de reacciones de oxidación aumenta, las cuales son exotérmicas (R2, R3, R7, R8, R9). Por otro lado, la concentración de monóxido de carbono aumenta a medida que aumenta la ER hasta un máximo en 0,35. Finalmente, la concentración de H_2 disminuye en un inicio hasta un ER de 0,35 y luego vuelve a aumentar, es importante ver la diferencia entre la

tasa de aumento y disminución de la concentración de CO y la tasa de aumento y disminución de la concentración de H_2 . La ER que muestra mejores resultados se marca con una línea discontinua vertical negro y corresponde a 0,35.

5.4.2 Variación de la razón vapor/RSU

En el segundo reactor RGibbs que corresponde al de las reacciones de reducción, se realiza un análisis de sensibilidad variando la cantidad de vapor de agua que entra a este reactor, se parametriza la razón de flujo másico de vapor de agua con respecto al flujo másico de RSU, desde 0 hasta 1. Esto corresponde a un flujo de vapor de agua desde 0 hasta 1,15 kg/s . En la [Figura 5.5](#) se muestra como varía la concentración molar en el gas de salida de CO , H_2 y CO_2 .

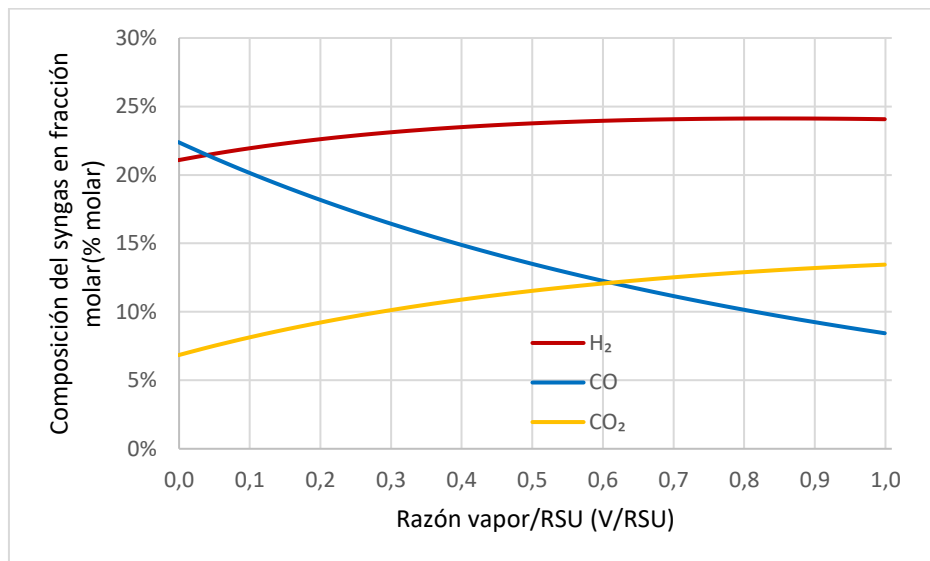


Figura 5.5: Resultados para las fracciones molares en el syngas al variar V/RSU.

Aquí se muestra como la concentración de H_2 aumenta levemente conforme se ingresa más vapor al reactor, mientras que concentración de CO baja con una intensidad levemente mayor, esto ocurre a la vez que la concentración de CO_2 aumenta rápidamente. Esto sucede porque al ingresar más vapor de agua se promueve la reacción de gasificación de vapor (R5) y luego se continua con la reacción de desplazamiento agua-gas (R10). En la simulación la reacción R5 no alcanza a ocurrir dado que no alcanza a ingresar carbono al reactor de reducción, por lo que la reacción R10 es la encargada de generar el efecto recién explicado. En la [Figura 5.6](#) se muestra como varía el PCI del syngas y la eficiencia del gas frío (CGE) al variar la razón V/RSU.

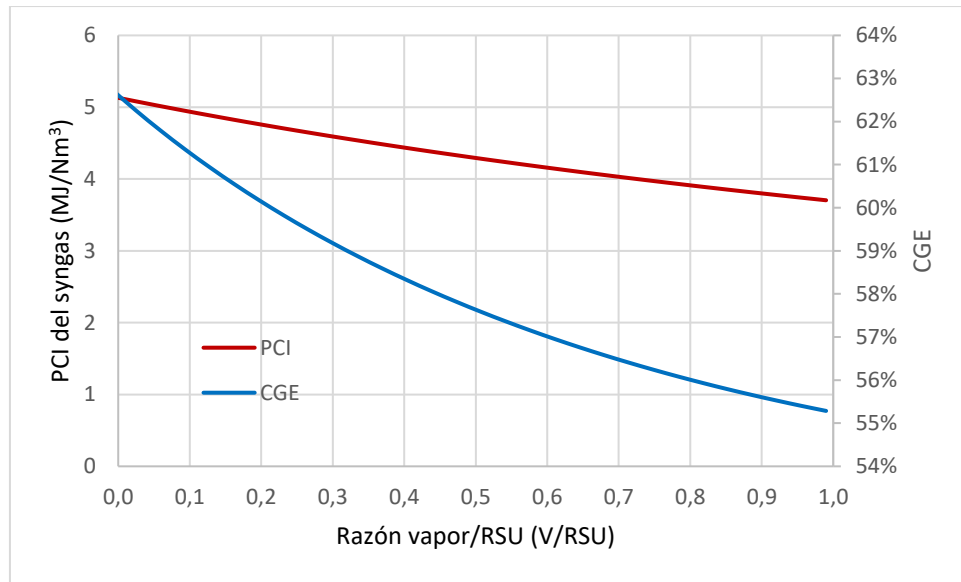


Figura 5.6: Resultados para el PCI del syngas y el CGE del gasificador al variar V/RSU.

En la [Figura 5.6](#) se puede observar que los valores ideales de PCI y CGE se encuentran para una inyección de vapor de 0 en el reactor de reducción. Si bien el H_2O debiese favorecer algunas reacciones de gasificación como las que se han mencionado, la explicación de que el PCI y el CGE no mejoran a medida que aumenta la razón V/RSU radica en que el combustible ya ingresa al gasificador con una humedad del 10%, este vapor de agua es suficiente para favorecer las reacciones de reducción necesarias.

5.4.3 Parámetros resultantes de la simulación

Como se ha mencionad, la simulación da resultados idóneos para una ER de 0,35 y una razón V/RSU de 0. Estos resultados, junto con algunos parámetros importantes del proceso se muestran en la [Tabla 5.5](#).

Tabla 5.5: Parámetros resultantes de la simulación en Aspen Plus.

Parámetro	Valor	Descripción
$\dot{m}_{RSU,húmedo}$	3,47 kg/s	Flujo másico de RSU que procesa la planta
$\dot{m}_{RSU,gasificador}$	1,86 kg/s	Flujo másico de RSU que entra al gasificador
$T_{estándar}$	25 °C	Temperatura estándar de la planta
$P_{estándar}$	1 atm	Presión estándar para todos los procesos
ER	0,35	ER ideal, a la cual se trabaja
V/RSU	0	V/RSU real a la cual se trabaja

$T_{presecado}$	150 °C	Temperatura a la salida del tambor de presecado
$T_{pirólisis}$	350 °C	Temperatura en el reactor de pirólisis.
$T_{oxidación}$	730 °C	Temperatura en el reactor de oxidación
$T_{reducción}$	735 °C	Temperatura del reactor de reducción y del syngas
PCI_{syngas}	5,15 MJ/Nm ³	PCI final del syngas
\dot{m}_{syngas}	4,43 kg/s	Flujo másico syngas de salida
CGE	62,8%	Eficiencia del gas frío gasificador
CCE	0%	Eficiencia en la conversión de carbón del gasificador
H_2 (%.mol)	21,08%	Fracción molar en el syngas
CO (%.mol)	22,39%	Fracción molar en el syngas
CH_4 (%.mol)	0,14%	Fracción molar en el syngas
CO_2 (%.mol)	6,84%	Fracción molar en el syngas

5.4.4 Comparación de los Resultados

Según una investigación de Arena [54] sobre la gasificación de combustibles derivados del tratamiento de residuos, la composición de H_2 y CO sigue una tendencia similar a la encontrada en esta simulación al variar la ER.

Según la modelación de Niu [34], los productos de salida, la eficiencia y las temperaturas del reactor muestran resultados similares a los de este trabajo.

CAPÍTULO 6: Diagrama y Balance del Reactor

6.1 Esquematización y balance del gasificador

En la [Figura 6.1](#) se muestra un esquema del gasificador considerando las entradas y salidas de masa. Se va a considerar que no entra vapor de agua, dado que la conclusión del modelo de Aspen demuestra que no es conveniente. Por una parte, es válido notar que si el gasificador de lecho fluidizado fuese del tipo circulante (CFBG), se tendría una salida no despreciable de la arena inerte o del material del lecho, por lo tanto, habría que considerar ese flujo másico como parte del diagrama. Sin embargo, por simplicidad, en este diagrama no se considera este efecto, por lo que este caso se asemeja más a un gasificador de lecho fluidizado burbujeante (BFBG), donde no se tiene una tasa de reposición de arena significativa. Por otro lado, se considera la salida de cenizas en el gasificador, aunque estas sean separadas en un equipo paralelo (el ciclón), dado que es correcto considerar esa salida en el volumen de control. Además, no se ha incorporado la potencia del ventilador que impulsa el aire de entrada al reactor a través de la placa distribuidora, esto dado que para calcular esta potencia es necesario dimensionar el reactor y determinar las pérdidas de carga [55].

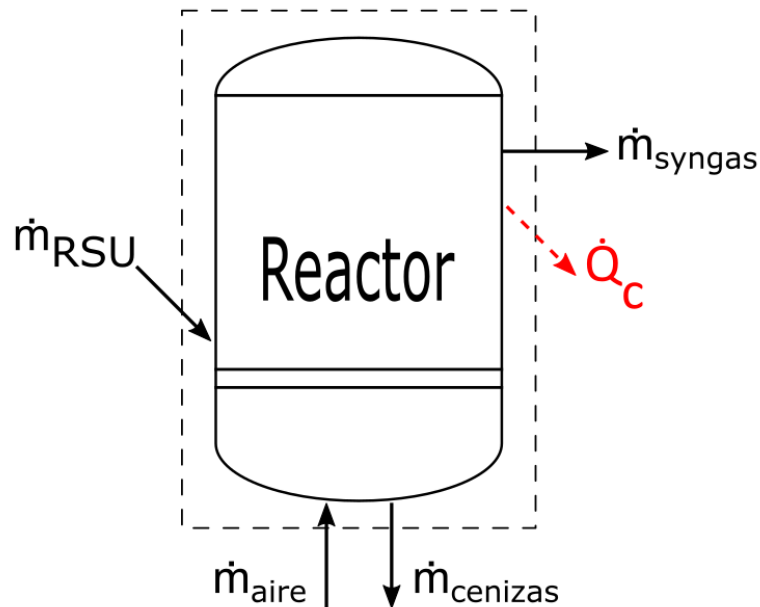


Figura 6.1: Diagrama para el balance de energía de un gasificador.

Para escribir el balance de energía, se considera que los RSU entran al gasificador a una temperatura de $150^\circ C$, el aire entra a una temperatura de $25^\circ C$. En el caso de los RSU se debe considerar también el calor latente con el que ingresan al gasificador, ya que su temperatura es mayor a la estándar. En la salida se tiene de igual forma que considerar el calor latente de los gases de síntesis, además de su

PCI. También se considera el calor latente de las cenizas. A continuación, se muestra el balance de energía del gasificador:

$$\sum \text{Energía}_{\text{entrada}} = \sum \text{Energía}_{\text{salida}} \quad (31)$$

$$\begin{aligned} \Leftrightarrow \dot{m}_{RSU} \cdot PCI_{RSU} + \dot{m}_{RSU} \cdot c_{p,RSU} \cdot (T_{RSU} - T^0) + \dot{m}_{\text{aire}} \cdot c_{p,\text{aire}} \cdot (T_{\text{aire}} - T^0) \\ = \dot{m}_{\text{syngas}} \cdot PCI_{\text{syngas}} + \dot{m}_{\text{syngas}} \cdot c_{p,\text{syngas}} \cdot (T_{\text{syngas}} - T^0) + \dot{m}_{\text{cenizas}} \\ \cdot c_{p,\text{cenizas}} \cdot (T_{\text{cenizas}} - T^0) + \dot{Q}_c \end{aligned} \quad (42)$$

De aquí: T^0 corresponde a la temperatura estándar que se fijará en 15° . Además, hay que considerar que las temperaturas del syngas y de las cenizas son iguales y se pueden escribir como $T_2 = T_{\text{syngas}} = T_{\text{cenizas}} = 735^\circ\text{C} = 1008 \text{ K}$. El calor específico de las cenizas se puede calcular con la correlación encontrada por Richardson [56], que trata sobre la siguiente ecuación cuadrática, donde la temperatura es la absoluta:

$$c_{\text{cenizas}} \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \right] = 0,1912 + 2,238 \cdot 10^{-3}T - 1,464 \cdot 10^{-6}T^2 = 0,96 \quad (53)$$

Para el cálculo del calor específico del gas de síntesis se calcula el calor específico de los gases que componen el gas de síntesis utilizando los coeficientes polinomiales de la forma $c_p = a + bT + cT^2 + dT$ [57]³. Luego se pondera adecuadamente el calor específico de cada compuesto según la fracción másica que este ocupa en la composición del gas de síntesis y se llega a que el calor específico del gas de síntesis corresponde a: $c_{p,\text{syngas}} = 1,402 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$. Este cálculo se expone con detalle en el Anexo C.

El calor específico del aire a presión atmosférica y a 25°C es de $1,007 \text{ kJ}/\text{kgK}$. El calor específico faltante es el del RSU, este es obtenido de la literatura en base a una investigación realizada en un relleno sanitario de la ciudad de Gyál, Hungría [58], es de $1,8 \text{ kJ}/\text{kgK}$. A partir de aquí, el único parámetro faltante es el calor que se pierde al ambiente (\dot{Q}_c).

Si se consideran estos valores de los calores específicos, además de las temperaturas y flujos másicos resultantes en la simulación y luego se despeja \dot{Q}_c , se puede verificar que \dot{Q}_c , que representa las pérdidas de calor del reactor, adquiere valores normales de pérdidas para un reactor es este tipo, cercanos al 13% del calor de entrada del combustible. Este cálculo es expuesto en el Anexo D.

CAPÍTULO 7: Análisis Económico

Para el análisis económico se toman dos casos de proyecto, el primero corresponde a una planta de gasificación que continúa con un ciclo combinado de generación de energía (WIG-GTCC). El segundo corresponde a una planta de gasificación que incorpora sólo el ciclo a gas para la generación de energía (WIG-GTC).

La metodología para determinar los costos de inversión, costos de operación y utilidades de una planta de gasificación es la expuesta por Caputo [59]. Luego se comparan los resultados de ambos perfiles de proyecto, se nombran algunas consideraciones y conclusiones.

7.1 Modelo de Costos

El modelo de costos que se ha utilizado separa los costos de inversión total (CIT) de los costos operacionales totales (COT)

7.1.1 Costos de Inversión Total

Los costos de inversión total (CIT) se dividen a su vez en costos directos (CD) y costos indirectos (CI). Los costos directos a su vez se dividen en costos de compra de equipamiento (CDE), pipping (P), costos de electricidad (E), costos de obras civiles (OC), costos de instalación directa (CID), costos de servicios auxiliares (SA) y costos de preparación del sitio e instrumentación (PSI). Los costos indirectos (CI) se dividen a su vez en costos de ingeniería (CIG) y costos de “start-up” (SU). Todos los costos serán llevados a unidades de (USD/año). Este detalle es expuesto en las siguientes tres ecuaciones:

$$CIT = CD + CI \quad (64)$$

$$CD = CDE + P + E + OC + CID + SA + PSI \quad (75)$$

$$CI = CIG + SU \quad (86)$$

Para la determinación de los costos de compra de equipamiento, de pipping, de electricidad y de obras civiles se utiliza la correlación propuesta por Caputo [59], la cual subdivide estos costos en varios ítems y luego los suma, siguiendo la forma siguiente:

$$CDE, P, E, OC = \sum_{i=1}^n aS^b \quad (97)$$

Donde n es el número de equipamientos, a y b son coeficientes específicos únicos para cada equipamiento y S es un parámetro que caracteriza a cada equipamiento. Los S son: la potencia neta de la planta W_{ne} (MW), la potencia generada en el ciclo a vapor W_{st} (MW), la potencia generada en el ciclo a gas W_{gt} (kW), el flujo másico de RSU que entra al gasificador en base seca $M_{G/CC}$ (kg/h) y el flujo de vapor producido en el ciclo de vapor M_{HRSG} kg/h.

Para calcular estas potencias se debe calcular primero la potencia de entrada al ciclo combinado (P_{syngas}), la cual incorpora el flujo másico por el poder calorífico del gas además del calor latente del gas. La [Tabla 7.1](#) muestra los resultados, la ecuación utilizada es la siguiente.

$$P_{syngas} = \dot{m}_{syngas} \cdot PCI_{syngas} + \dot{m}_{syngas} \cdot c_{p,syngas} \cdot T_{syngas} \quad (108)$$

Tabla 7.1: Cálculo de potencia de entrada al ciclo combinado.

\dot{m}_{syngas} (kg/s)	4,43
T_{syngas} (K)	1008
PCI_{syngas} (kJ/kg)	3951
$c_{p,syngas}$ (kJ/kgK)	1,402
$Potencia_{syngas}$ (kJ)	23764
$Potencia_{syngas}$ (MJ)	23,764

Una vez que se tiene la potencia de entrada, se calcula la potencia de la turbina a gas, utilizando una eficiencia del ciclo a gas de 25,7% [60]. La potencia del ciclo de vapor se calcula manteniendo una proporción típica de W_{st}/W_{gt} de 25,30% [60]. La potencia neta equivale a la suma de la potencia del ciclo a gas y del ciclo Rankine: $W_{ne} = W_{gt} + W_{st}$, el detalle de este cálculo de muestra en la [Tabla 7.2](#). Por otro lado, el flujo másico de RSU que entra al gasificador ($M_{G/CC}$) es un dato que se tiene, el flujo másico de vapor en el ciclo Rankine se obtiene manteniendo la proporción de flujo másico en el ciclo a gas con respecto a flujo másico en el ciclo Rankine $M_{HRSG}/\dot{m}_{gas} = 10,7\%$ obtenida de Blanco [60]. El flujo másico en el ciclo de gas se obtiene de forma similar, se ve que la proporción de flujo de syngas que entra al ciclo de gas con respecto a flujo de aire que entrada al ciclo de gas de Blanco [60] es de 15,6%, si se mantiene esta proporción considerando el flujo másico de syngas de este trabajo, se obtiene el flujo de aire proporcional. El flujo másico de gas en el ciclo de gas se calcula

como sigue: $\dot{m}_{gas} = \dot{m}_{syngas} + \dot{m}_{aire,CG}$. En la [Tabla 7.3](#) se muestran los resultados de este cálculo. Los parámetros que se utilizan en el modelo directamente en la [Tabla 7.2](#) y [Tabla 7.3](#) están resaltados en negrita.

Tabla 7.2: Potencias a utilizar en el modelo de costos.

W_{st}/W_{gt}	25,30%
W_{gt} (kW)	6107
W_{st} (kW)	1545
W_{ne} (kW)	7653
W_{st} (MW)	1,545
W_{ne} (MW)	7,653

Tabla 7.3: Flujos de masa a utilizar en el modelo de costos.

M_{HRSG} (kg/h)(ref.)	25740
\dot{m}_{gas} (kg/s)(ref.)	66,92
\dot{m}_{gas} (kg/h)(ref.)	240912
M_{HRSG}/\dot{m}_{gas}	10,7%
\dot{m}_{gas} (kg/s)	32,87
\dot{m}_{gas} (kg/h)	118319
M_{HRSG} (kg/h)	12642
$M_{G/CC}$ (kg/h)	6026

El parámetro a de la correlación expuesta por Caputo [59] debe ser corregido por la inflación dado que el dato es del año 2005. Para esto se usa el índice CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Index), se utiliza un $CEPCI_{2005} = 468,2$ y $CEPCI_{2023,AGOSTO} = 798,7$ de esta forma se corrige el coeficiente a según la siguiente ecuación:

$$a_{corregido} = a \cdot \frac{CEPCI_{2023,AGOSTO}}{CEPCI_{2005}} = a \cdot 1,71 \quad (119)$$

Además, se convierten los valores de euro a dólar utilizando la razón $EUR/USD = 1,10$. Para calcular los costos del caso 2 de la planta, el cual prescinde del ciclo Rankine, se omiten los costos asociados a la potencia del ciclo Rankine (W_{st}) y los costos asociados al flujo de vapor (M_{HRSG}), además, se ajusta la potencia neta (W_{ne}) para que esta no considere la contribución de la potencia del ciclo de

vapor. Los otros parámetros del costo de inversión total se calculan en función del costo de compra de equipos (CDE), según la [Tabla 7.4](#).

Tabla 7.4: Componentes del costo de inversión total [59].

Tipo de Costo	Factor
CDE Total	A
P	B
E	C
OC	D
CID	$E = 0,30 A$
SA	$F = 0,15A$
PSI	$G = 0,20 A$
CD Totales	$CD = A + B + C + D + E + F + G = 1,65 A + B + C + D$
CIG	$H = 0,12A$
SU	$I = 0,10A$
CI Totales	$H + I = 0,22A$
CIT	$CIT = CD + CI = 1,87A + B + C + D$

Con lo expuesto se puede calcular el costo de inversión total para una planta, para los dos perfiles de proyecto. Este cálculo se muestra con más detalle en el Anexo E, el resultado se muestra en la [Tabla 7.5](#).

Tabla 7.5: Resultados de costos de inversión total

$CIT_{CICLO,COMBINADO}$ (USD)	\$ 110.375.393
$CIT_{CICLO,GAS}$ (USD)	\$ 54.159.711

7.1.2 Costos Operacionales Totales

Los costos operacionales se repiten en cada periodo del análisis económico, en particular, los periodos son de un año. Los costos operacionales totales (COT) se dividen en 6 tipos de costos, los costos laborales (CL), costos del transporte de cenizas (TC), costos de la remoción de cenizas (RC), costos de transporte de residuos (TR), costos de mantenimiento (M) y costos de seguros y generales (SG). Cada uno de estos tiene las unidades de $USD/año$. Lo anterior se explica con la siguiente ecuación.

$$COT = CL + TC + RC + TR + M + SG \quad (20)$$

Los costos laborales resultan del producto de la remuneración del personal (C_p) y el número de empleados que trabajan anualmente (n), según: $CL = C_p \cdot n$. La remuneración es de \$ 13.830 USD/año y el número de empleados que trabaja anualmente es de $n_{cc} = 15$ y $n_{cg} = 12$. Esto da un resultado de $CL_{cc} = \$ 207.450 \text{ USD/año}$ y $CL_{cg} = \$ 165.960 \text{ USD/año}$. Notar que los subíndices se refieren a ciclo combinado (cc) y ciclo a gas (cg).

Los costos del transporte de cenizas (TC) resultan del producto del costo específico de transporte de ceniza (CTC) y la masa de cenizas anuales (M_c), según: $TC = CTC \cdot M_c$. Se asume un CTC de 62 USD/ton [59] y $M_c = 0,154 \cdot M_r$, donde M_r es la cantidad anual de residuos procesados por la planta ($M_r = 87555 \text{ ton/año}$) y el coeficiente que acompaña a M_r es la fracción de cenizas que trae los RSU, obtenido de la simulación. El resultado es $TC = \$835.835 \text{ USD/año}$ para ambos casos, dado que ambos casos procesan la misma cantidad de RSU, y, por lo tanto, de cenizas.

Los costos de remoción de cenizas (RC) son producto de la tasa de remoción de cenizas (TRC) y M_c . La tasa de remoción de cenizas se asume como 24 USD/ton. El resultado para ambos casos es de $RC = \$323.549 \text{ USD/año}$.

El costo de transporte de residuos (TR) es la suma de los costos de viajes (V) y los costos de transporte del personal (TP), según: $TR = V + TP$. Además, los costos de viajes (V) son el producto de la distancia recorrida anual (d_t) y el costo específico del transporte de vehículos (C_{vt}), esto es: $V = d_t \cdot C_{vt}$. La distancia recorrida anual (d_t) se puede calcular según la siguiente ecuación: $d_t = (4/3) \cdot (M/(D_B \cdot \pi))^{0,5} \cdot (M/VC)$, donde M es el flujo másico anual de RSU en ton/año, D_B es la densidad uniforme de RSU en ton/km²año y VC es la capacidad de cada viaje en ton/viaje. Los costos de transporte del personal (TP) equivalen al producto de la tasa de operaciones de transporte de empleados C_{TP} y el número de personal en las operaciones de transporte (n_T). Estos parámetros y sus resultados son iguales para ambos casos y se ilustran en la [Tabla 7.6](#).

Tabla 7.6: Parámetros del costo operacional de transporte de RSU

M	87555 ton/año
$Area_{CCP}$	221,6 km ²
D_B	395,1 ton/km ² año
VC	20 ton/viaje.
C_{vt}	1,14 USD/km
C_{TP}	21080 USD/unidad · año
n_T	26
TP	\$ 548.080 USD
TR	\$ 603.966 USD/año

Por último, los costos de mantención (M) y los costos de seguros y generales (SG) equivalen a un 1,5% y 1% de los costos de inversión totales (CIT) respectivamente. Los costos operativos totales para ambos casos se muestran en la [Tabla 7.7](#).

Tabla 7.7: Resultados de costos operativos totales para ambos casos.

$TOC_{CICLO,COMBINADO}$	\$ 4.730.185 USD
$TOC_{CICLO,GAS}$	\$ 3.283.303 USD

7.2 Utilidades

Las utilidades provienen de la venta de electricidad al sistema eléctrico nacional (SEN) principalmente, paralelamente se evalúa el caso de un ingreso a través de un subsidio de 50 USD/ton de residuo procesado.

7.2.1 Utilidades provenientes de la venta de electricidad

Las utilidades que provienen de la venta de electricidad se calculan como:

$$U = W_{ane} \cdot HO \cdot PE \quad (21)$$

Dónde W_{ane} es la potencia eléctrica disponible para la venta, está resulta al considerar un 8% de la potencia eléctrica de la planta para alimentar equipos, esto es, $W_{ane} = 0,92 \cdot W_{ne}$, HO son las horas operativas de la planta al año, este resulta al multiplicar las horas totales que tiene un año por el factor de planta, el cual es de 80%, esto se explica porque se supone que el 20% del tiempo la planta no estará funcionando, principalmente por mantenimiento, HO resulta en 7008 horas al año. El parámetro PE es el precio de la electricidad, el cual se obtiene con el último precio medio de mercado del SEN $PMM_{SEN} = 105,138 \text{ CLP}/kWh$ [61] y un precio del dólar de $CLP/USD = 0,0011525$, con lo que $PE = 0,1212 \text{ USD}/kWh$. En la [Tabla 7.8](#) se indica la utilidad anual en cada caso, junto con los datos utilizados.

Tabla 7.8: Utilidades anuales provenientes de la venta de electricidad para ambos casos.

$W_{ane,CC}$ (kW)	7040
$W_{ane,CG}$ (kW)	5619
PE (USD/kWh)	0,1212
HO (horas/año)	7008
U_{cc} (USD/año)	\$ 5.978.455
U_{cg} (USD/año)	\$ 4.771.214

7.2.2 Utilidades provenientes de un subsidio

Se incorpora el caso de un subsidio entregado por el estado que entregue 50 USD/ton por RSU procesado. Este tipo de subsidio ha sido implementado en diversos países para impulsar el desarrollo de las energías renovables proveniente de los RSU [60]. Para ambos perfiles de proyecto el subsidio corresponde al mismo valor ya que no cambia la cantidad de RSU procesados. Suponiendo las 300 ton/día de RSU procesados, 365 días/año y un factor de planta de 80% se tiene una cantidad de 87600 ton/año de RSU procesado, por lo tanto, el ingreso por subsidio es de \$ 4.380.000 USD/año.

7.3 Resultados y discusión sobre el análisis económico

Se analizarán los resultados del análisis económico usando los parámetros del valor actual neto (VAN) y la tasa interna de retorno (TIR).

Se supone una vida útil de la planta de 30 años, por simplicidad se calcula la depreciación anual sobre el costo de inversión total (CIT) y una vida promedio de 30 años, en otras palabras, es como si cada parámetro que compone el costo de inversión total se depreciara completamente en 30 años. El flujo de caja se hace para un periodo de 20 años, por lo cual, se incorpora un valor de desecho con el método contable con el objetivo de incluir el valor de los activos de los 10 años sobrantes. El impuesto se fija en un 27% que corresponde al impuesto de primera categoría para empresas. La tasa de descuento sobre la que se va a evaluar el proyecto es de 10%.

Se va a analizar un flujo de caja apalancado con los costos de inversión inicial (CIT) financiados en un 90% con un crédito con una tasa de interés del 7% anual por 20 años simulado con cuotas iguales. Dado que la tasa de interés es en dólares, se supone posible negociar este préstamo. En el Anexo F se muestra el flujo de caja del caso de la planta con ciclo a gas con un subsidio no afecto a impuesto.

7.3.1 Resultados del flujo de caja para el caso estándar.

Se analizará el VAN y TIR para el caso estándar donde la planta procesa 300 *ton/día*. En la [Tabla 7.9](#) se muestran los parámetros que definen al caso estándar, notar que en el ciclo combinado la potencia neta equivale a la suma de la potencia del ciclo a gas y la del ciclo Rankine y en el caso del ciclo a gas solo corresponde a la potencia del ciclo a gas. En la [Tabla 7.10](#) se muestran los resultados para los dos casos de planta, en estos resultados el ingreso por subsidio no paga impuestos.

Tabla 7.9: Parámetros que definen el caso estándar.

Parámetro	Valor
Tasa de RSU procesados (ton/día)	300
Potencia del Ciclo a Gas (kW)	6107
Potencia del Ciclo Rankine (kW) (si aplica)	1545
Vida Útil Planta (años)	30
Tasa de Descuento	10%
Número de años del flujo de caja	20
Impuesto de primera categoría	27%
Porcentaje del CIT financiado	90%
Interés Crédito	7%
Años de amortización del crédito	20

Tabla 7.10: Resultados para ambos casos en el caso estándar considerando que el subsidio no está afecto a impuestos.

Indicador	Caso Ciclo Combinado		Caso Ciclo a Gas	
	Con Subsidio	Sin Subsidio	Con Subsidio	Sin Subsidio
VAN	\$ - 37.481.942	\$ - 74.771.351	\$ 8.052.913	\$ - 29.236.496
TIR	-9%	-	24%	-
Payback Simple	-	-	4,28	-

Como se visualiza en la [Tabla 7.10](#), si se considera el caso con los parámetros estándares la planta de ciclo combinado no es rentable en ningún caso, dado que el caso más favorable que corresponde a un subsidio que no está afecto impuestos arroja un resultado negativo. La planta de ciclo a gas es rentable si se considera un subsidio que no está afecto a impuesto, pero sin subsidio no es rentable. La [Tabla 7.11](#) compara los resultados para la planta de ciclo a gas, considerando el caso de que el subsidio está afecta a impuesto y cuando no.

Tabla 7.11: Resultados para la planta de ciclo a gas, variando el carácter impositivo del subsidio.

Indicador	Caso Ciclo a Gas	
	Subsidio no afecto a impuestos	Subsidio afecto a impuestos

VAN (USD)	\$ 8.052.913	\$ 4.744.936
TIR	24%	19%
Payback Simple (años)	4,28	5,21

Como se puede inferir en este apartado, si se consideran los parámetros estándares de la planta, el ciclo a gas es rentable sólo si se recibe subsidio, y es rentable independientemente si el subsidio está afecto a impuestos o no. El caso de la planta de ciclo combinado no es rentable.

7.3.2 Resultados del flujo de caja al variar la capacidad de la planta.

Se realiza un análisis de sensibilidad en función de la potencia neta que produce la planta o el tamaño de la planta, para facilitar la comprensión de estos resultados, recordar que la potencia neta para el caso de ciclo combinado de la planta con 300 *ton/día* es de $W_{ne,cc} (MW) = 7,653$ y la potencia neta para el caso de ciclo a gas es de $W_{ne,gas} (MW) = 6,107$. Se muestran como resultado los parámetros VAN y TIR para el ciclo combinado y para el ciclo a gas, considerando 3 variaciones de subsidio: subsidio no afecto a impuesto, subsidio afecto a impuesto y sin subsidio. Vale mencionar que un subsidio puede constituir un ingreso renta o no renta, es decir, pueden estar afectos a impuesto o no, va a depender del tipo de subsidio y como está calificado en la norma que regula ese subsidio [62], como en Chile no existe ese subsidio, se hace el análisis económico considerando ambas situaciones.

Por otro lado, la cantidad de RSU máxima que hipotéticamente se podría procesar al año en la provincia de Concepción es de 384000 toneladas, lo que equivale a 27 *MW* de potencia para el ciclo a gas y 33,8 *MW* de potencia para el ciclo combinado aproximadamente. Los gráficos se extienden hasta 200 *MW* y 250 *MW* lo cual es técnicamente casi imposible de lograr, sin embargo, se muestran estos resultados para analizar la tendencia de las curvas y proyectar los casos para ciudades más grandes.

A continuación, se muestran seis gráficos de resultados, notar que la línea punteada horizontal es para resaltar la tasa interna de retorno del 10% que es cuando coincide con la tasa de descuento, la línea vertical es para resaltar la potencia neta a la cual el VAN se hace cero.

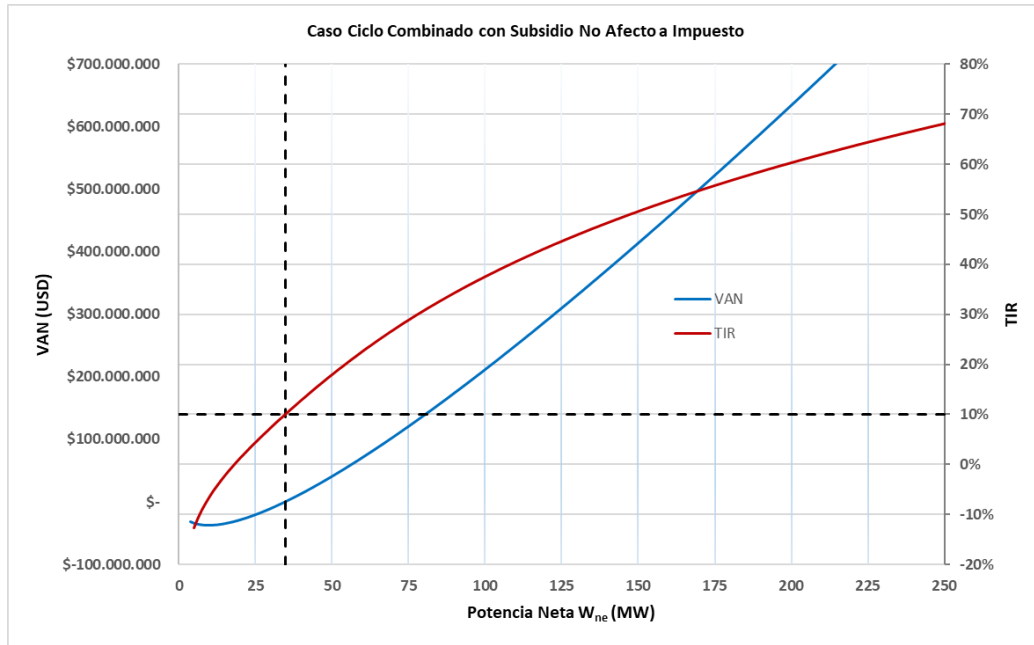


Figura 7.1: Análisis de Sensibilidad en función del tamaño de planta para el caso de ciclo combinado con subsidio no afecto a impuesto.

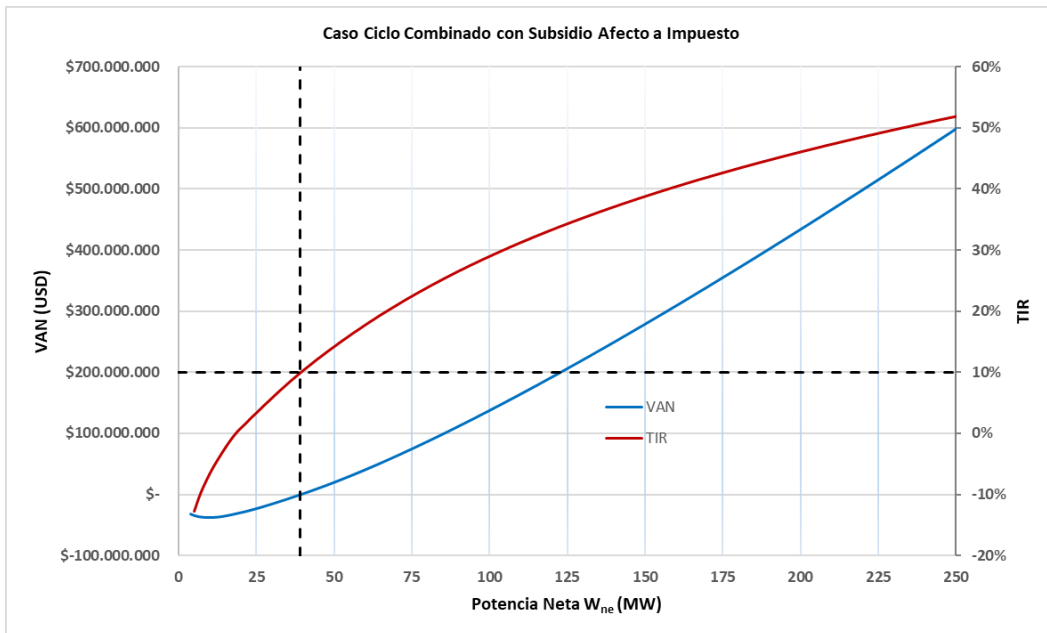


Figura 7.2: Análisis de Sensibilidad en función del tamaño de planta para el caso de ciclo combinado con subsidio afecto a impuesto.

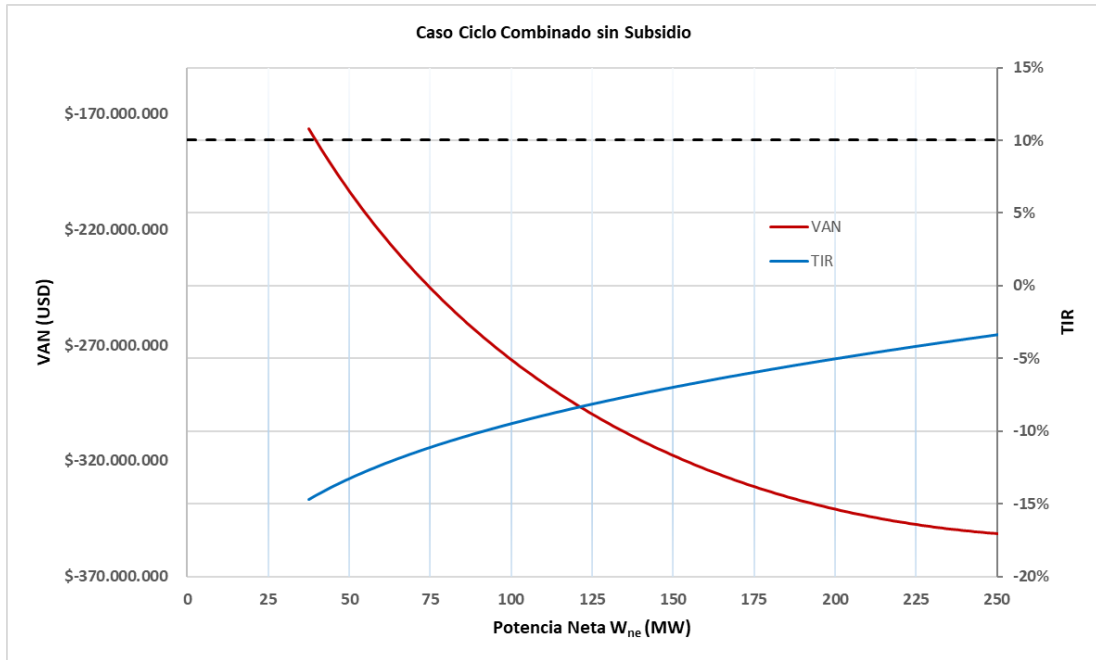


Figura 7.3: Análisis de Sensibilidad en función del tamaño de planta para el caso de ciclo combinado sin subsidio.

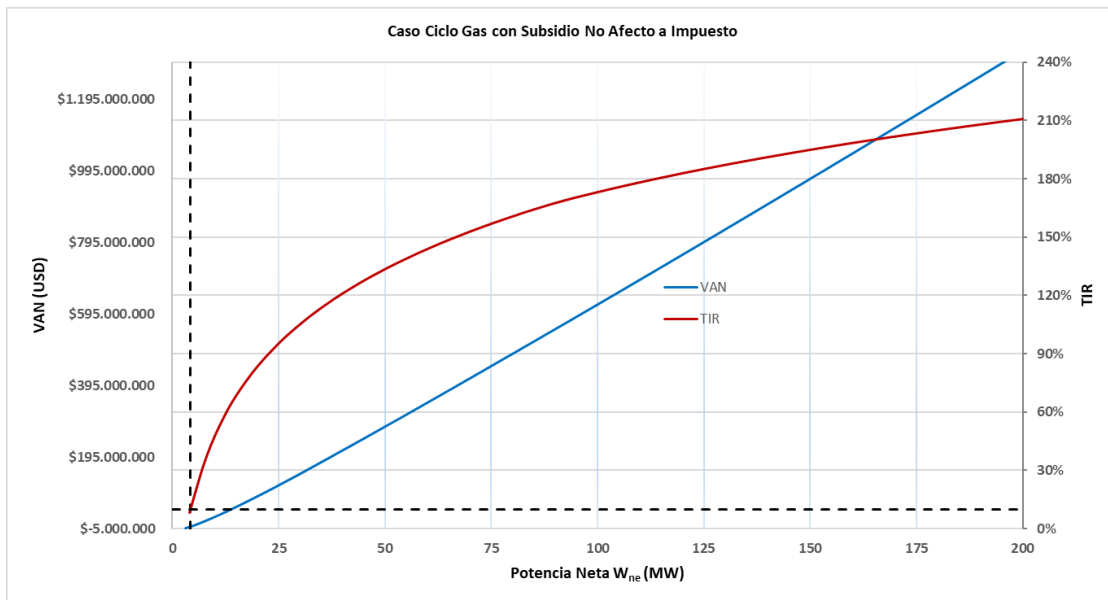


Figura 7.4: Análisis de Sensibilidad en función del tamaño de planta para el caso de ciclo a gas con subsidio no afecto a impuesto.

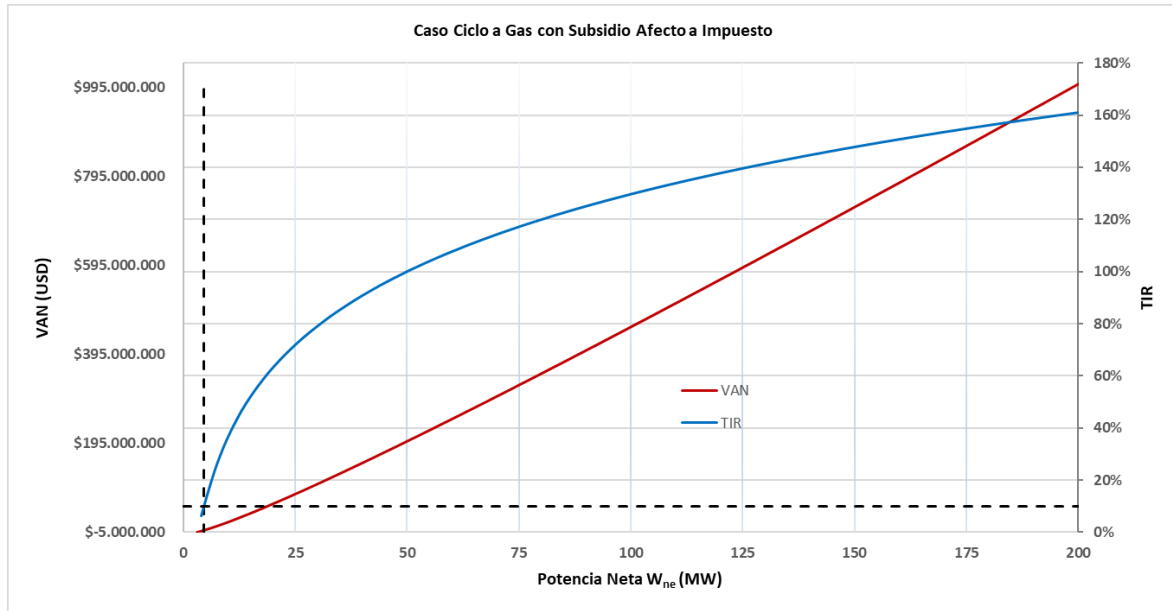


Figura 7.5: Análisis de Sensibilidad en función del tamaño de planta para el caso de ciclo a gas con subsidio afecto a impuesto.

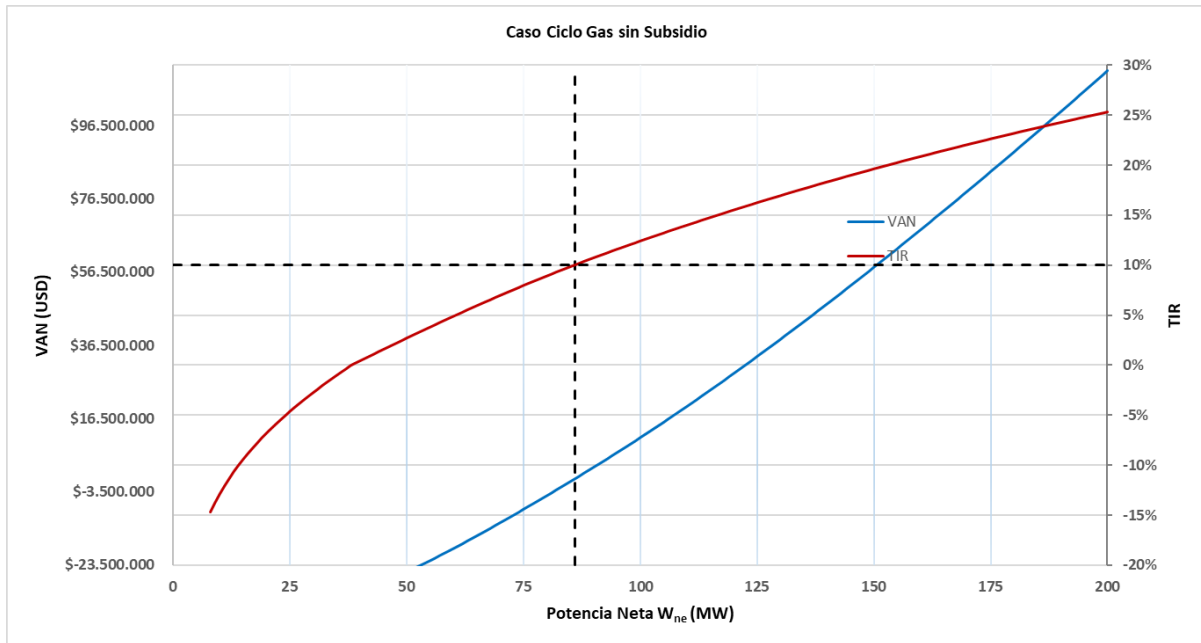


Figura 7.6: Análisis de Sensibilidad en función del tamaño de planta para el caso de ciclo a gas sin subsidio.

7.3.3 Discusión de los resultados

- Se puede visualizar que el caso más favorable económicamente es el de subsidio no afecto a impuestos, seguido del afecto a impuestos y finalmente sin subsidio.
- El caso sin subsidio no es conveniente ni factible para ninguna de las dos plantas, dado que si bien el VAN se hace cero cerca de 86 MW para el caso de ciclo a gas ([Figura 7.6](#)), alcanzar esta potencia no resulta factible técnicamente dado que se necesitarían muchos residuos. Sin embargo, podría ser factible en una ciudad muy grande.
- En el caso de subsidio afecto a impuestos, el VAN se hace cero para el caso del ciclo combinado en 39,2 MW ([Figura 7.2](#)), lo cual según lo expuesto anteriormente no es factible incluso si se utilizan todos los RSU de la provincia de Concepción.
- En el caso de subsidio afecto a impuestos, el VAN se hace cero para el caso del ciclo a gas en 4,6 MW ([Figura 7.5](#)), lo cual según lo expuesto anteriormente es factible ya que es menor al caso estándar que es de 6,1 MW.
- En el caso de subsidio no afecto a impuestos, el VAN se hace cero para el caso del ciclo combinado en 34,9 MW ([Figura 7.1](#)), lo cual según lo expuesto anteriormente no es factible incluso si se utilizan todos los RSU de la provincia de Concepción.
- En el caso de subsidio no afecto a impuestos, el VAN se hace cero para el caso del ciclo combinado en 4,2 MW ([Figura 7.4](#)), lo cual según lo expuesto anteriormente es factible ya que es menor al caso estándar que es de 6,1 MW.

CAPÍTULO 8: Conclusiones y Recomendaciones

8.1 Conclusiones

Los RSU provenientes de la provincia de Concepción tienen la capacidad de ser procesados para ser convertidos en gas de síntesis, el cual puede ser usado como combustible. Este procesado fue modelado en Aspen Plus utilizando reactores basados en el concepto de minimización de la energía libre de Gibbs para simular las reacciones de oxidación y reducción (RGibbs), obteniendo resultados congruentes con la literatura, tanto para la composición del gas de síntesis, su poder calorífico, la temperatura del proceso y parámetros como la razón de equivalencia.

Se utilizan estos datos para el análisis de una planta de gasificación integrada con alguna tecnología de generación de energía eléctrica donde se procesan 87555 toneladas de RSU al año provenientes de la provincia de Concepción. El syngas resultante se usa como combustible para los procesos, se analizan dos casos: el de un ciclo de turbina a gas (Brayton) y el de un ciclo de vapor (Rankine) combinado con ese ciclo a gas. Se generan 6,11 MW y 7,65 MW de potencia eléctrica respectivamente en cada caso.

Con respecto al análisis económico, no resulta alentador si no se incluye un ingreso a través de algún subsidio estatal, los costos de inversión inicial obtenidos mediante el modelo de costos utilizado dan cuenta de una alta inversión inicial que condiciona fuertemente la viabilidad del proyecto, además, el costo operacional asumido por el transporte y la remoción de cenizas es alto, esto este ligado a que los RSU tienen un alto contenido de ceniza. Si se considera un subsidio estatal, el panorama económico mejora notablemente, llegando a obtenerse resultados bastante positivos para el caso de planta sólo con turbina a gas. De hecho, los resultados para una planta sólo con turbina a gas resultan ser siempre mejores que para un ciclo combinado, sin embargo, esto podría diferir si se utiliza otra forma de obtención de costos.

8.2 Recomendaciones

Se recomienda ir aproximando con el tiempo la composición de RSU de Concepción que se podría eventualmente gasificar, dado que el reciclaje y la gestión de residuos va evolucionando año a año y el contenido de la fracción resto debiese ir variando. Además, se recomienda realizar un análisis elemental y proximal de los RSU de Concepción para poder simular el proceso de gasificación directamente con estos datos.

Se recomienda realizar un modelo con reactores RGibbs, pero especificando las reacciones individuales y el calor de estas reacciones ya que se podría hacer una simulación donde se tenga una mejor capacidad de ajuste de las fracciones molares de los productos de reacción [34]. Se recomienda ade-

más completar el modelo analizando el balance térmico de la planta e incluyendo más consideraciones, además, se podría aproximar las reacciones utilizando la cinética de las reacciones y relacionando esto con parámetros relacionados con un reactor de lecho fluido.

Con respecto al análisis económico, se recomienda para investigación futura la utilización de otro modelo o forma de obtención de costos con especial atención en los costos asociados al manejo de cenizas, además, se recomienda ver como varían los resultados económicos si no se considera el transporte de residuos como costo operacional, dado que ese costo actualmente lo asumen las municipalidades y las personas.

Finalmente, se recomienda relacionar los resultados para la planta con el ciclo de turbina a gas con análisis ambientales para una planta del mismo tipo.

Referencias

- [1] S. Kaza, L. Yao, P. Bhada-Tata, y F. Van Woerden, “WHAT A WASTE 2.0”, 2018.
- [2] Sistema Nacional de Información Ambiental, “Reporte del Estado del Medio Ambiente: Actividad Humana: Residuos”, 2022. Accedido: 12 de abril de 2023. [En línea]. Disponible en: <https://infogram.com/c-5-residuos-1h1749vgd797q6z?live>
- [3] Ministerio del Medio Ambiente, “Informe del Estado del Medio Ambiente 2020”, Santiago de Chile, dic. 2020. [En línea]. Disponible en: <https://sinia.mma.gob.cl/estado-del-medio-ambiente/informe-del-estado-del-medio-ambiente-2020/>
- [4] SUBDERE, “Diagnóstico de la situación por comuna y por región en materia de RSD y asimilables.”, Santiago, 2018.
- [5] Subsecretaría de Desarrollo Regional y Administrativo, “Diagnóstico nacional y regional sobre generación y eliminación de residuos sólidos domiciliarios y asimilables.”, 2018. [En línea]. Disponible en: https://www.subdere.gov.cl/sites/default/files/4.11_region_del_bio-bio_agosto_2018.pdf
- [6] J. Ochoa, “Relleno sanitario Cemarc busca extender su vida útil por 20 años más.”, *Diario Concepción*, Concepción, 6 de agosto de 2021. [En línea]. Disponible en: <https://www.diario-concepcion.cl/economia/2021/08/06/relleno-sanitario-cemarc-busca-extender-su-vida-util-por-20-anos-mas.html>
- [7] Golden T, Reed B, y Das A, “Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine Systems”, mar. 1988. [En línea]. Disponible en: <https://www.nrel.gov/docs/legosti/old/3022.pdf>
- [8] E. Rondón, M. Szantó, J. Pacheco, E. Contreras, y A. Gálvez, “Guía general para la gestión de residuos sólidos domiciliarios”, Santiago, jul. 2016. Accedido: 13 de agosto de 2023. [En línea]. Disponible en: https://repositorio.cepal.org/bitstream/handle/11362/40407/1/S1500804_es.pdf
- [9] J. Molina Alomar, “¿Es viable la valorización energética en Chile? Los pro y contras de una discusión que se instala de la mano de las metas de reciclaje”, País Circular. [En línea]. Disponible en: <https://www.paiscircular.cl/ciudad/es-viable-la-valorizacion-energetica-en-chile-los-pro-y-contras-de-una-discusion-que-se-instala-de-la-mano-de-las-metas-de-reciclaje/>
- [10] “4 Directiva 75/442/CEE del Consejo, de 15 de julio de 1975, relativa a los residuos”, *Diario Oficial de las Comunidades Europeas*, [En línea]. Disponible en: <http://bcn.cl/32x8v>
- [11] MIMUS, “Economía circular en la gestión de residuos”, MIMUS. [En línea]. Disponible en: <http://bcn.cl/33pwm>

- [12] J. Pérez Porto y A. Gardey, “Lixiviado - Qué es, características, definición y concepto”. Accedido: 15 de agosto de 2023. [En línea]. Disponible en: <https://definicion.de/lixiviado/>
- [13] Ministerio de Salud, “Decreto 189/2008 Aprueba reglamento sobre condiciones sanitarias y de seguridad básicas en los rellenos sanitarios”. [En línea]. Disponible en: <https://bcn.cl/2f99i>
- [14] A. Quintero Ramirez, Y. Valencia González, y L. A. Lara Valencia, “Efecto de los lixiviados de residuos sólidos en un suelo tropical”, *Dyna (Medellin)*, vol. 84, n° 203, pp. 283–290, oct. 2017, doi: 10.15446/dyna.v84n203.63875.
- [15] Ministerio Secretaría General de la Presidencia, “Ley 19300. Aprueba ley sobre bases generales del medio ambiente”. [En línea]. Disponible en: <https://bcn.cl/2f707>
- [16] Ministerio del Medio Ambiente, “Ley 20920. Establece marco para la gestión de residuos, la responsabilidad extendida del productor y fomento al reciclaje.” [En línea]. Disponible en: <https://bcn.cl/2f7b2>
- [17] ChileAtiende, “Estudio de Impacto Ambiental (EIA) y Declaración de Impacto Ambiental (DIA)”. [En línea]. Disponible en: <https://www.chileatiende.gob.cl/fichas/2638-estudio-de-impacto-ambiental-eia-y-declaracion-de-impacto-ambiental-dia>
- [18] M. Mostafavi Sani, H. Afshari, y A. Saif, “A robust framework for waste-to-energy technology selection: A case study in Nova Scotia, Canada”, *Energy Convers Manag*, vol. 284, p. 116965, may 2023, doi: 10.1016/j.enconman.2023.116965.
- [19] Y. S. Kim, J. J. Lee, T. S. Kim, y J. L. Sohn, “Effects of syngas type on the operation and performance of a gas turbine in integrated gasification combined cycle”, *Energy Convers Manag*, vol. 52, n° 5, pp. 2262–2271, may 2011, doi: 10.1016/j.enconman.2011.01.009.
- [20] N. B. Klinghoffer y M. J. Castaldi, “Gasification and pyrolysis of municipal solid waste (MSW)”, en *Waste to Energy Conversion Technology*, Elsevier, 2013, pp. 146–176. doi: 10.1533/9780857096364.2.146.
- [21] Y. Neubauer, “Biomass gasification”, en *Biomass Combustion Science, Technology and Engineering*, Elsevier, 2013, pp. 106–129. doi: 10.1533/9780857097439.2.106.
- [22] M. Shahabuddin y T. Alam, “Gasification of Solid Fuels (Coal, Biomass and MSW): Overview, Challenges and Mitigation Strategies”, *Energies (Basel)*, vol. 15, n° 12, p. 4444, jun. 2022, doi: 10.3390/en15124444.
- [23] A. Gómez-Barea, “Modelling of fluidized bed gasification processes”, en *Fluidized Bed Technologies for Near-Zero Emission Combustion and Gasification*, Elsevier, 2013, pp. 579–619. doi: 10.1533/9780857098801.2.579.
- [24] M. Horio, “Overview of fluidization science and fluidized bed technologies”, en *Fluidized Bed Technologies for Near-Zero Emission Combustion and Gasification*, Elsevier, 2013, pp. 3–41. doi: 10.1533/9780857098801.1.3.

- [25] U. Arena, “Fluidized bed gasification”, en *Fluidized Bed Technologies for Near-Zero Emission Combustion and Gasification*, Elsevier, 2013, pp. 765–812. doi: 10.1533/9780857098801.3.765.
- [26] B. Wang, R. Gupta, L. Bei, Q. Wan, y L. Sun, “A review on gasification of municipal solid waste (MSW): Syngas production, tar formation, mineral transformation and industrial challenges”, *Int J Hydrogen Energy*, vol. 48, n° 69, pp. 26676–26706, ago. 2023, doi: 10.1016/j.ijhydene.2023.03.086.
- [27] Enerkem, “Enerkem Alberta Biofuels”, Enerkem. Accedido: 3 de septiembre de 2023. [En línea]. Disponible en: <https://enerkem.com/media-images/enerkem-alberta-biofuels/>
- [28] L. EBARA ENVIRONMENTAL PLANT CO., “Gasification Technologies”, ebara.com. Accedido: 8 de septiembre de 2023. [En línea]. Disponible en: https://www.eep.ebara.com/en/business_technology/technology_3.html
- [29] WR Training, “Introducing Aspen Plus V11 for Chemical Engineering Simulation”, Petrollessons. [En línea]. Disponible en: <https://petrollessons.com/product/aspen-plus-training/>
- [30] G. L. S. Francis Weston Sears, *Termodinámica teoría cinética y termodinámica estadística*. 1978.
- [31] Bulmaro Noguera, “¿Qué son las ecuaciones de estado?” [En línea]. Disponible en: <https://www.ingenieriaquimicareviews.com/2020/12/ecuaciones-de-estado.html>
- [32] M. Adewumi, “Peng-Robinson EOS (1976)”, Penn State’s John A. Dutton e-Education Institute. [En línea]. Disponible en: https://www.e-education.psu.edu/png520/m11_p2.html
- [33] I. Aspen Technology, “Aspen Plus Help”, vol. Unit Operation Model. Bedford, 27 de enero de 2019.
- [34] M. Niu, Y. Huang, B. Jin, y X. Wang, “Simulation of Syngas Production from Municipal Solid Waste Gasification in a Bubbling Fluidized Bed Using Aspen Plus”, *Ind Eng Chem Res*, vol. 52, n° 42, pp. 14768–14775, oct. 2013, doi: 10.1021/ie400026b.
- [35] S. Araya, “SIMULACIÓN DE PLANTA DE GASIFICACIÓN EN CORRIENTE ASCENDENTE EMPLEANDO MODELO DE EQUILIBRIO DE GIBBS”, Universidad de Concepción, Concepción, 2021.
- [36] V. Sierra Jimenez, C. M. Ceballos Marín, y F. Chejne Janna, “Simulation of thermochemical processes in Aspen Plus as a tool for biorefinery analysis”, *CT&F - Ciencia, Tecnología y Futuro*, vol. 11, n° 2, pp. 27–38, dic. 2021, doi: 10.29047/01225383.372.
- [37] A. A. K T, S. P, M. C, y A. P, “Aspen Plus Simulation of Biomass Gasification: a Comprehensive Model Incorporating Reaction Kinetics, Hydrodynamics and Tar Production”, *Process Integration and Optimization for Sustainability*, vol. 7, n° 1–2, pp. 255–268, mar. 2023, doi: 10.1007/s41660-022-00291-x.

- [38] CONAMA, “Informe Final Estudio Caracterización de los residuos sólidos domiciliarios en la región Metropolitana”, 2006.
- [39] Claudia Maldonado Caballero, “PET, el plástico que abunda en Chile pero que hoy se debe importar para sostener una industria de reciclaje clave para la Ley REP”, *Pais Circular*, jun. 2019, [En línea]. Disponible en: <https://www.paiscircular.cl/consumo-y-produccion/pet-el-plastico-que-abunda-en-chile-pero-que-hoy-se-debe-importar-para-sostener-una-industria-de-reciclaje-clave-para-la-ley-rep/>
- [40] J. M. Cabrero, “CUANTIFICACIÓN DEL PODER CALÓRICO SUPERIOR E INFERIOR DE LOS RESIDUOS SÓLIDOS URBANOS: PAPEL, CARTÓN, MADERA Y MATERIA ORGÁNICA DE LA PARROQUIA LIMONCOCHA. AÑO 2015 – 2016”, Trabajo de fin de carrera, Universidad Internacional SEK, 2016.
- [41] “LISTA DE COMBUSTIBLES 2018 QUE SE CONSIDERARÁN PARA IDENTIFICAR A LOS USUARIOS CON UN PATRÓN DE ALTO CONSUMO, ASÍ COMO LOS FACTORES PARA DETERMINAR LAS EQUIVALENCIAS EN TÉRMINOS DE BARRILES EQUIVALENTES DE PETRÓLEO”. [En línea]. Disponible en: https://www.gob.mx/cms/uploads/attachment/file/302306/Lista_de_combustibles_2018.pdf
- [42] D. Juela, D. Tacuri, y A. Jumbo, “Gasificación térmica de residuos plásticos de polietileno de baja densidad LDEP con vapor de agua para la producción de gas de síntesis”, 2018.
- [43] E. G. Gallego, “ESTUDIO DE LA EVOLUCIÓN DEL CONTENIDO ENERGÉTICO DE UN POLIPROPILENO TRAS SUCEIVOS CICLOS DE RECICLADO MECÁNICO”, Trabajo fin de grado, Universitat Politècnica de Valencia, Valencia, 2018.
- [44] AAPE, “Comportamiento al fuego del poliestireno expandido”. [En línea]. Disponible en: <http://www.manica.com.ve/wp-content/uploads/2016/10/Comportamiento-Poliestireno-Ante-el-Fuego-Asociacion-Argentina-Poliestireno-Expandido-AAPE.pdf>
- [45] Á. Biancani, “Plástico, vidrio o aluminio: la reciclabilidad en Chile por material”. [En línea]. Disponible en: <https://www.elmostrador.cl/agenda-pais/2020/11/27/plastico-vidrio-o-aluminio-la-reciclabilidad-en-chile-por-material/>
- [46] B. Wang, R. Gupta, L. Bei, Q. Wan, y L. Sun, “A review on gasification of municipal solid waste (MSW): Syngas production, tar formation, mineral transformation and industrial challenges”, *Int J Hydrogen Energy*, abr. 2023, doi: 10.1016/j.ijhydene.2023.03.086.
- [47] Z. Lai, X. Ma, Y. Tang, y H. Lin, “A study on municipal solid waste (MSW) combustion in N₂/O₂ and CO₂/O₂ atmosphere from the perspective of TGA”, *Energy*, vol. 36, n° 2, pp. 819–824, feb. 2011, doi: 10.1016/j.energy.2010.12.033.
- [48] A. Medina, “Secador Biomasa”, BETECH. [En línea]. Disponible en: <https://betech.cl/secador-biomasa/>

- [49] FOREMAK, “Secadores Rotativos de Biomasa”. [En línea]. Disponible en: <https://www.foremak.cl/productos/secadores-rotativos-de-biomasa/>
- [50] M. Kamran, “Energy sources and technologies”, en *Fundamentals of Smart Grid Systems*, Elsevier, 2023, pp. 23–69. doi: 10.1016/B978-0-323-99560-3.00010-7.
- [51] E. Sette, D. Pallares, y F. Johnsson, “INFLUENCE OF BULK SOLIDS CROSS-FLOW ON FUEL RESIDENCE TIME IN FLUIDIZED BED”, Göteborg.
- [52] C. Kunze y H. Spliethoff, “Modelling, comparison and operation experiences of entrained flow gasifier”, *Energy Convers Manag*, vol. 52, n° 5, pp. 2135–2141, may 2011, doi: 10.1016/j.enconman.2010.10.049.
- [53] K. J. Timmer, “Carbon conversion during bubbling fluidized bed gasification of biomass”, Capstones, Theses and Dissertations, Iowa State University, 2008. [En línea]. Disponible en: <https://core.ac.uk/download/pdf/38911821.pdf>
- [54] U. Arena, L. Zaccariello, y M. L. Mastellone, “Fluidized bed gasification of waste-derived fuels”, *Waste Management*, vol. 30, n° 7, pp. 1212–1219, jul. 2010, doi: 10.1016/j.wasman.2010.01.038.
- [55] A. Rodríguez, A. Zaleta, A. Olivares, y F. Torres, “Análisis y Diseño de un Sistema de Gasificación de Biomasa”, *Congreso Internacional Anual de la Somim*, sep. 2010, [En línea]. Disponible en: https://somim.org.mx/memorias/memorias2010/A5/A5_64.pdf
- [56] M. J. Richardson, “The specific heats of coals, cokes and their ashes”, *Fuel*, vol. 72, n° 7, pp. 1047–1053, jul. 1993, doi: 10.1016/0016-2361(93)90307-N.
- [57] Y. a Cengel y M. a Boles, *Thermodynamics: An Engineering Approach*, 7ª ed., vol. Capítulo 1. 2011.
- [58] J. Faitli, T. Magyar, A. Erdélyi, y A. Murányi, “Characterization of thermal properties of municipal solid waste landfills”, *Waste Management*, vol. 36, pp. 213–221, feb. 2015, doi: 10.1016/j.wasman.2014.10.028.
- [59] A. C. Caputo, M. Palumbo, P. M. Pelagagge, y F. Scacchia, “Economics of biomass energy utilization in combustion and gasification plants: effects of logistic variables”, *Biomass Bioenergy*, vol. 28, n° 1, pp. 35–51, ene. 2005, doi: 10.1016/j.biombioe.2004.04.009.
- [60] E. B. Machin *et al.*, “Techno-Economic and Environmental Assessment of Municipal Solid Waste Energetic Valorization”, *Energies (Basel)*, vol. 15, n° 23, p. 8900, nov. 2022, doi: 10.3390/en15238900.
- [61] Comisión Nacional de Energía CNE, “Precio Medio de Mercado”. [En línea]. Disponible en: <https://www.cne.cl/precio-medio-de-mercado-2/>

- [62] X. Pérez Brito, “Tratamiento tributario de bonos y subsidios entregados por el Estado”, edig. [En línea]. Disponible en: <https://edig.cl/2022/03/07/tratamiento-tributario-bonos-subsidios-estado/>

Anexos

9.1 Anexo A: Cálculo del aire estequiométrico

A partir del análisis elemental del combustible, se remueve el contenido de agua, cloro, azufre y cenizas. Esto dado que todos esos componentes serán inertes en el reactor de oxidación. En la [Figura a.1](#) se muestra el análisis elemental, al dividir estos porcentajes por la masa molar de cada elemento se obtiene la fórmula química.

Ultanal (%)		Masa molar (kg/kmol)		Fórmula Química (CaHbOcNd)	
C	60,12	C	12	C	5,01
H	7,06	H	1	H	7,01
O	31,42	O	16	O	1,96
N	1,40	N	14	N	0,10

Figura a.1: Análisis elemental, masa molar y fórmula química para cálculo de A_{est} .

Al usar la fórmula siguiente, con los coeficientes de la fórmula química, se puede calcular el A_{est} :

$$A_{est}^* = \frac{2 \cdot a + b/2 - c}{2} = 5,78 \frac{\text{kmoles, aire}}{100\text{kg } RSU^*} \quad (22)$$

Este valor es para un flujo de RSU que no incluye azufre ni cloro ni cenizas ni agua (RSU^*), se transforma esto a un A_{est}^{**} que incluya todo menos el agua. Para esto se multiplica por la proporción siguiente:

$$A_{est}^{**} = 5,78 \frac{\text{kmoles, aire}}{100\text{kg } RSU^*} \cdot \frac{67,26 \text{ } RSU^*}{100 \text{ } RSU^{**}} = 3,89 \frac{\text{kmoles, aire}}{100\text{kg } RSU^{**}} \quad (23)$$

Donde RSU^* es el combustible sin considerar azufre, ni cloro ni cenizas y RSU^{**} es el combustible considerando azufre, cloro y cenizas. Es decir, dentro de 100 kg de RSU^{**} hay 67,26 kg de RSU^* . Si se multiplica A_{est} por la masa molar del aire se tiene un $RAC_{est} = 5,34 \text{ kg, aire/kg, } RSU^{**}$. Se sabe que el flujo másico en el reactor de oxidación es de 1,67 kg/s de RSU^{**} , luego, el flujo másico de aire estequiométrico será de 8,92 kg/s.

9.2 Anexo B: Transformación de PCI en base Nm^3 a base kg .

Se debe ponderar la fracción másica de todos los componentes del syngas por la masa molar de cada componente, de esta forma se obtiene la masa molar de la mezcla de syngas (MM). Luego, se multiplica este parámetro por el volumen que ocupa un mol de gas ideal, por el PCI en base Nm^3 , como se muestra:

$$PCI (MJ/kg) = PCI \left(\frac{MJ}{Nm^3} \right) \cdot MM^{-1} \left(\frac{kmol}{kg} \right) \cdot 22,4 \left(\frac{m^3}{kmol} \right) \quad (24)$$

La ecuación anterior tiene un enfoque dimensional para que se visualice la correcta obtención de la base “ kg ”. El primer factor se obtiene de la fórmula de PCI expuesta en el punto 4.4.1, el segundo factor se obtiene con los resultados de las fracciones másicas obtenidas en la simulación de Aspen Plus y el tercer factor es una constante universal: equivale al volumen molar de un gas ideal a temperatura y presión estándar.

9.3 Anexo C: Cálculo del calor específico del gas de síntesis.

Se utiliza la ecuación de la forma: $c_p = a + bT + cT^2 + dT^3$. Los coeficientes provienen de Cengel [57]. La temperatura debe ser absoluta y corresponde a $1008 K$, el resultado da en base molar, por lo que se divide por la masa molar para obtener un resultado en base másica para el calor específico. Luego, el calor específico de cada compuesto se pondera por la fracción másica que este ocupa en el gas de síntesis. En la [Figura a.2](#) se muestra el detalle.

Gas	a	b	c
H ₂	29,11	-0,001916	0,0000040
CH ₄	19,89	0,05024	0,0000127
CO	28,16	0,001675	0,0000054
CO ₂	22,26	0,05981	-0,0000350
N ₂	28,9	-0,001571	0,0000081
H ₂ O	4,18		
Gas	d	C _p (kJ/kmolK)	MM (kg/kmol)
H ₂	-8,704E-10	30,35	2,02
CH ₄	-1,101E-08	72,15	16,04
CO	-2,222E-09	33,03	28,01
CO ₂	7,469E-09	54,63	44,01
N ₂	-2,873E-09	32,59	28,01
H ₂ O		4,18	18,02
Gas	C _p (kJ/kgK)	Fracción Másica	C _{p,ponderado} (kJ/kgK)
H ₂	15,06	1,8%	0,276
CH ₄	4,50	0,1%	0,004
CO	1,18	27,1%	0,319
CO ₂	1,24	13,0%	0,161
N ₂	1,16	54,4%	0,632
H ₂ O	0,23	3,6%	0,008
		C _{p,syngas} (kJ/kgK)	1,402

Figura a.2: Hoja de cálculo para el calor específico del gas de síntesis.

9.4 Anexo D: Cálculo del balance de energía del gasificador.

En la [Figura a.3](#) se muestra el cálculo del balance de energía del reactor de gasificación con el objetivo de verificar si el calor que representa a las pérdidas al ambiente tiene valores congruentes.

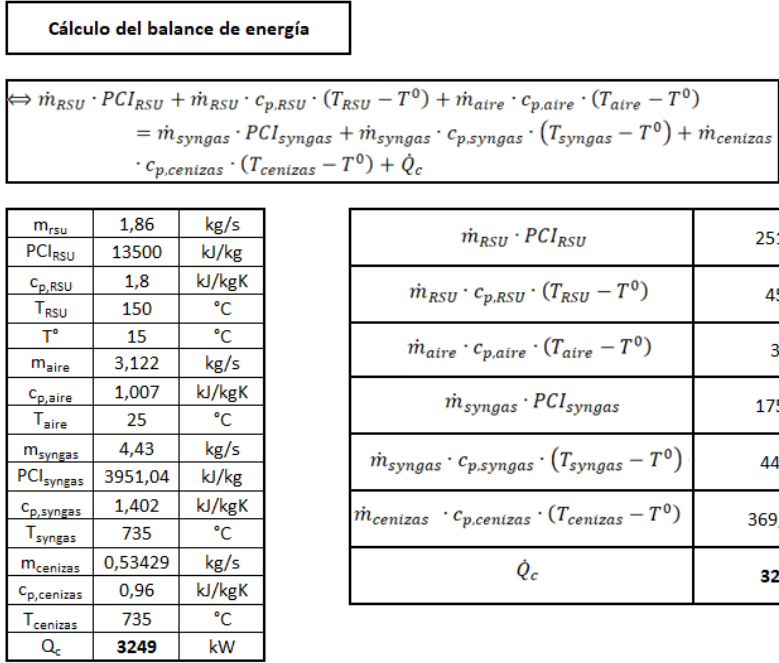


Figura a.3: Cálculo de balance de energía del gasificador.

9.5 Anexo E: Resultados del costo de inversión total de los dos casos.

Se analiza el costo de inversión total para ambos casos, el caso de ciclo combinado (CC) y el caso de ciclo a gas solamente (CG). En la [Figura a.4](#) se muestra el detalle de los costos de compra de equipamiento, en la [Figura a.5](#) se muestra el detalle de los costos para pipping, consumo eléctrico y obras civiles. En la [Figura a.6](#) se muestra el resultado de los costos de inversión inicial para ambos proyectos-

Plant sections	Equipamiento	a	s	b	a corregido	CDE EURO (2023) CC	CDE USD (2023) CC	CDE EURO (2023) CG	CDE USD (2023) CG
Power generation	Steam turbine	633000	W _{ST}	0,398	1.079.831	1.284.052	\$ 1.412.457	\$ -	\$ -
	Gasifier	1600	M _{G/CC}	0,917	2.729	7.987.032	\$ 8.785.735	\$ 7.987.032	\$ 8.785.735
	Turbogas group	3800	W _{GT}	0,754	6.482	4.637.287	\$ 5.101.016	\$ 4.637.287	\$ 5.101.016
	Heat-recovery steam	6540	M _{HRS}	0,81	11.157	23.441.892	\$ 25.786.081	\$ -	\$ -
	Condenser	398000	W _{ST}	0,333	678.946	784.831	\$ 863.314	\$ -	\$ -
	Heat exchanger (cooling)	51500	W _{ST}	0,5129	87.854	109.826	\$ 120.808	\$ -	\$ -
	Alternator	138300	W _{ST}	0,6107	235.925	307.754	\$ 338.529	\$ -	\$ -
	Fans	35300	W _{ST}	0,3139	60.218	69.033	\$ 75.936	\$ -	\$ -
	Condensate extraction	9000	W _{ST}	0,4425	15.353	18.614	\$ 20.475	\$ -	\$ -
	Feed pumps	35000	W _{ST}	0,6107	59.706	77.884	\$ 85.673	\$ -	\$ -
	Pumps	28000	W _{ST}	0,5575	47.765	60.881	\$ 66.969	\$ -	\$ -
Waste storage-handing	Biomass storage	114100	W _{NE}	0,5575	194.643	605.285	\$ 665.814	\$ 533.762	\$ 587.138
	Biomass handling	46600	W _{NE}	0,9554	79.495	555.555	\$ 611.110	\$ 447.853	\$ 492.639
	Compressor and dryers	11400	W _{NE}	0,5575	19.447	60.475	\$ 66.523	\$ 53.329	\$ 58.662
	Emergency diesel	36200	W _{NE}	0,1989	61.753	92.566	\$ 101.822	\$ 88.505	\$ 97.355
	Heat-recovery dryer	9600	M _{G/CC}	0,65	16.377	4.690.954	\$ 5.160.049	\$ 4.690.954	\$ 5.160.049
Fumes treatment	NO _x and SO _x removal	126000	W _{NE}	0,5882	214.943	711.505	\$ 782.655	\$ 623.100	\$ 685.410
	Fumes filtration	66600	W _{NE}	0,7565	113.613	529.695	\$ 582.665	\$ 446.601	\$ 491.261
	Ashes storage	88300	W _{NE}	0,3139	150.631	285.325	\$ 313.857	\$ 265.822	\$ 292.404
	Ashes extraction	93500	W _{NE}	0,4425	159.501	392.508	\$ 431.758	\$ 355.223	\$ 390.745
	Fans	28500	W _{NE}	0,5575	48.618	151.189	\$ 166.308	\$ 133.323	\$ 146.656
	Fumes ductworks	51500	W _{NE}	0,5129	87.854	249.496	\$ 274.446	\$ 222.239	\$ 244.463
	Discharge stack	28500	W _{NE}	0,5575	48.618	151.189	\$ 166.308	\$ 133.323	\$ 146.656
PE TOTAL						47.254.826	\$ 51.980.309	\$ 20.618.352	\$ 22.680.188

Figura a.4: Detalle de costos de compra de equipamiento

Plant sections	Equipamiento	a	S	b	a corregido	PECW EURO (2023) CC	PECW USD (2023) CC	PECW EURO (2023) CG	PECW USD (2023) CG
Piping (P)	Fire fighting tank	85700	W _{NE}	0,104	146.195,19	\$ 180.655	\$ 198.720	\$ 176.466	\$ 194.113
	Fire fighting components	5300	W _{NE}	0,7565	9.041,24	\$ 42.153	\$ 46.368	\$ 35.540	\$ 39.094
	Fire fighting system	6600	W _{NE}	0,7565	11.258,91	\$ 52.492	\$ 57.742	\$ 44.258	\$ 48.683
	Industrial water tank	9300	W _{NE}	0,7565	15.864,82	\$ 73.966	\$ 81.363	\$ 62.363	\$ 68.599
	Tanks	10300	W _{NE}	0,5129	17.570,72	\$ 49.899	\$ 54.889	\$ 44.448	\$ 48.893
	Heat exchanger	34200	W _{NE}	0,5575	58.341,61	\$ 181.426	\$ 199.569	\$ 159.988	\$ 175.987
	Degasifier	17100	W _{NE}	0,5575	29.170,80	\$ 90.713	\$ 99.785	\$ 79.994	\$ 87.993
	By-pass valves	20600	W _{NE}	0,5129	35.141,44	\$ 99.798	\$ 109.778	\$ 88.896	\$ 97.785
	High pressure valves	28500	W _{NE}	0,5575	48.618,01	\$ 151.189	\$ 166.308	\$ 133.323	\$ 146.656
	Control valves	10100	W _{NE}	0,6756	17.229,54	\$ 68.135	\$ 74.949	\$ 58.505	\$ 64.355
	Valves	28500	W _{NE}	0,5575	48.618,01	\$ 151.189	\$ 166.308	\$ 133.323	\$ 146.656
	Pipes	42300	W _{NE}	0,885	72.159,35	\$ 436.980	\$ 480.678	\$ 357.904	\$ 393.694
	Pipe rack	12100	W _{NE}	0,686	20.641,33	\$ 83.374	\$ 91.711	\$ 71.421	\$ 78.564
	Switches	13400	W _{NE}	0,3672	22.858,99	\$ 48.260	\$ 53.086	\$ 44.424	\$ 48.867
	Electrical (C)	Electric protections	44700	W _{NE}	0,2266	76.253,50	\$ 120.929	\$ 133.022	\$ 114.903
Transformer		64600	W _{NE}	0,4289	110.200,81	\$ 263.785	\$ 290.163	\$ 239.461	\$ 263.407
Auxiliary transformer		14000	W _{NE}	0,4425	23.882,53	\$ 58.771	\$ 64.648	\$ 53.188	\$ 58.507
Electrical equipment		409100	W _{NE}	0,6415	697.881,61	\$ 2.574.800	\$ 2.832.280	\$ 2.227.933	\$ 2.450.727
Assembling		186900	W _{NE}	0,7137	318.831,76	\$ 1.362.493	\$ 1.498.742	\$ 1.159.899	\$ 1.275.889
Buildings yard guard		70100	W _{NE}	0,4425	119.583,23	\$ 294.276	\$ 323.703	\$ 266.322	\$ 292.954
Civil works (D)	Conditioning plant and	23400	W _{NE}	0,6328	39.917,94	\$ 144.691	\$ 159.160	\$ 125.445	\$ 137.989
	Civil works	1337400	W _{NE}	0,3672	2.281.463,86	\$ 4.816.674	\$ 5.298.342	\$ 4.433.803	\$ 4.877.183
	Personnel of building yard	133700	W _{NE}	0,3672	228.078,15	\$ 481.523	\$ 529.676	\$ 443.248	\$ 487.572
	Buildings yard facilities	13300	W _{NE}	0,7565	22.688,40	\$ 105.780	\$ 116.358	\$ 89.186	\$ 98.105
	Wastewater treatment	6900	W _{NE}	0,6107	11.770,67	\$ 40.789	\$ 44.868	\$ 35.540	\$ 39.094
	PCW TOTAL						\$ 11.974.741	\$ 13.172.215	\$ 10.679.782

Figura a.5: Detalle de costos de pipping, eléctrico y obras civiles.

Cost component	Valor CC	VALOR CG
Total PE costs	\$ 51.980.309	\$ 22.680.188
Piping	\$ 1.828.167	\$ 1.591.073
Electrical	\$ 4.871.942	\$ 4.223.790
Civil works	\$ 6.472.107	\$ 5.932.897
Direct installation cost	\$ 15.594.093	\$ 6.804.056
Auxiliary services	\$ 7.797.046	\$ 3.402.028
Instrumentation and controls	\$ 5.198.031	\$ 2.268.019
Site preparation	\$ 5.198.031	\$ 2.268.019
Total direct plant costs	\$ 98.939.725	\$ 49.170.070
Engineering	\$ 6.237.637	\$ 2.721.623
Start-up	\$ 5.198.031	\$ 2.268.019
Total indirect plant costs	\$ 11.435.668	\$ 4.989.641
Total capital investment (TCI)	\$ 110.375.393	\$ 54.159.711

Figura a.6: Resultado del costo de inversión total para ambos casos.

9.6 Anexo F: Flujo de caja para el caso de una planta de Ciclo a Gas con Subsidio No Afecto a impuestos.

A continuación, en la [Figura a.7](#) se muestra el flujo de caja para el caso de una planta con ciclo a gas, con subsidio que si está afecto a impuestos. Para este caso el VAN es de \$ 4.745.100 USD y la TIR es de 19,0%.

Año	0	1	2	3	4	5
R (+)		\$ 4.771.214	\$ 4.771.214	\$ 4.771.214	\$ 4.771.214	\$ 4.771.214
Subsidio (+)		\$ 4.380.186	\$ 4.380.186	\$ 4.380.186	\$ 4.380.186	\$ 4.380.186
TOC (-)		\$ -3.283.377	\$ -3.283.377	\$ -3.283.377	\$ -3.283.377	\$ -3.283.377
Depreciación Anual (-)		\$ -1.805.354	\$ -1.805.354	\$ -1.805.354	\$ -1.805.354	\$ -1.805.354
Interés del Préstamo (-)		\$ -3.412.119	\$ -3.328.887	\$ -3.239.829	\$ -3.144.538	\$ -3.042.575
Pérdidas en Ejercicios Anteriores (-)			\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Valor Libro (-)						
Utilidad antes de Impuesto		\$ 650.551	\$ 733.782	\$ 822.840	\$ 918.132	\$ 1.020.094
Impuesto (27%)		\$ 175.649	\$ 198.121	\$ 222.167	\$ 247.896	\$ 275.425
Utilidad después de Impuesto		\$ 474.902	\$ 535.661	\$ 600.673	\$ 670.236	\$ 744.669
Subsidio (+)		\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Depreciación Anual (+)		\$ 1.805.354	\$ 1.805.354	\$ 1.805.354	\$ 1.805.354	\$ 1.805.354
Pérdidas en Ejercicios Anteriores (+)			\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Valor Desecho (Método Contable)						
Amortización (-)		\$ -1.189.022	\$ -1.272.254	\$ -1.361.312	\$ -1.456.603	\$ -1.558.566
Préstamo (+)	\$ 48.744.555					
Inversión (-)	\$ -54.160.616					
Flujo neto Caja	\$ -5.416.062	\$ 1.091.233	\$ 1.068.761	\$ 1.044.715	\$ 1.018.987	\$ 991.457
Saldo	\$ -5.416.062	\$ -4.324.828	\$ -3.256.067	\$ -2.211.352	\$ -1.192.365	\$ -200.909

Figura a.7.a: Flujo de caja para el caso de ciclo a gas con subsidio afecto a impuestos. Período 0-5.

6	7	8	9	10	11	12	13
\$ 4.771.214	\$ 4.771.214	\$ 4.771.214	\$ 4.771.214	\$ 4.771.214	\$ 4.771.214	\$ 4.771.214	\$ 4.771.214
\$ 4.380.186	\$ 4.380.186	\$ 4.380.186	\$ 4.380.186	\$ 4.380.186	\$ 4.380.186	\$ 4.380.186	\$ 4.380.186
\$ -3.283.377	\$ -3.283.377	\$ -3.283.377	\$ -3.283.377	\$ -3.283.377	\$ -3.283.377	\$ -3.283.377	\$ -3.283.377
\$ -1.805.354	\$ -1.805.354	\$ -1.805.354	\$ -1.805.354	\$ -1.805.354	\$ -1.805.354	\$ -1.805.354	\$ -1.805.354
\$ -2.933.476	\$ -2.816.739	\$ -2.691.831	\$ -2.558.179	\$ -2.415.172	\$ -2.262.154	\$ -2.098.425	\$ -1.923.235
\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
\$ 1.129.193	\$ 1.245.930	\$ 1.370.838	\$ 1.504.490	\$ 1.647.497	\$ 1.800.515	\$ 1.964.244	\$ 2.139.434
\$ 304.882	\$ 336.401	\$ 370.126	\$ 406.212	\$ 444.824	\$ 486.139	\$ 530.346	\$ 577.647
\$ 824.311	\$ 909.529	\$ 1.000.712	\$ 1.098.278	\$ 1.202.673	\$ 1.314.376	\$ 1.433.898	\$ 1.561.787
\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
\$ 1.805.354	\$ 1.805.354	\$ 1.805.354	\$ 1.805.354	\$ 1.805.354	\$ 1.805.354	\$ 1.805.354	\$ 1.805.354
\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
\$ -1.667.665	\$ -1.784.402	\$ -1.909.310	\$ -2.042.962	\$ -2.185.969	\$ -2.338.987	\$ -2.502.716	\$ -2.677.906
\$ 962.000	\$ 930.481	\$ 896.756	\$ 860.670	\$ 822.058	\$ 780.743	\$ 736.536	\$ 689.235
\$ 761.091	\$ 1.691.572	\$ 2.588.328	\$ 3.448.998	\$ 4.271.056	\$ 5.051.799	\$ 5.788.335	\$ 6.477.570

Figura a.7.b: Flujo de caja para el caso de ciclo a gas con subsidio afecto a impuestos. Período 6-13.

14	15	16	17	18	19	20
\$ 4.771.214	\$ 4.771.214	\$ 4.771.214	\$ 4.771.214	\$ 4.771.214	\$ 4.771.214	\$ 4.771.214
\$ 4.380.186	\$ 4.380.186	\$ 4.380.186	\$ 4.380.186	\$ 4.380.186	\$ 4.380.186	\$ 4.380.186
\$ -3.283.377	\$ -3.283.377	\$ -3.283.377	\$ -3.283.377	\$ -3.283.377	\$ -3.283.377	\$ -3.283.377
\$ -1.805.354	\$ -1.805.354	\$ -1.805.354	\$ -1.805.354	\$ -1.805.354	\$ -1.805.354	\$ -1.805.354
\$ -1.735.782	\$ -1.535.207	\$ -1.320.591	\$ -1.090.953	\$ -845.239	\$ -582.326	\$ -301.009
\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
\$ 2.326.888	\$ 2.527.463	\$ 2.742.078	\$ 2.971.717	\$ 3.217.430	\$ 3.480.343	\$ 3.761.660
\$ 628.260	\$ 682.415	\$ 740.361	\$ 802.364	\$ 868.706	\$ 939.693	\$ 1.015.648
\$ 1.698.628	\$ 1.845.048	\$ 2.001.717	\$ 2.169.353	\$ 2.348.724	\$ 2.540.650	\$ 2.746.012
\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
\$ 1.805.354	\$ 1.805.354	\$ 1.805.354	\$ 1.805.354	\$ 1.805.354	\$ 1.805.354	\$ 1.805.354
\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
						\$ 18.053.539
\$ -2.865.359	\$ -3.065.935	\$ -3.280.550	\$ -3.510.189	\$ -3.755.902	\$ -4.018.814,84	\$ -4.300.131,88
\$ 638.622	\$ 584.467	\$ 526.521	\$ 464.519	\$ 398.176	\$ 327.189	\$ 18.304.773
\$ 7.116.192	\$ 7.700.659	\$ 8.227.180	\$ 8.691.699	\$ 9.089.875	\$ 9.417.064	\$ 27.721.837

Figura a.7.c: Flujo de caja para el caso de ciclo a gas con subsidio afecto a impuestos. Período 14-20.