



UNIVERSIDAD DE CHILE  
FACULTAD DE CIENCIAS FÍSICAS Y MATEMÁTICAS  
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA, BIOTECNOLOGÍA Y  
MATERIALES

**EVALUACIÓN TÉCNICA Y ECONÓMICA DE UN PROCESO DE  
GASIFICACIÓN PARA LA VALORIZACIÓN ENERGÉTICA DE DIGESTATO  
PROVENIENTE DE LODOS SANITARIOS**

MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERA CIVIL QUÍMICA

MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERA CIVIL EN BIOTECNOLOGÍA

IGNACIA JAVIERA SEGOVIA ESPINOZA

PROFESOR GUÍA:

Felipe Díaz Alvarado

MIEMBROS DE LA COMISIÓN:

María Elena Lienqueo Contreras

Estephanie González Jarpa

SANTIAGO DE CHILE

2024

## EVALUACIÓN TÉCNICA Y ECONÓMICA DE UN PROCESO DE GASIFICACIÓN PARA LA VALORIZACIÓN ENERGÉTICA DE DIGESTATO PROVENIENTE DE LODOS SANITARIOS

Actualmente, en Chile se tratan aproximadamente 1.280 millones de metros cúbicos de aguas servidas, lo que produce grandes cantidades de lodos sanitarios, generados principalmente en las regiones Metropolitana y del Maule. Existen distintas tecnologías para tratar los lodos sanitarios donde destaca la digestión anaeróbica por su eficiencia, en este proceso se obtiene biogás y lodos digeridos o digestato. Este último puede ser utilizado como fertilizante, pero su aplicación se ve limitada por la cantidad aplicable por metro cuadrado, rentabilidad en el transporte y emisión de gases de efecto invernadero (GEI), por lo cual surge la necesidad de encontrar un uso alternativo y eficiente de este.

El presente trabajo consiste en la evaluación de un proceso de valorización energética de digestato proveniente de lodos sanitarios de la compañía Ecomaule. Para lograrlo, se selecciona una tecnología mediante el Proceso Analítico Jerárquico (PAJ). Una vez definida la tecnología, se lleva a cabo su análisis técnico, económico y ambiental. Estos dos últimos análisis también se realizan para el escenario base que corresponde al uso de digestato como fertilizante. En el PAJ se consideran las tecnologías de combustión, pirólisis, gasificación y carbonización hidrotermal y se concluye que la tecnología más apropiada es la gasificación del digestato para la producción de gas de síntesis, con un 34 % de las preferencias.

En el análisis técnico se definen las operaciones unitarias del proceso: secado, conminución, gasificación, remoción del material particulado y nitrógeno del gas de síntesis. Las etapas críticas corresponden a la gasificación y la remoción del material particulado donde se utiliza un gasificador de lecho descendente y un ciclón, respectivamente. En este análisis se dimensionan los equipos y se plantean los balances de masa, donde a partir de 2.400 [kg h<sup>-1</sup>] de digestato se producen 710 [kg h<sup>-1</sup>] de gas de síntesis. En lo económico, para la venta del gas se obtiene un VAN, TIR y Payback de 1.272.000 [USD], 31 % y 1,9 años, respectivamente, y para la venta del digestato como fertilizante el VAN, TIR y Payback corresponden a 136.000 [USD], 25 % y 2 años, respectivamente; ambos escenarios en un horizonte de 10 años. Finalmente, en el análisis ambiental, el proceso de gasificación disminuye en un 92 % las emisiones de GEI y en un 81 % el potencial de eutrofización con respecto al uso de digestato como fertilizante.

Se concluye que la gasificación del digestato para la producción de gas de síntesis es un proyecto factible técnico, económico y ambientalmente, presentando mayores retribuciones que el uso del digestato como fertilizante.

# Tabla de Contenido

<b>1. Introducción</b>	<b>1</b>
1.1. Contextualización . . . . .	1
1.2. Los residuos . . . . .	2
1.2.1. Lodos sanitarios . . . . .	2
1.3. Empresa Volta . . . . .	4
1.4. Motivación del proyecto . . . . .	5
1.5. Objetivos . . . . .	7
1.5.1. Objetivo general . . . . .	7
1.5.2. Objetivos específicos . . . . .	7
1.5.3. Alcances . . . . .	7
<b>2. Antecedentes y estado del arte</b>	<b>8</b>
2.1. Antecedentes . . . . .	8
2.2. Tecnologías de valorización energética de digestato . . . . .	8
2.2.1. Combustión de pellets de digestato . . . . .	9
2.2.2. Gasificación . . . . .	10
2.2.3. Pirólisis . . . . .	11
2.2.4. Carbonización hidrotermal . . . . .	12
2.3. Comparación tecnologías de valorización de digestato . . . . .	13
<b>3. Selección tecnología de valorización</b>	<b>15</b>
3.1. El Proceso Analítico Jerárquico . . . . .	15
3.2. Metodología . . . . .	15
3.3. Proceso Analítico Jerárquico aplicado al caso de estudio . . . . .	17
3.3.1. Estructura jerárquica del modelo . . . . .	17
3.3.1.1. Criterios de selección . . . . .	17
3.3.2. Importancia de los criterios y subcriterios . . . . .	18
3.3.3. Valoración de las alternativas . . . . .	20
3.3.4. Verificación de consistencia . . . . .	22
3.4. Resultados . . . . .	23
3.5. Discusión . . . . .	23
<b>4. Evaluación técnica</b>	<b>25</b>

4.1.	Secado del digestato . . . . .	26
4.1.1.	Supuestos y consideraciones realizados . . . . .	27
4.1.2.	Balance de masa y energía . . . . .	28
4.1.3.	Dimensionamiento . . . . .	31
4.1.4.	Resumen balance de masa y energía . . . . .	33
4.1.5.	Resumen dimensionamiento . . . . .	33
4.1.6.	Discusiones . . . . .	34
4.2.	Conminución del digestato . . . . .	35
4.2.1.	Supuestos y consideraciones . . . . .	35
4.2.2.	Balance de masa . . . . .	35
4.2.3.	Dimensionamiento . . . . .	36
4.2.4.	Resumen balance de masa . . . . .	39
4.2.5.	Resumen dimensionamiento . . . . .	40
4.2.6.	Discusiones . . . . .	40
4.3.	Gasificación de la biomasa . . . . .	40
4.3.1.	Supuestos y consideraciones . . . . .	41
4.3.2.	Modelo matemático del gasificador . . . . .	42
4.3.2.1.	Zona de secado y pirólisis . . . . .	42
4.3.2.2.	Zona de oxidación . . . . .	46
4.3.2.3.	Zona de reducción . . . . .	48
4.3.3.	Implementación del modelo matemático del gasificador . . . . .	51
4.3.4.	Resultados del modelo matemático del gasificador . . . . .	51
4.3.5.	Balance de masa . . . . .	53
4.3.6.	Resumen balance de masa . . . . .	56
4.3.7.	Dimensionamiento . . . . .	57
4.3.8.	Discusiones . . . . .	59
4.4.	Enfriamiento del gas de síntesis . . . . .	60
4.4.1.	Supuestos y consideraciones . . . . .	60
4.4.2.	Balance de masa . . . . .	61
4.4.3.	Dimensionamiento . . . . .	61
4.4.4.	Resumen balance de masa . . . . .	69
4.4.5.	Resumen dimensionamiento . . . . .	69
4.4.6.	Discusiones . . . . .	69
4.5.	Remoción del material particulado . . . . .	70
4.5.1.	Supuestos y consideraciones . . . . .	70
4.5.2.	Balance de masa . . . . .	71
4.5.3.	Dimensionamiento . . . . .	73
4.5.4.	Resumen balance de masa . . . . .	74
4.5.5.	Resumen dimensionamiento . . . . .	75
4.5.6.	Discusiones . . . . .	75
4.6.	Remoción del nitrógeno . . . . .	76

4.6.1.	Supuestos y consideraciones . . . . .	76
4.6.2.	Balance de masa . . . . .	77
4.6.3.	Dimensionamiento . . . . .	78
4.6.4.	Resumen balance de masa . . . . .	80
4.6.5.	Resumen dimensionamiento . . . . .	80
4.6.6.	Discusiones . . . . .	80
4.7.	Composición y flujo final del gas de síntesis . . . . .	81
<b>5.</b>	<b>Evaluación económica</b>	<b>82</b>
5.1.	Escenario con proyecto: Producción de gas de síntesis a partir de la gasificación del digestato . . . . .	84
5.1.1.	Ingreso por ventas . . . . .	84
5.1.2.	OPEX . . . . .	85
5.1.3.	Ganancias y pérdidas de capital . . . . .	88
5.1.4.	Depreciaciones . . . . .	89
5.1.5.	Pérdidas del ejercicio anterior . . . . .	89
5.1.6.	Utilidades antes del impuesto . . . . .	90
5.1.7.	Impuesto . . . . .	90
5.1.8.	Utilidades después del impuesto . . . . .	90
5.1.9.	CAPEX . . . . .	90
5.1.10.	IVA de la inversión y su recuperación . . . . .	92
5.1.11.	Valor residual de los activos . . . . .	92
5.1.12.	Pérdida y recuperación del capital de trabajo . . . . .	92
5.1.13.	Flujo de capitales . . . . .	92
5.1.14.	Flujo de caja . . . . .	92
5.2.	Escenario base: Uso del digestato deshidratado como fertilizante . . . . .	94
5.2.1.	Ingreso por ventas . . . . .	94
5.2.2.	OPEX . . . . .	94
5.2.3.	Ganancias y pérdidas de capital . . . . .	95
5.2.4.	Depreciaciones . . . . .	96
5.2.5.	Pérdidas del ejercicio anterior . . . . .	96
5.2.6.	Impuesto . . . . .	96
5.2.7.	CAPEX . . . . .	96
5.2.8.	IVA de la inversión y su recuperación . . . . .	97
5.2.9.	Valor residual de los activos . . . . .	97
5.2.10.	Pérdida y recuperación del capital de trabajo . . . . .	97
5.2.11.	Flujo de caja . . . . .	97
5.3.	Análisis de sensibilidad . . . . .	99
5.4.	Discusiones . . . . .	100
<b>6.</b>	<b>Evaluación ambiental</b>	<b>102</b>

6.1.	Escenario con proyecto: Producción de gas de síntesis a partir de la gasificación de digestato . . . . .	102
6.1.1.	Potencial de calentamiento global . . . . .	102
6.1.2.	Eutrofización . . . . .	104
6.1.3.	Resumen análisis ambiental escenario con proyecto . . . . .	104
6.2.	Escenario sin proyecto: Uso del digestato deshidratado como fertilizante . . .	104
6.2.1.	Potencial de calentamiento global . . . . .	105
6.2.2.	Eutrofización . . . . .	106
6.2.3.	Resumen análisis ambiental escenario base . . . . .	107
6.3.	Resumen análisis ambiental . . . . .	107
6.4.	Discusión . . . . .	107
<b>7.</b>	<b>Reflexión general y proyecciones del proyecto</b>	<b>109</b>
<b>8.</b>	<b>Conclusiones</b>	<b>112</b>
	<b>Bibliografía</b>	<b>114</b>
	<b>Anexos</b>	<b>123</b>
A.	Selección tecnología de valorización . . . . .	123
A.1.	Construcción matrices de comparación . . . . .	123
A.2.	Matrices de comparación, PAJ . . . . .	124
A.3.	Cálculo vector de priorización . . . . .	125
A.4.	Cálculo Indicador de Relación de Consistencia . . . . .	126
A.5.	Construcción matriz de resultados . . . . .	127
B.	Análisis técnico . . . . .	127
B.1.	Composición del digestato . . . . .	127
B.2.	Cálculo CRF . . . . .	131
B.3.	Código computacional del modelo del gasificador . . . . .	132
B.4.	Cálculo densidad y viscosidad cinemática del gas de síntesis . . . . .	148
B.5.	Calor específico del gas de síntesis . . . . .	148
B.6.	Temperatura del syngas en el intercambiador . . . . .	149
B.7.	Flujo volumétrico final del gas de síntesis . . . . .	149
C.	Análisis económico . . . . .	150
C.1.	Análisis de sensibilidad . . . . .	150
D.	Análisis ambiental . . . . .	150
D.1.	Poder calorífico del gas de síntesis . . . . .	151

# Índice de Tablas

3.1.	Escala fundamental de importancia para la comparación por pares [26]. . . . .	16
3.2.	Importancia de cada criterio . . . . .	18
3.3.	Importancia subcriterios técnicos . . . . .	19
3.4.	Importancia subcriterio económico . . . . .	19
3.5.	Importancia subcriterios ambientales . . . . .	20
3.6.	Metodología para la valorización de alternativas. . . . .	20
3.7.	Grado de madurez tecnológica de cada alternativa. . . . .	21
3.8.	LCOE de cada tecnología. . . . .	21
3.9.	Emisión de gases de efecto invernadero para cada tecnología. . . . .	21
3.10.	Manejo de RILes y RISes producidos en cada tecnología. . . . .	22
3.11.	Indicador Relación de Consistencia obtenido para las distintas matrices de comparación de los subcriterios. . . . .	22
3.12.	Porcentajes obtenidos para cada tecnología a partir del PAJ . . . . .	23
4.1.	Resumen del balance de masa en el secador rotatorio . . . . .	33
4.2.	Resumen de las dimensiones del secador rotatorio . . . . .	34
4.3.	Resumen del balance de masa en la trituradora de mandíbula. . . . .	39
4.4.	Resumen de las dimensiones de la trituradora de mandíbula. . . . .	40
4.5.	Factor de frecuencia y energía de activación de las reacciones de la zona de reducción [56]. . . . .	49
4.6.	Composición del gas de síntesis entregada por el modelo computacional. . . . .	55
4.7.	Resumen del balance de masa en el gasificador. . . . .	57
4.8.	Dimensiones de los gasificadores. . . . .	58
4.9.	Resumen del balance de masa en el intercambiador de calor. . . . .	69
4.10.	Resumen de las dimensiones del intercambiador de calor. . . . .	69
4.11.	Relaciones estándar para diseñar un ciclón Swift. . . . .	73
4.12.	Resumen del balance de masa en el ciclón. . . . .	75
4.13.	Resumen de las dimensiones del ciclón Swift. . . . .	75
4.14.	Balance de masa en el equipo de adsorción por cambio de presión. . . . .	80
4.15.	Resumen de las dimensiones de las columnas del equipo de remoción de nitrógeno. . . . .	80
4.16.	Composición final del gas de síntesis. . . . .	81
5.1.	Estructura del flujo de cajas. . . . .	83
5.2.	Dotación de la planta y costo laboral anual para el escenario con proyecto. . . . .	85
5.3.	Potencia de los equipos por año para el escenario con proyecto. . . . .	87

5.4.	Costos de operación para el escenario con proyecto. . . . .	88
5.5.	Costo de los equipos para el escenario con proyecto. . . . .	91
5.6.	Desglose CAPEX para el escenario con proyecto. . . . .	91
5.7.	Flujo de cajas para el proyecto de producción de syngas. . . . .	93
5.8.	Dotación de la planta y costo laboral anual para el escenario base. . . . .	94
5.9.	Costos de operación para el escenario base. . . . .	95
5.10.	Desglose CAPEX para el escenario base. . . . .	97
5.11.	Flujo de cajas para el proyecto del uso del digestato como fertilizante. . . . .	98
5.12.	Porcentaje de venta crítico, VAN = 0 . . . . .	100
6.1.	Resumen análisis ambiental para el proyecto de producción de gas de síntesis. . . . .	104
6.2.	Resumen análisis ambiental para el proyecto del uso de digestato como fertilizante. . . . .	107
6.3.	Resumen análisis ambiental. . . . .	107
A.1.	Construcción matriz de comparación del subcriterio Grado de Madurez Tecnológica . . . . .	123
A.2.	Matriz de comparación del subcriterio Grado de Madurez Tecnológica . . . . .	124
A.3.	Matriz de comparación del subcriterio potencial de uso . . . . .	124
A.4.	Matriz de comparación del subcriterio costos estimados . . . . .	125
A.5.	Matriz de comparación del subcriterio emisiones GEI . . . . .	125
A.6.	Matriz de comparación del subcriterio manejo de RILes y RISes . . . . .	125
A.7.	Matriz de comparación normalizada del subcriterio Grado de Madurez Tecnológica y vector de priorización . . . . .	126
A.8.	Vectores de priorización para los 5 subcriterios. . . . .	126
B.1.	Composición química del digestato proveniente de lodos sanitarios [57]. . . . .	130
B.2.	Calor específico del gas de síntesis a la entrada del intercambiador de calor. . . . .	148
B.3.	Caudal volumétrico del gas de síntesis luego de la purificación. . . . .	150
C.1.	Análisis de sensibilidad para la venta del gas de síntesis. . . . .	150
C.2.	Análisis de sensibilidad para la venta de digestato como fertilizante. . . . .	150
D.1.	Poder calorífico del gas de síntesis. . . . .	151



# Índice de Ilustraciones

1.1.	Generación de lodos de plantas de aguas servidas a nivel regional [2]. . . . .	3
1.2.	Tratamiento de lodos residuales. Adaptado de [5] y [6]. . . . .	4
1.3.	Diagrama de bloques del procesamiento de lodos sanitarios en Ecomaule. Elaboración propia. . . . .	5
1.4.	Demanda de fertilizantes en Chile. Adaptado de [17] . . . . .	6
2.1.	Planta Ecomaule ubicada en Río Claro, Región del Maule. . . . .	8
2.2.	Tecnologías de valorización energética de digestato con sus respectivos productos y subproductos. Elaboración propia. . . . .	9
2.3.	Diagrama de flujos para la combustión de pellets de digestato. Elaboración propia. . . . .	10
2.4.	Diagrama de flujo para la gasificación del digestato. Elaboración propia. . . . .	10
2.5.	Diagrama de flujo para la pirólisis del digestato. Elaboración propia. . . . .	11
2.6.	Diagrama de flujo para la carbonización hidrotermal del digestato. . . . .	12
3.1.	Estructura jerárquica del problema. Elaboración propia. . . . .	17
4.1.	Diagrama de bloques del proceso de valorización de digestato. . . . .	26
4.2.	Diagrama etapa de secado. . . . .	27
4.3.	Diagrama del secador rotatorio. Adaptado de [49]. . . . .	31
4.4.	Diagrama etapa de conminución. . . . .	35
4.5.	Dimensiones de la trituradora de mandíbula. . . . .	38
4.6.	Diagrama etapa de gasificación. . . . .	41
4.7.	Esquema de las zonas del gasificador de tiro descendente. Adaptado de [56]. . . . .	42
4.8.	Composición molar del gas de síntesis. . . . .	52
4.9.	Perfil de temperatura a lo largo de la zona de reducción. . . . .	52
4.10.	Consumo de los moles de carbono a lo largo de la zona de reducción. . . . .	53
4.11.	Esquema de las dimensiones del gasificador [58]. . . . .	58
4.12.	Diagrama etapa de enfriamiento. . . . .	60
4.13.	Diagrama etapa de remoción del material particulado. . . . .	70
4.14.	Dimensiones del ciclón [68]. . . . .	74
4.15.	Diagrama etapa de remoción del nitrógeno. . . . .	76
5.1.	Variación del VAN en el análisis de sensibilidad con respecto al precio de venta. . . . .	99
5.2.	Variación del TIR en el análisis de sensibilidad con respecto al precio de venta. . . . .	99

# Capítulo 1

## Introducción

### 1.1. Contextualización

Según el Sexto Reporte del Estado del Medio Ambiente de Chile, durante el año 2019 se generaron más de 20 millones de toneladas de residuos, donde el 97 % corresponde a residuos no peligrosos, los cuales contemplan residuos de origen industrial (56 %), residuos sólidos municipales (40 %) y lodos provenientes de Plantas de Tratamiento de Aguas Servidas (1,4 %) [1]. Del total de residuos no peligrosos, el 79 % fue eliminado en rellenos sanitarios y vertederos y el 21 % valorizado [1].

Por otro lado, la disposición final de residuos genera un impacto negativo en el medio ambiente y en la salud humana, dentro de los cuales se encuentra [2]:

- Impacto ambiental en suelos y cuerpos de agua: existe la posibilidad que el lixiviado se filtre contaminando las napas de agua y provocando la circulación de vectores sanitarios que transmiten infecciones. A lo anterior se suma la acidificación de los océanos y la eutrofización.
- Emisión de gases de efecto invernadero: los rellenos sanitarios, vertederos y basurales generan emisiones de gases de efecto invernadero como metano y dióxido de carbono.
- Impacto en la salud humana y calidad de vida: la presencia de mal olor y material particulado, además de la contaminación en los suelos, aumentan las probabilidad de contraer enfermedades.

Teniendo en consideración los efectos negativos que provoca la disposición de residuos en rellenos sanitarios, basurales y vertederos, cobra importancia el manejo responsable y la valorización de estos mismos, para así, disminuir el impacto que generan y obtener productos con valor agregado. Bajo este contexto, se desenvuelve el presente trabajo, donde se busca contribuir a la gestión sustentable de residuos, valorizándolos energéticamente.

## 1.2. Los residuos

Los residuos se generan como consecuencia de un modelo lineal de producción y consumo, que se basa en extraer, producir, consumir y eliminar, con el objetivo de satisfacer las necesidades humanas [2]. Estos se pueden clasificar según su característica:

- Residuo peligroso: residuo que presenta riesgos para la salud pública y/o efectos adversos para el medio ambiente.
- Residuo no peligroso: residuo que no presenta riesgo para la salud pública ni efectos adversos para el medio ambiente.
- Residuo inerte: residuo no peligroso que no experimenta variaciones físicas, químicas o biológicas significativas.

Por otro lado, según su origen se definen dos grandes clasificaciones:

- Residuos municipales: incluye residuos sólidos domiciliarios y residuos generados en el sector de servicios y pequeñas industrias.
- Residuos industriales: residuos generados por la actividad industrial producto de los procesos de fabricación, utilización, consumo, limpieza o mantenimiento.

### 1.2.1. Lodos sanitarios

En Chile durante el año 2018 se trató un volumen de 1.280 millones de metros cúbicos de aguas servidas [3], el tratamiento de aguas servidas da lugar a la producción de grandes cantidades de lodos sanitarios, los cuales requieren una gestión adecuada y responsable ambientalmente antes de su disposición final [4]. En Chile, su generación se concentra principalmente en la Región Metropolitana, seguido por las regiones del Maule y Valparaíso, tal como se aprecia en la Figura 1.1

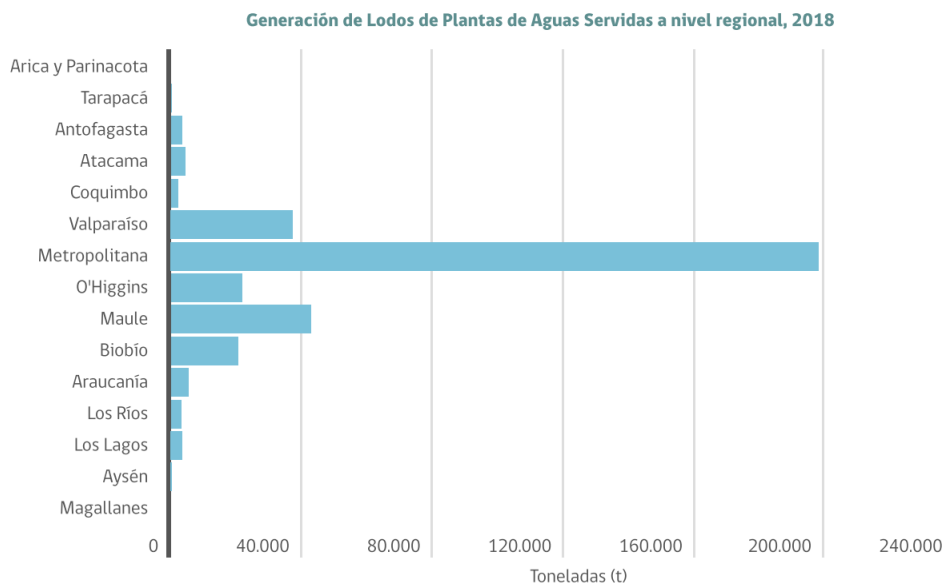


Figura 1.1: Generación de lodos de plantas de aguas servidas a nivel regional [2].

Los lodos sanitarios son un subproducto de las plantas de tratamiento de aguas residuales, por lo que, contienen todas las sustancias eliminadas de estas, presentando una composición compleja que incluye materia orgánica, nutrientes y componentes nocivos como metales pesados, microcontaminantes orgánicos y patógenos. Si el tratamiento y posterior eliminación de este subproducto es inadecuado, puede causar una grave contaminación ambiental además de problemas de salud [5]. En consecuencia, y considerando el aumento de la producción de lodos sanitarios es necesario desarrollar soluciones sostenibles para su disposición.

Por lo general, en los países en vías de desarrollo, la gestión de lodos sanitarios se ha descuidado y con frecuencia, los lodos sin tratar se vierten directamente en el suelo o en masas de agua [5]. En contraste, en países europeos (EU-15), la reutilización de este subproducto, incluyendo su aplicación directa en agricultura o compostaje es la opción más predominante (53 %) seguida por su incineración (21 %) [4].

En cuanto al sistema de tratamiento de lodos, este debe cumplir con ciertos requerimientos, tales como la reducción del contenido de agua, la eliminación de patógenos, contaminantes y/o metales pesados o la generación de subproductos de lodos estables. En la Figura 1.2, se muestran algunas de las tecnologías de tratamiento de lodos residuales, en donde los procesos de estabilización se emplean para la reducción de patógenos y olores, la estabilización del sustrato y la producción de biogás para generar energía o calor, por otro lado, las tecnologías de deshidratación aumentan el contenido de sólidos secos de los lodos y reduce su volumen. Por último, en los procesos de conversión el objetivo principal es transformar los lodos en productos valiosos y comercializables [5]. Es importante mencionar que los procesos de deshidratación y conversión también consiguen la estabilización de los lodos [6].

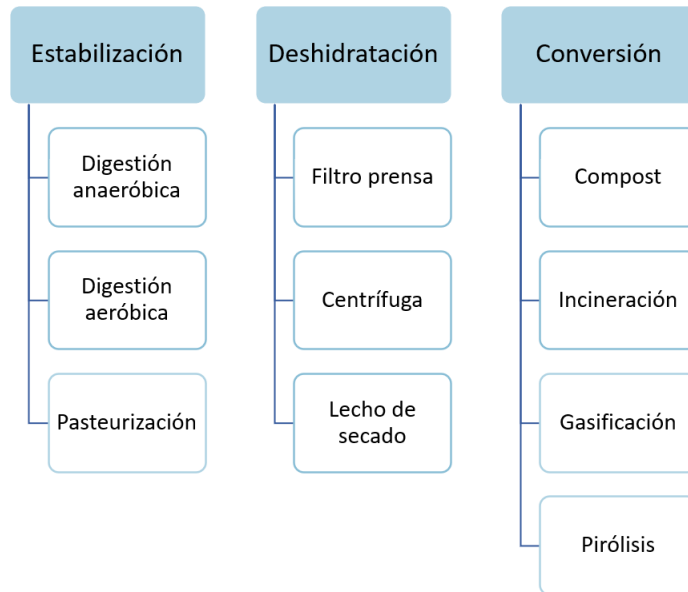


Figura 1.2: Tratamiento de lodos residuales. Adaptado de [5] y [6].

Dentro de las tecnologías anteriormente mencionadas, destaca la digestión anaeróbica por ser una de las técnicas de remediación más eficientes, eficaces y sostenibles desde un punto de vista ambiental [7]. Este proceso consiste en una fermentación microbiana de los lodos sanitarios en ausencia de oxígeno, donde se obtiene como producto y subproducto biogás y lodos digeridos (digestato), respectivamente [8]. El biogás puede ser utilizado para la producción de energía eléctrica y se compone aproximadamente de  $\text{CH}_4$  (55-75 %),  $\text{CO}_2$  (24-45 %) y  $\text{N}_2$  (0-1 %) [9].

Por otro lado, el digestato corresponde al subproducto húmedo que queda al final de la digestión anaeróbica [10], es rico en nitrógeno y puede utilizarse como fertilizante, sin embargo, la gran cantidad de digestato producida se ha vuelto una problemática intensificando los aspectos negativos, como la sobrecarga de nitrógeno, el transporte a larga distancia, la presencia de microorganismos tóxicos y la emisión de gases de efecto invernadero, por lo que, surge la necesidad de encontrar un uso alternativo y eficiente para este subproducto [11].

Sumado a lo anterior, en un proceso típico de digestión anaeróbica la eficiencia de conversión de energía es solo del 33 a 50 %, en consecuencia más de la mitad de la energía permanece en el digestato, lo que lo convierte en una materia prima prometedora para la producción de biocombustibles [11].

### 1.3. Empresa Volta

Dentro de las empresas que se dedican al manejo responsable de residuos, se encuentra Volta, la cual es una empresa chilena dedicada a la gestión sustentable de residuos en todos los eslabones de la cadena de valor [12].

Esta empresa tiene presencia nacional, y esta compuesta por cuatro compañías [12]:

- Ecoser: Especialización en recolección de residuos industriales peligrosos, asimilables a domiciliarios y reciclables.
- Servinor: Experiencia en logística, tratamiento y recuperación de RILes orgánicos no peligrosos para la obtención de agua en calidad de riego.
- Ecobio: Especialización en el tratamiento y disposición final de residuos peligrosos. Es el principal relleno de seguridad el sur de Chile, que además opera un relleno sanitario para residuos sólidos urbanos.
- Ecomaule: Especialistas en valorización de residuos agroindustriales en compost. Además de ofrecer servicios de recolección, tratamiento de lodos sanitarios y operar un relleno sanitario para residuos sólidos urbanos.

## 1.4. Motivación del proyecto

Actualmente la compañía Ecomaule, ubicada en la comuna de Río Claro, Región de Maule, está implementando un proyecto de digestión anaeróbica de lodos sanitarios, obteniendo biogás y digestato como producto y subproducto, respectivamente.

El digestato será procesado para disminuir su contenido de agua, obteniendo una fracción líquida y otra sólida, se espera utilizar la primera como agua de regadío en los predios cercanos a la instalación, mientras que la segunda se dispondrá en bateas y se utilizará como fertilizante, tal como se presenta en el diagrama de bloques de la Figura 1.3.

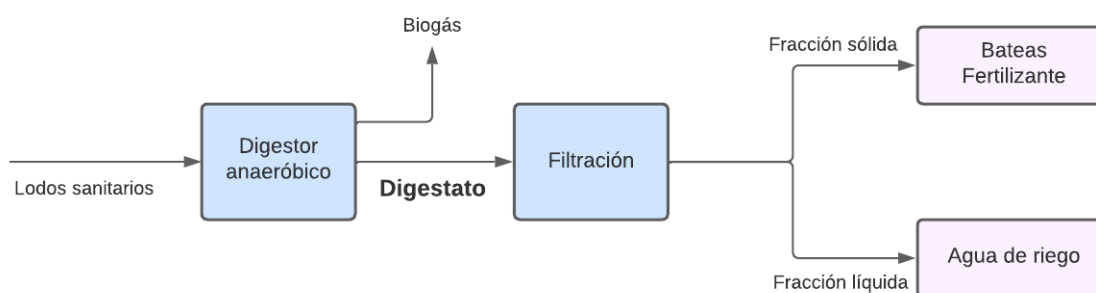


Figura 1.3: Diagrama de bloques del procesamiento de lodos sanitarios en Ecomaule. Elaboración propia.

Por otro lado, existen restricciones asociadas al uso del digestato como fertilizante, en primer lugar, debido a que su producción es continua durante el año será necesario almacenarlo, principalmente por las fases de crecimiento de los cultivos, tipos de suelo y los niveles de

estabilización [13] no puede ser utilizado inmediatamente. Sumado a lo anterior, si se almacena en estanques descubiertos se liberan gases de efecto invernadero como  $\text{CH}_4$ ,  $\text{CO}_2$  y  $\text{N}_2\text{O}$ , además de  $\text{NH}_3$  que contribuye a la contaminación atmosférica. Incluso, estudios recientes han demostrado que en algunos casos el digestato aún contiene sólidos volátiles no digeridos que se convierten en  $\text{NH}_3$  y  $\text{CH}_4$  durante su almacenamiento y uso [13].

Adicionalmente, el aumento de plantas de digestión anaeróbica podría dar lugar a un exceso de oferta de digestato a escala local, por lo que tendría que transportarse a zonas distantes, sin embargo, se ha reportado que en distancias entre 5 a 10 [km] el coste del transporte supera el valor como fertilizante [14]. La presencia de contaminantes como patógenos, metales pesados y compuestos orgánicos en el digestato también pueden limitar su aplicación en suelos, por lo tanto, antes de utilizarlo se debe evaluar su composición química para evitar la contaminación del suelo y en consecuencia de la cadena alimenticia del ser humano [13].

En la Figura 1.4 se presenta la demanda de fertilizantes en Chile por hectárea de tierra cultivable durante el último siglo. Se puede apreciar que alcanza su mayor valor en el año 2007 para posteriormente oscilar en 350 y 450 [ $\text{kg fertilizante ha de tierra cultivable}^{-1}$ ]. De esto se infiere que esta demanda no se encuentra en un constante aumento a diferencia del consumo de combustibles como la gasolina [15] o el consumo de electricidad [16].



Figura 1.4: Demanda de fertilizantes en Chile. Adaptado de [17]

Tal como se mencionó anteriormente, la demanda de energía eléctrica se encuentra en constante aumento [18], y en el caso del gas natural esta presenta una tasa de crecimiento anual promedio de 6,3% [19]. Sumado a la diversificación energética en Chile, se tiene un panorama con mayor utilidad para el digestato, en comparación a su uso como fertilizante.

En consecuencia, es razonable plantear otros fines para el digestato que posean un mayor potencial de uso, detectando la oportunidad de su utilización como insumo para la produc-

ción de biocombustibles, en tecnologías tales como carbonización hidrotermal, gasificación, pirólisis o combustión. Con la ventaja que este uso se relaciona estrechamente con el mercado energético en el cual se encuentra inserto el biogás producido en la planta.

## **1.5. Objetivos**

### **1.5.1. Objetivo general**

Evaluar técnica, económica y ambientalmente una tecnología de valorización energética de digestato proveniente de lodos sanitarios.

### **1.5.2. Objetivos específicos**

- Seleccionar una tecnología de valorización energética para la conversión de residuos orgánicos entre las disponibles en la literatura, sobre la base de una comparación que considere el grado de madurez tecnológica, potencial de uso, costos estimados, rendimiento energético y dificultad en el manejo de RILES y RISEs.
- Diseñar el proceso productivo de valorización energética y dimensionar los equipos principales.
- Evaluar económicamente el proceso y el escenario base, donde este último corresponde al uso del digestato como fertilizante.
- Evaluar ambientalmente el proceso, comparando el potencial de calentamiento global y eutrofización asociado al escenario base y con proyecto.

### **1.5.3. Alcances**

A continuación se mencionan los alcances del proyecto:

- La comparación de tecnologías se realizará mediante un análisis de multicriterio.
- La evaluación técnica, económica y ambiental se realizarán a nivel de ingeniería de perfil.
- El diseño de los equipos se limitará a su dimensión más característica.



# Capítulo 2

## Antecedentes y estado del arte

### 2.1. Antecedentes

La planta de digestión anaeróbica de Ecomaule, Volta, presentada en la Figura 2.1, generará aproximadamente  $227 \text{ [t día}^{-1}\text{]}$  de digestato, el cual será sometido a un proceso de filtrado obteniendo una fracción líquida y una sólida. La primera se utilizará como agua de regadío en las predios cercanos a la planta en un radio máximo de  $50 \text{ [km]}$  y la fracción sólida se almacenará en bateas o se utilizará como fertilizante.



Figura 2.1: Planta Ecomaule ubicada en Río Claro, Región del Maule.

### 2.2. Tecnologías de valorización energética de digestato

Existen diversas tecnologías de valorización energética para digestato, las cuales corresponden a procesos termoquímicos, donde se incluye la combustión, gasificación, pirólisis y carbonización hidrotermal [13]. Estos procesos producen tres tipos de combustibles primarios: sólidos, líquidos y gaseosos que pueden convertirse en electricidad, calor o utilizarse como fertilizantes, enmiendas de suelo, etc. En la Figura 2.2 se muestran estas tecnologías

con sus principales productos o subproductos:

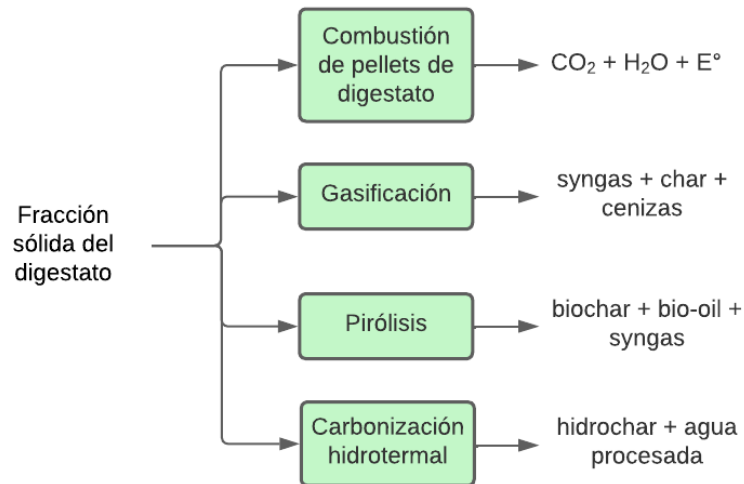


Figura 2.2: Tecnologías de valorización energética de digestato con sus respectivos productos y subproductos. Elaboración propia.

A continuación se presenta una breve descripción para cada tecnología [13]:

- Combustión de pellets de digestato: el digestato se somete a un proceso de secado alcanzando una humedad final entre 10 y 20 %, posteriormente se fabrican pellets, los cuales pueden ser utilizados en hornos de combustión [13].
- Gasificación: proceso termoquímico que convierte la materia orgánica en un gas combustible denominado syngas o gas de síntesis, compuesto principalmente por  $H_2$ ,  $CO$ , y en menor medida por  $CH_4$ ,  $CO_2$  y  $H_2O$  [20].
- Pirólisis: es un proceso termoquímico, en el cual se descompone la materia orgánica por acción del calor, obteniendo carbón vegetal o “biochar”, bioaceites (bio-oil) y syngas.
- Carbonización hidrotermal: consiste en un proceso termoquímico que convierte materias orgánicas húmedas en productos ricos en carbono, dentro de los cuales se encuentra el “hidrochar”.

### 2.2.1. Combustión de pellets de digestato

La combustión es un proceso termoquímico basado en la producción de energía en forma de calor, para el cual se utilizan pellets de digestato [13]. Este proceso consiste en el secado del digestato hasta alcanzar un contenido de materia seca entre 80 y 90 %, posteriormente es granulado obteniendo pellets para la combustión, los cuales son un producto almacenable y transportable [21], por lo que, se presenta como una alternativa atractiva para reducir costos de transporte y almacenamiento [21]. En la Figura 2.3, se presenta el diagrama de flujos simplificado de este proceso.

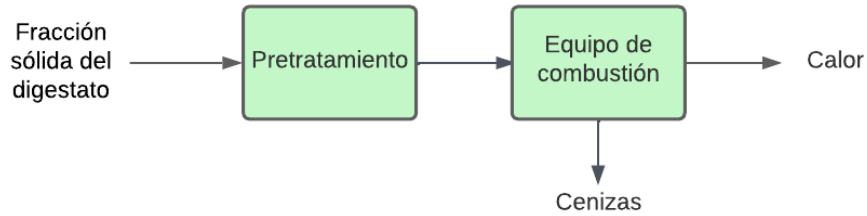


Figura 2.3: Diagrama de flujos para la combustión de pellets de digestato. Elaboración propia.

Los pellets de digestato presentan un valor calorífico neto que varía entre 16,5 y 17,3 [MJ kg<sup>-1</sup>] [13], el cual es similar a la madera. Este producto puede ser utilizado en las tecnologías actuales de combustión, donde la emisión de gases de combustión se mantiene dentro de los límites definidos para los biocombustibles [13]. Luego de la combustión los nutrientes tales como fósforo, potasio y calcio permanecen en las cenizas, como también los metales pesados como cadmio, plomo y zinc [21].

Respecto a la desventajas de este proceso, se ha reportado la formación de aglomerados de cenizas, los cuales obstruyen los orificios del bracero ahogando parcialmente la combustión luego de unos minutos [13].

### 2.2.2. Gasificación

La gasificación consiste en un proceso termoquímico que convierte la materia orgánica en un gas denominado syngas. En este proceso, ocurre la combustión parcial del digestato con la ayuda de un agente gasificante, a temperaturas que se encuentran entre los 800 y 1000 [°C] [22]. Dependiendo del tipo de gasificador utilizado, se pueden producir ciertas cantidades de alquitrán, cenizas y char. Por otro lado, el poder calorífico y la composición del gas de síntesis dependen fuertemente de la elección del agente gasificante y de la naturaleza del digestato [22]. En la Figura 2.4 se presenta un diagrama de flujo simplificado del proceso:

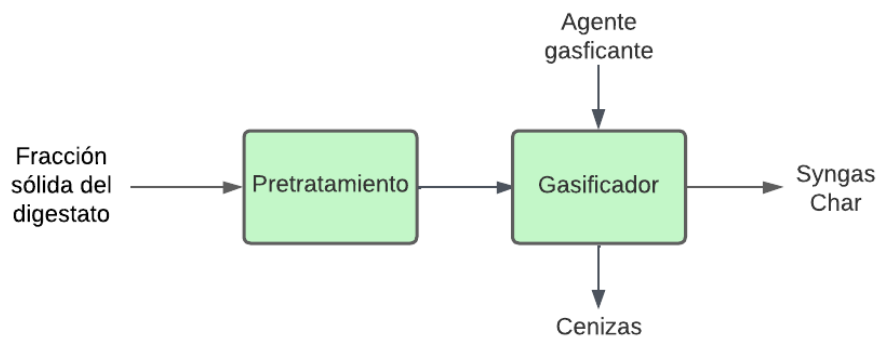


Figura 2.4: Diagrama de flujo para la gasificación del digestato. Elaboración propia.

El agente gasificante puede ser oxígeno, vapor o aire, donde la opción más económica corresponde al aire, pero implica menores poderes caloríficos ( $5 - 6 \text{ [MJ m}^{-3}\text{]}$ ) debido a la presencia de nitrógeno [23]. El gas de síntesis producido está compuesto principalmente por CO y H<sub>2</sub> y en menor medida por CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> y N<sub>2</sub> en caso de utilizar aire como agente.

El gas de síntesis puede ser utilizado en calderas, motores de combustión interna y turbinas de gas para la generación de electricidad. Adicionalmente puede utilizarse para producir gas natural sintético o biocombustibles líquidos. En la mayoría de los casos es necesario purificar el gas para eliminar impurezas [23].

Existen tres clasificaciones de gasificadores: lecho arrastrado, fluidizado o fijo, por otro lado también pueden clasificarse en función de la dirección del flujo del agente gasificante, donde se encuentran gasificadores de tiro ascendente, descendente o tiro cruzado. El tamaño varía entre  $<10 \text{ [kW]}$  para lecho fijo de tiro descendente a  $>500 \text{ [MW]}$  para gasificador de lecho arrastrado [23].

Esta tecnología presenta limitaciones en cuanto al tamaño de partícula de la alimentación, como también respecto a su humedad y contenido de cenizas, lo que implica añadir etapas de pretratamiento aumentando las necesidades energéticas del proceso en el caso del secado [23].

### 2.2.3. Pirólisis

La pirólisis es un proceso termoquímico que recupera energía a partir de materia orgánica, independiente de si es biodegradable o no [13]. Durante este proceso, se somete el digestato seco a temperaturas que oscilan entre 400 y 700 [°C] [23], bajo condiciones anaeróbicas. De esta forma se descomponen los elementos orgánicos de la materia prima generando biochar y una fase gaseosa. Posteriormente, al enfriar esta fase los compuestos polares y de alto peso molecular se condensan en forma líquida (bio-oil), mientras que los compuestos volátiles de bajo peso permanecen en la fase gaseosa como syngas [13]. En la Figura 2.5, se presenta el diagrama de flujo simplificado:

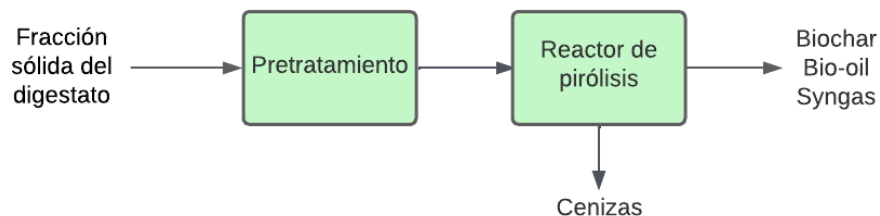


Figura 2.5: Diagrama de flujo para la pirólisis del digestato. Elaboración propia.

Según las condiciones de operación, la pirólisis se puede clasificar en lenta o rápida. En general, la pirólisis lenta se produce a bajas velocidades de calentamiento ( $<10$   $^{\circ}\text{C min}^{-1}$ ) y tiempos de residencia de minutos u horas, mientras que la pirólisis rápida ocurre a altas velocidades de calentamiento ( $\approx 1.000$   $^{\circ}\text{C min}^{-1}$ ) durante segundos o pocos minutos. Los productos obtenidos en la pirólisis lenta consisten principalmente en biochar (35 %) y syngas (35 %), mientras que el bio-oil se obtiene principalmente en la pirólisis rápida ( $\approx 70$  %) [13].

El poder calorífico del bio-oil es de aproximadamente 15 a 18  $[\text{MJ kg}^{-1}]$  con una humedad de 25 %, sin embargo, debe ser tratado antes de ser utilizado como combustible debido a su contaminación con ácidos. En consecuencia, si no se trata es difícil transportarlo y almacenarlo, lo que puede aumentar el costo de producción [23]. Por otro lado, el biochar puede ser utilizado como enmienda de suelo o como combustible sólido, y el syngas puede ser quemado para la producción de calor o electricidad [23].

Por último, ya que la pirólisis es un subconjunto del proceso de gasificación, los requisitos de pretratamiento para la materia prima son similares a los de la gasificación [23].

#### 2.2.4. Carbonización hidrotermal

La carbonización hidrotermal (HTC) ocurre a temperaturas inferiores a  $250$   $^{\circ}\text{C}$  dando lugar a reacciones de carbonización, que convierten la biomasa húmeda en un combustible sólido rico en carbono conocido como hidrochar, además de obtener una fase gaseosa y líquida [13]. Este es un proceso que ocurre en un medio acuoso, lo que es ventajoso para materias que presenten altos contenidos de humedad [23]. En la Figura 2.6, se presenta el diagrama de flujo de esta operación:

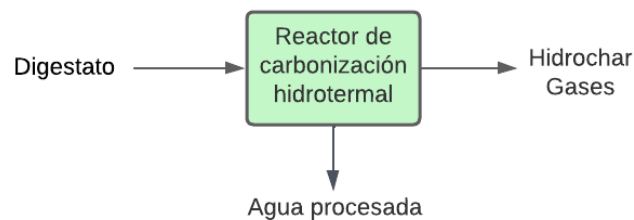


Figura 2.6: Diagrama de flujo para la carbonización hidrotermal del digestato.

Durante este proceso la biomasa es sumergida en agua en estado subcrítico y bajo presiones autógenas. Esta tecnología depende fuertemente de la temperatura, las características de la biomasa, el tiempo de retención y el pH. A temperaturas de proceso típicas ( $240$   $^{\circ}\text{C}$ ), alrededor del 80 % del carbono de la biomasa se recupera en hidrochar, un 15 % se disuelve en el agua procesada y el 5 % restante se recupera en la fase gaseosa [23].

El hidrochar puede ser utilizado como combustible sólido, enmienda de suelos además de presentar buenas propiedades de deshidratación y alto poder calorífico (25 [MJ kg DM<sup>-1</sup>]). El agua de proceso puede recircularse y aumentar la eficiencia del proceso, pero es necesario su tratamiento previo a su deposición; también se ha estudiado su uso como fertilizante pero su mercado no se encuentra desarrollado debido a su toxicidad [23]. Por otro lado, la fase gaseosa se compone principalmente por CO<sub>2</sub> y pequeñas cantidades de CO, CH<sub>4</sub> y H<sub>2</sub>, el cual puede ser utilizado como gas de síntesis [23].

## 2.3. Comparación tecnologías de valorización de digestato

A diferencia de las demás tecnologías, la carbonización hidrotermal no requiere un digestato con bajo contenido de humedad, lo que evitaría etapas de secados, aumentando la eficiencia del proceso. Por otro lado, se han reportado valores caloríficos que varían entre 25,4 y 35,7 [MJ kg<sup>-1</sup> DM<sup>-1</sup>] siendo cercanos al del carbón vegetal, lo que permite utilizarlo como combustible sólido [13]. Sin embargo, la mayoría de los valores reportados por bibliografía han sido obtenidos a escala de laboratorio, en volúmenes que varían entre 1 a 18 [L].

En cuanto a la combustión de pellets de digestato, se obtienen valores caloríficos entre 16,5 y 17,3 [MJ kg DM<sup>-1</sup>], similar a la madera y posee la ventaja que puede ser utilizado en las tecnologías actuales de combustión. Sin embargo, en hornos de combustión su uso se encuentra limitado por el alto contenido de ceniza, la que obstruye los orificios del brasero, ahogando parcialmente la combustión [13].

En la pirólisis se destaca la variabilidad de los productos obtenidos, donde el porcentaje de obtención de cada uno dependerá de la composición del digestato y a la vez del tipo de pirólisis que se lleve a cabo [20]. Respecto a los valores caloríficos, para el syngas se tiene un valor de 15,7 [MJ Nm<sup>-3</sup>], para bio-oil de 23,5 [MJ Nm<sup>-3</sup>] y para el biochar de 18,9 [MJ m<sup>-3</sup>] [20]. Es importante mencionar, que el poder calorífico varía dependiendo si el digestato proviene de residuos agrícolas, agroindustriales, entre otros.

Adicionalmente, para la gasificación de digestato, se reporta un valor calorífico del *syngas* entre 5,1 y 5,3 [MJ Nm<sup>-3</sup>] [20], siendo el menor valor en comparación a las demás tecnologías debido a la alta presencia de nitrógeno al utilizar el aire como agente gasificante. Por último, se detecta que esta tecnología se aplica comúnmente a lodos de aguas residuales.

Respecto a la utilidad de los productos obtenidos, en la combustión y carbonización hidrotermal se obtienen combustibles sólidos que pueden ser quemados para producir calor, esto es útil cuando se puede aprovechar dentro del contexto productivo. Por otro lado, en la gasificación se obtiene syngas el cual se puede utilizar como intermediario para la formación

de sustitutos del gas natural o para la producción de energía [11]. Por último, en la pirólisis además del syngas se obtiene biochar y bio-oil, el primero puede ser utilizado como alternativa al carbón natural y el segundo como combustible sintético luego de ser procesado.

# Capítulo 3

## Selección tecnología de valorización

Una vez realizada la búsqueda bibliográfica sobre las tecnologías de valorización energética para el digestato, se identifican cuatro opciones: combustión, carbonización hidrotermal, gasificación y pirólisis. Cada una de estas tecnologías presenta ventajas y desventajas, dando origen a la interrogante de cuál sería la más adecuada para integrar al proceso productivo de la empresa Volta y cómo determinarla. Por esta razón, se propone el desarrollo de un análisis multicriterio, utilizando la metodología de Proceso Analítico Jerárquico (PAJ).

En consecuencia este capítulo tiene por objetivo emitir un juicio comparativo que oriente la toma de decisiones, frente a diferentes tecnologías de valorización energética de digestato, desde el ámbito técnico, económico y ambiental. A continuación, se expondrá respecto al PAJ, los criterios determinados y el desarrollo del análisis multicriterio, para posteriormente presentar el resultado obtenido con su discusión respectiva.

### 3.1. El Proceso Analítico Jerárquico

El Proceso Analítico Jerárquico, propuesto en 1980 por Saaty, es uno de los métodos multicriterios más utilizados [24], el cual se basa en la comparación de criterios comunes a las alternativas, evaluando únicamente dos elementos a la vez. Posteriormente, el PAJ convierte estas evaluaciones a valores numéricos o prioridades, permitiendo que elementos diversos, cuantitativos o cualitativos, sean comparados unos con otros de forma racional y consistente [25]. Por último, se calcula la prioridad de cada alternativa, obteniendo una jerarquía de estas, desde la más deseable a la menos deseable.

### 3.2. Metodología

Para el desarrollo del Proceso Analítico Jerárquico, se sigue la metodología propuesta por Saaty en 1987 [26] y replicada por Velmurugan en 2011 [27], que consiste en:

1. Definición el problema: Se determina el problema y objetivo a abordar, bajo los cuales se estructura el desarrollo del Proceso Analítico Jerárquico.



2. Desarrollo de la estructura jerárquica del modelo: Consiste en el planteamiento del problema donde se configura la jerarquía de decisión. El primer nivel representa el objetivo del análisis multicriterio, mientras que el segundo y tercer nivel abarcan a los criterios principales y sus respectivos subcriterios. Finalmente, en el último nivel se presentan las alternativas u opciones.
3. Importancia de los criterios y subcriterios: Se define la ponderación relativa de cada criterio, dividiéndola a su vez en los distintos subcriterios de cada categoría. Para lograr esto, se emiten juicios de valor al comparar la importancia de un criterio sobre otro. La suma de todas las ponderaciones debe equivaler al 100 %.
4. Valoración de las alternativas: Se llevan a cabo comparaciones de a pares, ya sea cuantitativas o cualitativas, entre las distintas tecnologías. En cada comparación se asigna un puntaje según la escala fundamental de importancia, presentada en la Tabla 3.1. Con esta información, se construye una matriz de comparación para cada subcriterio. Posteriormente, a partir de esta matriz se genera un vector de priorización con valores entre 0 y 1. Cada valor en este vector corresponde al promedio de los puntajes asignados a cada alternativa en un subcriterio específico.

Tabla 3.1: Escala fundamental de importancia para la comparación por pares [26].

Escala fundamental para las comparación por pares		
Intensidad de importancia	Definición	Explicación
1	Igual importancia	Dos actividades contribuyen por igual al objetivo.
3	Débil importancia de uno sobre otra	La experiencia y el juicio favorecen ligeramente una actividad sobre otra.
5	Importancia fuerte	La experiencia y el juicio favorecen fuertemente una actividad sobre otra.
7	Importancia demostrada	Una actividad está fuertemente favorecida y su dominio se demuestra en la práctica.
9	Importancia absoluta	La evidencia que favorece una actividad sobre otra es la más alta posible.

5. Verificar consistencia: Después de obtener las matrices de comparación, con el objetivo de evitar contradicciones al valorar cada tecnología, se calcula un indicador denominado Relación de Consistencia (RC). En el caso de matrices con 4 alternativas, se considera aceptable un RC menor o igual 9 % [28].
6. Resultados y síntesis del PAJ: Para obtener la matriz de resultados, se multiplica el vector de priorización por la ponderación correspondiente a cada subcriterio. Esta matriz

representa el porcentaje obtenido por cada tecnología en los distintos subcriterios. Al sumar estos porcentajes se obtiene el puntaje final de cada tecnología, en donde la alternativa que presente un mayor valor será la seleccionada.

### 3.3. Proceso Analítico Jerárquico aplicado al caso de estudio

A continuación, se aborda la aplicación del PAJ en el caso de estudio: determinar la tecnología de valorización energética de digestato adecuada, para ello se detalla su desarrollo con los respectivos resultados.

#### 3.3.1. Estructura jerárquica del modelo

En la Figura 3.1 se presenta la estructura jerárquica del problema, que consta de cuatro niveles. En el primer nivel se encuentra el objetivo principal “Definir tecnología adecuada para la valorización energética de digestato”. El segundo nivel comprende los criterios técnicos, económicos y ambientales, cada uno con sus respectivos subcriterios. Finalmente, el último nivel contiene las alternativas que se evalúan en función de cada subcriterio. Las conexiones entre estos últimos y las tecnologías representan las comparaciones realizadas entre cada tecnología en relación a un mismo criterio.

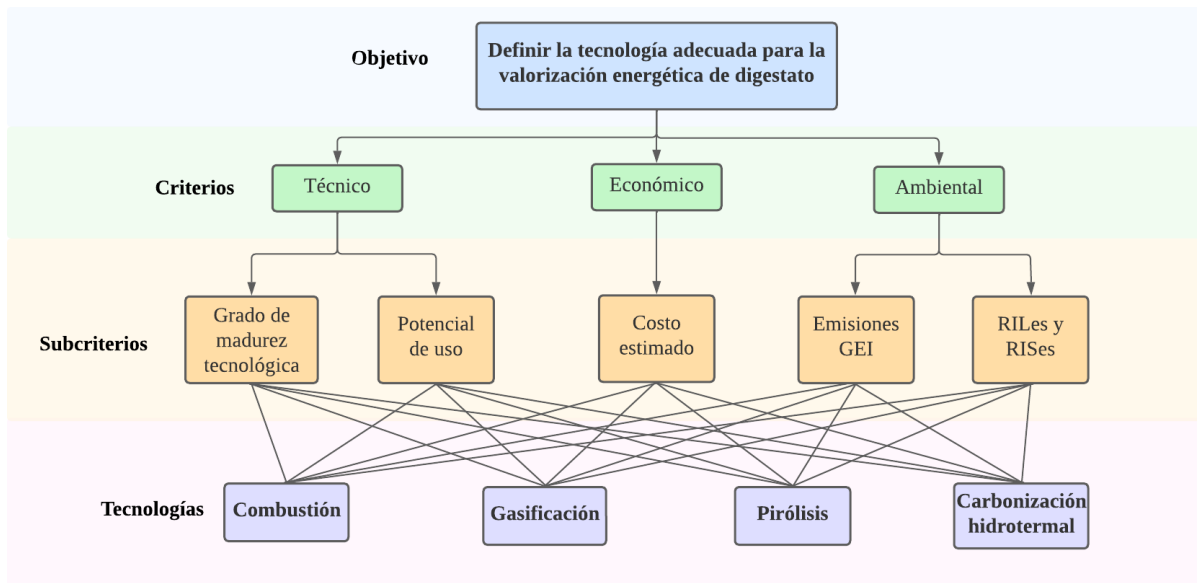


Figura 3.1: Estructura jerárquica del problema. Elaboración propia.

#### 3.3.1.1. Criterios de selección

Para realizar el análisis multicriterio, se definen tres criterios: técnico, económico y ambiental, cada uno con sus respectivos subcriterios, los que se detallan a continuación.

### Subcriterios técnicos:

- Grado de madurez tecnológica (*Technology Readiness Level, TRL*): Consiste en un tipo de sistema de medición utilizado para evaluar el nivel de madurez de una tecnología a lo largo de las fases de investigación, desarrollo e implementación. Consta de 9 niveles, el primero hace referencia a las tecnologías que se encuentran en investigación científica, en el cual se observan y reportan sus principios básicos. El último nivel, TRL 9, significa que la tecnología se ha probado con éxito en un entorno real [29].
- Potencial de uso: Hace referencia a la utilidad del producto bajo el contexto de la planta, es decir, que tan bien se acopla a las necesidades u objetivos de la empresa.

### Subcriterio económico:

- Costo estimado: Se considera el Costo Normalizado de Energía (*Levelized Cost of Energy, LCOE*) para cada tecnología. Este indicador abarca los costos de inversión y operación a lo largo de la vida útil de la planta, dividiéndolos por la producción de energía generada, expresándose así en USD/kWh.

### Subcriterios ambientales:

- Emisiones de Gases de Efecto Invernadero (GEI): Con el objetivo de representar la emisión total de gases de efecto invernadero de cada tecnología se consideran los kilogramos de carbono equivalente producidos por MJ.
- Manejo de Residuos Industriales Líquidos y Sólidos (RILes y RISes): Contempla la cantidad de residuos generados en cada alternativa, su nivel de peligrosidad y la dificultad asociada a su manejo.

## 3.3.2. Importancia de los criterios y subcriterios

En primer lugar, se determina la importancia de los criterios técnicos, económicos y ambientales, considerando el objetivo del proyecto y el contexto en el cual se encuentra inserto.

Tabla 3.2: Importancia de cada criterio

Criterio	Importancia
Técnico	50 %
Económico	25 %
Ambiental	25 %

1. Técnico 50 %: Este criterio se define como el con mayor importancia, ya que representa la factibilidad y utilidad del desarrollo del proyecto en un contexto industrial.

2. Económico 25 %: Si bien, el proyecto debe ser económicamente factible, se considera que la empresa ya percibe ingresos por el tratamiento de los residuos, por lo se coloca en un nivel similar que el criterio ambiental.
3. Ambiental 25 %: Se le asigna un 25 % debido al enfoque y manejo sustentable de residuos que promueve la empresa.

En segundo lugar, se define la importancia de cada subcriterio.

**Subcriterios técnicos:**

Tabla 3.3: Importancia subcriterios técnicos

Subcriterios técnicos	Importancia
Grado de madurez tecnológica	30 %
Potencial de uso	20 %
Total	50 %

- Grado de madurez tecnológica 30 %: Corresponde al subcriterio con mayor importancia, ya que la tecnología a evaluar debe ser aplicable en el contexto industrial, de lo contrario, se imposibilita el desarrollo del proyecto.
- Potencial de uso 20 %: Su relevancia radica en que el producto obtenido sea de utilidad para la empresa y se acople a la necesidades de la misma. En caso contrario, su producción podría representar una dificultad para la empresa.

**Subcriterio económico:**

Tabla 3.4: Importancia subcriterio económico

Subcriterio económico	Importancia
Costo estimados	25 %
Total	25 %

- Costo estimado 25 %: Se ubica como el segundo criterio con mayor importancia, ya que no sería factible desarrollar un proyecto cuyo costo sea desproporcionado con respecto a su retribución.

**Subcriterios ambientales:**

Tabla 3.5: Importancia subcriterios ambientales

Subcriterios ambientales	Importancia
Emisiones de GEI	15 %
Manejo de RILes y RISes	10 %
Total	25 %

- Emisiones de Gases de Efecto Invernadero 15 %: Debido al enfoque de sustentable de la empresa, es necesario considerar el impacto ambiental asociado a cada tecnología.
- Manejo de Residuos Industriales Líquidos y Sólidos 10 %: Es el criterio con menor importancia, ya que el proyecto se encuentra situado en una empresa de gestión de residuos industriales, por lo que su manejo y tratamiento no deberían presentar mayores complicaciones.

Es importante mencionar que la importancia de cada criterio y subcriterio se validaron con la contraparte.

### 3.3.3. Valoración de las alternativas

Para valorizar las diferentes alternativas con respecto a los subcriterios, se realizan comparaciones tanto cuantitativas como cualitativas, que se especifican a continuación:

Tabla 3.6: Metodología para la valorización de alternativas.

Criterio	Subcriterio	Método de comparación
Técnico	Grado de madurez tecnológico	Cuantitativo considerando el TRL de cada tecnología.
	Potencial de uso	Cualitativo, utilizando la escala de valoración de Saaty.
Económico	Costos estimados	Cuantitativo, considerando el LCOE en USD/kWh.
Ambiental	Emisión de GEI	Cuantitativo, considerando kg CO <sub>2</sub> -eq/MJ.
	Manejo de RILes y RISes	Cualitativo, utilizando la escala de valoración de Saaty.

Con el objetivo de orientar la valorización de alternativas, se realiza una búsqueda bibliográfica con respecto a cada subcriterio. A continuación se presentan los datos recabados para los subcriterios cuantitativos:

Tabla 3.7: Grado de madurez tecnológica de cada alternativa.

Subcriterio Grado de Madurez Tecnológica		
Tecnología	TLR	Referencia
HTC	7	[30]
Combustión	9	[31]
Gasificación	8	[32]
Pirólisis	6	[33]

Tabla 3.8: LCOE de cada tecnología.

Costos estimados		
Tecnología	LCOE [USD kWh <sup>-1</sup> ]	Referencia
Combustión	0,085	[34]
HTC	0,22	[35]
Gasificación	0,15	[36]
Pirólisis	0,048	[37]

Tabla 3.9: Emisión de gases de efecto invernadero para cada tecnología.

Emisión de gases de efecto invernadero		
Tecnología	Global Warming [kg CO <sub>2</sub> -eq MJ <sup>-1</sup> ]	Referencia
Combustión	0,3	[38]
HTC	0,09	[39]
Gasificación	0,02	[38]
Pirólisis	0,06	[38]

Con respecto a los subcriterios cualitativos, en el caso del potencial de uso se recopiló información en colaboración con la contraparte para determinar la utilidad de los distintos productos obtenidos en cada tecnología. Se concluyó que los productos gaseosos se integran de manera más óptima al proceso productivo, ya que actualmente se cuenta con una planta de digestión anaeróbica. Por otro lado, se define que los productos que presenten la posibilidad de realizar cogeneración en conjunto con el biogás y que puedan ser comercializados son más convenientes para la empresa.

En cuanto al manejo de los residuos industriales líquidos y sólidos se realiza una búsqueda bibliográfica para determinar la dificultad asociada, como se presenta en la Tabla 3.10.

Con la información recopilada se realizan comparaciones a pares de las alternativas para cada subcriterio, asignando un puntaje según la escala fundamental. Con esto se construyen las matrices de comparación, cuyo procedimiento se especifica en el Anexo A.1. Las matrices

de comparación generadas, se presentan en el Anexo A.2.

Posteriormente, para cada matriz de comparación se obtiene su respectivo vector de priorización, calculado como el promedio de los puntajes asignados para cada alternativa, tal como se detalla en el Anexo A.3.

Tabla 3.10: Manejo de RILes y RISes producidos en cada tecnología.

Manejo de RILes y RISes			
Tecnología	Residuos producidos	Manejo	Referencia
Combustión	Cenizas de fondo	Potencial reutilización. Residuo no peligroso.	[40] [41]
	Cenizas volante	Residuo peligroso para su eliminación.	[41]
HTC	Agua procesada	Posible presencia de metales pesados y compuestos tóxicos. Posibilidad de valorización.	[42]
Gasificación y pirólisis	Biochar	Usos como enmienda de suelo, adsorbente o combustible sólido.	[43]
	Cenizas volantes	Residuo peligroso para su eliminación.	[44]
	Cenizas de fondo	Potencial reutilización. Residuo no peligroso.	[45]

### 3.3.4. Verificación de consistencia

Un paso importante a considerar en el desarrollo del PAJ, es revisar la consistencia en las matrices de comparación para evitar contradicciones al asignar la importancia de una alternativa sobre otra. Para lograr lo anterior, se calcula el indicador denominado Relación de Consistencia para cada matriz de comparación, como detallado en el Anexo A.4. Se considera aceptable un valor igual o inferior al 9% [28].

Tabla 3.11: Indicador Relación de Consistencia obtenido para las distintas matrices de comparación de los subcriterios.

Subcriterio	Relación de Consistencia
Grado de madurez tecnológico	7%
Potencial de uso	4%
Costos estimados	7%
Emisión de GEI	6%
Manejo de RILes y RISes	1%

### 3.4. Resultados

A continuación, se presentan los resultados derivados del PAJ, donde se observa que la tecnología más adecuada para la valorización energética de digestato es la gasificación, con un 34 % de preferencia. Este cálculo se logra multiplicando cada vector por la ponderación asignada a cada subcriterio, cuyo detalle se encuentra en el Anexo A.5.

Tabla 3.12: Porcentajes obtenidos para cada tecnología a partir del PAJ

Criterios / Tecnología	Combustión	HTC	Gasificación	Pirólisis	Suma subcriterio
Grado de madurez tecnológica	16,7 %	3,7 %	7,9 %	1,7 %	30 %
Potencial de uso	1,4 %	1,5 %	13,3 %	3,8 %	20 %
Costo estimado	7,0 %	1,4 %	3,6 %	12,9 %	25 %
Emisiones GEI	0,6 %	3,5 %	6,3 %	4,6 %	15 %
Manejo de RILes y RISes	2,8 %	0,7 %	3,2 %	3,2 %	10 %
Suma de cada tecnología	29 %	11 %	34 %	26 %	100 %

### 3.5. Discusión

A partir de los resultados del PAJ, como se muestra en la Tabla 3.12, se concluye que la tecnología más conveniente es la gasificación, con una preferencia del 34 %. Esta elección se justifica debido al desempeño de esta tecnología en los criterios con mayor ponderación, en particular, en el grado de madurez tecnológica y en la potencialidad de uso. La gasificación ofrece la oportunidad de venta y la posibilidad de realizar cogeneración en conjunto con el biogás producido por la empresa.

En segunda opción se encuentra la combustión de pellets de digestato, ya que es una tecnología con un grado de madurez 9 y bajo LCOE. Sin embargo, esta alternativa no se ajusta al contexto de la empresa, ya que la compañía no requiere combustibles sólidos ni de fuentes de calor.

En consecuencia, la gasificación se presenta como una tecnología ampliamente estudiada con un grado de madurez 8. El producto obtenido a través de esta tecnología tiene un mayor potencial de uso dentro del contexto de la planta de digestión anaeróbica. Además,



la generación de un único producto se presenta como una ventaja simplificando la operación, existiendo la posibilidad de venta. Por último, al ser una tecnología que opera a bajas concentraciones de oxígeno genera menos gases de efecto invernadero en comparación con la combustión.

Con respecto al desarrollo del PAJ, es importante destacar que los valores de los criterios cuantitativos se basaron en información por bibliografía. Por ende, es plausible que existan diferencias respecto al contexto del proyecto con los datos presentados en bibliografía. Sin perjuicio de lo anterior, se considera razonable seguir esta metodología, ya que de lo contrario se requeriría realizar un análisis técnico, económico y ambiental para las cuatro tecnologías.

En cuanto a los criterios cualitativos, se destaca la importancia de incluir a la contraparte en este análisis para así determinar las necesidades de la empresa como también para validar los resultados obtenidos. Por último, de ser posible se sugiere incluir diferentes agentes que participen en el análisis multicriterio para obtener una visión integral de las diferentes tecnologías y de su valoración.

# Capítulo 4

## Evaluación técnica

Gracias al desarrollo del Proceso Analítico Jerárquico, se determina que la gasificación del digestato para la producción de syngas es la tecnología más óptima, en consecuencia, se evaluará técnicamente esta tecnología.

La producción del gas de síntesis está compuesto por tres macroprocesos: el pretratamiento del digestato, la gasificación del digestato seco y la purificación del syngas. Esta línea de producción recibe como entrada las tortas de filtración de digestato con un 70 % de humedad, provenientes de un filtro prensa. Tras pasar por un pretratamiento, se utilizan para la generación de syngas en el gasificador y posteriormente, se lleva a cabo su purificación del gas de síntesis. Este proceso se visualiza en la Figura 4.1, donde el proyecto consta de 6 operaciones unitarias:

1. Secado del digestato: Tiene por objetivo disminuir la humedad de las tortas de filtración de un 70 % a un 15 % para cumplir con los requisitos de entrada del gasificador. Se utiliza un secador rotatorio, alimentado con aire a 270 [°C].
2. Conminución del digestato: Consiste en la disminución del tamaño de las tortas de filtración a aproximadamente 60 [mm], utilizando una trituradora de mandíbula.
3. Gasificación de la biomasa: Se emplean dos gasificadores de tiro descendente en paralelo, los cuales se alimentan con digestato y aire con el objetivo de producir gas de síntesis.
4. Enfriamiento del syngas: La temperatura del combustible se disminuye desde 795 [°C] a 50 [°C], utilizando un intercambiador de calor de tubo y carcasa.
5. Remoción del material particulado: Se retira el material particulado presente en el gas utilizando un ciclón.
6. Remoción de nitrógeno: Debido a la alta presencia de nitrógeno en el syngas se utiliza un equipo de *Pressure Swing Adsorption* (PSA) para retirar el nitrógeno, pasando de una concentración de nitrógeno de 0,4 a 0,01 [kg N<sub>2</sub> m<sup>-3</sup>].

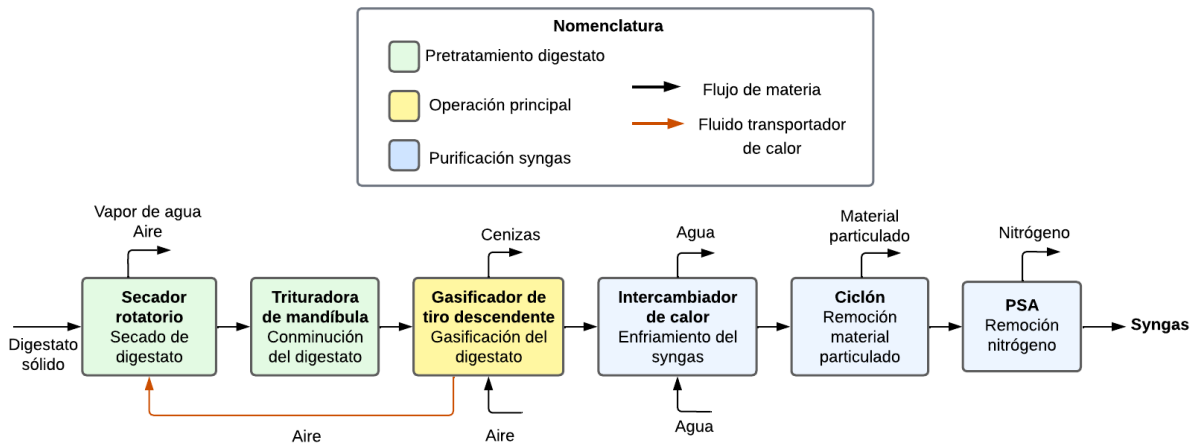


Figura 4.1: Diagrama de bloques del proceso de valorización de digestato.

Es importante mencionar que la empresa Ecomaule produce  $83.000 \text{ [t año}^{-1}\text{]}$  de digestato, las cuales se deshidratan en un filtro prensa y se obtienen  $41.500 \text{ [t año}^{-1}\text{]}$  de tortas de filtración de digestato, que corresponde a  $4,7 \text{ [t h}^{-1}\text{]}$ . Siguiendo las indicaciones de la contraparte, se establece que la mitad de este flujo se almacena y el resto ingresa a la planta de gasificación. En consecuencia, se tiene un flujo de entrada aproximado de  $2,4 \text{ [t h}^{-1}\text{]}$  de digestato. Por otro lado, debido a que la evaluación técnica se realiza a nivel de ingeniería de perfil, no se consideran pérdidas en los balances de masas.

## 4.1. Secado del digestato

Dado que uno de los requerimientos del gasificador de lecho descendente es que la alimentación tenga una humedad entre  $10\%$  y  $25\%$  [46], es necesario secar la torta de filtración la cual presenta un contenido de humedad del  $70\%$ . Para llevar acabo este proceso, se emplea un secador rotatorio.

El secador rotatorio funciona a contracorriente, recibe como entrada las tortas de filtración de digestato y aire a  $270 \text{ [}^\circ\text{C]}$ . Tiene como salida las tortas de digestato secas, además del aire y vapor de agua producto del secado, tal como se aprecia en la Figura 4.2.

Se debe considerar que la eficiencia del secador disminuye cuando el material se adhiere en las paredes del equipo, sin embargo, la empresa indica que el digestato no presenta exceso de polímeros que causarían su adherencia.

Por otro lado, se realiza una integración energética con la operación de gasificación, donde se hace circular aire por la parte externa del gasificador para aumentar su temperatura, este aire tiene por objetivo suplir el consumo del secador y corresponde al Flujo 3.

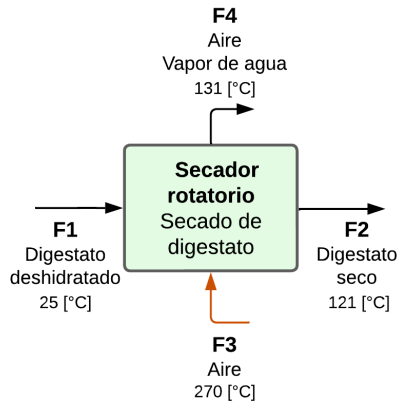


Figura 4.2: Diagrama etapa de secado.

#### 4.1.1. Supuestos y consideraciones realizados

Para poder realizar el balance de masa y energía, se tomaron los siguientes supuestos:

- Se asume que el secador es adiabático, lo que implica que la temperatura de vaporización ( $T_v$ ) corresponde a la temperatura del bulbo húmedo ( $T_w$ ).
- Se asume que el proceso de secado ocurre en el periodo de velocidad constante, esto implica que la temperatura del bulbo húmedo ( $109,6\text{ }^{\circ}\text{C}$ ) se mantiene constante a lo largo del secador.
- Se supone que los calores específico y el calor latente de vaporización son constantes y que la vaporización transcurre a una temperatura constante.
- La temperatura de salida de la torta de filtración ( $T_{s,out}$ ) se calcula como el promedio entre la temperatura del bulbo húmedo ( $T_w$ ) y la temperatura de salida del aire ( $T_{air,out}$ ).
- La velocidad máxima permitida para el aire se considera como el promedio del rango reportado en bibliografía:  $1.950 - 24.000\text{ [kg m}^{-2}\text{ h}^{-1}]$  [47].
- El calor específico del sólido se considera como el promedio reportado en bibliografía para residuos sólidos municipales:  $1,95\text{ [kJ kg sólido seco}^{-1}\text{ }^{\circ}\text{C}^{-1}]$  [48]
- Se fija en  $270\text{ }^{\circ}\text{C}$  la temperatura de entrada del aire.
- La temperatura de entrada de la torta de filtración se asume como  $25\text{ }^{\circ}\text{C}$ .
- La humedad de entrada del aire ( $H_{in}$ ) se fija en  $0,01\text{ [kg agua kg aire seco}^{-1}]$ .
- El número de unidades de transferencia se fija como el promedio del rango óptimo reportado en bibliografía:  $2.5 - 1.5$  [47].

### 4.1.2. Balance de masa y energía

En primer lugar se despeja la temperatura de salida del aire a partir de la ecuación del número de unidades de transferencia:

$$N_t = \ln \left( \frac{T_{air,in} - T_{wb}}{T_{air,out} - T_{wb}} \right) \quad (4.1)$$

Con:

- $N_t = 2$  [-], número de unidades de transferencia.
- $T_{air,in} = 270$  [°C], temperatura de entrada del aire.
- $T_{air,out}$  = temperatura de salida del aire.
- $T_{wb} = 109,6$  [°C], temperatura del bulbo húmedo.

Reemplazando los valores mencionados anteriormente, se obtiene:

$$T_{air,out} = 131,4 \text{ [°C]}$$

Posteriormente, se define “S” que corresponde al flujo de sólido seco en [kg h<sup>-1</sup>] y “G” el flujo de aire seco en [kg h<sup>-1</sup>]. Donde “S” se calcula a partir de la siguiente ecuación:

$$S = F_{dig,in} \cdot X_{w,in} \quad (4.2)$$

Con:

- $F_{dig,in} = 2.369$  [kg h<sup>-1</sup>], el flujo de entrada de torta de filtración,
- $X_{w,in} = 0,7$ , la humedad en base húmeda de la torta a la entrada.

Reemplazando se determina:

$$S = 710,6 \left[ \frac{\text{kg de sólido seco}}{\text{h}} \right]$$

Por otro lado, es necesario calcular las humedades en base seca de la entrada y salida de la torta de filtración  $X_{in}$  y  $X_{out}$  respectivamente, considerando la humedad en base húmeda de entrada (0,7) y de salida (0,15) se obtiene:

$$X_{in} = \frac{0,7}{0,3} \left[ \frac{\text{kg agua}}{\text{kg sólido seco}} \right] = 2,33 \left[ \frac{\text{kg agua}}{\text{kg sólido seco}} \right] \quad (4.3)$$

$$X_{out} = \frac{0,15}{0,85} \left[ \frac{\text{kg agua}}{\text{kg sólido seco}} \right] = 0,18 \left[ \frac{\text{kg agua}}{\text{kg sólido seco}} \right] \quad (4.4)$$

Con estos valores es posible calcular el flujo de agua a retirar ( $F_{w,out}$ ) planteando un balance de masa para el agua:

$$F_{w,out} = S \cdot (X_{in} - X_{out}) \quad (4.5)$$

Reemplazando con:

- $S = 710,6$  [kg sólido seco  $h^{-1}$ ].
- $X_{out} = 0,18$ .
- $X_{in} = 2,33$ .

Se tiene:

$$F_{w,out} = 1.533 \left[ \frac{\text{kg de agua}}{\text{h}} \right]$$

Con el objetivo de obtener el flujo de aire seco necesario para el secado, se plantea el balance de energía en el sólido presentado en la Ecuación 4.6, donde el primer término hace referencia al calentamiento del sólido a la temperatura de salida, el segundo término se refiere al calentamiento del agua a la temperatura de vaporización, el tercero se refiere al calor de vaporización por la diferencia de humedades, el penúltimo significa el enfriamiento del agua a la temperatura de salida del sólido y el último término se refiere al enfriamiento del agua en el aire.

$$q_T = S \cdot [c_{ps} \cdot (T_{s,out} - T_{s,in}) + X_{in} \cdot c_{pL} \cdot (T_v - T_{s,in}) + (X_{in} - X_{out}) \cdot \lambda + X_{out} \cdot c_{pL} \cdot (T_{s,out} - T_v) + (X_{in} - X_{out}) \cdot (T_{a,out} - T_v) \cdot c_{pv}] \quad (4.6)$$

Con:

- $q_T =$  calor necesario para el secado [kJ  $h^{-1}$ ]
- $c_{ps} = 1,95$  [kJ  $kg^{-1} \text{ } ^\circ\text{C}^{-1}$ ], calor específico del sólido (torta de filtración).
- $S = 710,6$  [kg sólido seco  $h^{-1}$ ].
- $c_{pL} = 4,24$  [kJ  $kg^{-1} \text{ } ^\circ\text{C}^{-1}$ ], calor específico del líquido (agua).
- $T_{s,in} = 25$  [ $^\circ\text{C}$ ], temperatura de entrada de la torta de filtración.
- $c_{pv} = 1,9$  [kJ  $kg^{-1} \text{ } ^\circ\text{C}^{-1}$ ], calor específico del vapor.
- $T_{s,out} = 120,5$  [ $^\circ\text{C}$ ], temperatura de salida de la torta de filtración.
- $\lambda = 2.199$  [kJ  $kg^{-1}$ ], calor latente del agua.
- $T_v = 109,6$  [ $^\circ\text{C}$ ], temperatura de vaporización.
- $X_{in} = 2,33$ .
- $T_{air,out} = 145$  [ $^\circ\text{C}$ ].
- $X_{out} = 0,18$ .

Luego, el calor requerido es:

$$q_T = 4.130.076 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \right]$$

Posteriormente, se calcula el flujo volumétrico del aire, planteando un balance de energía para aire:

$$q_{air} = c_s \cdot (T_{air,out} - T_{air,in}) \quad (4.7)$$

Con:

- $q_{air}$  = el calor cedido por el aire.
- $T_{air,in} = 270$  [°C].
- $c_s = 1,02$  [kJ kg<sup>-1</sup> °C<sup>-1</sup>], calor húmedo del aire, calculado como  $1,005 + 1,885 \cdot H_{in}$
- $T_{air,out} = 120,5$  [°C].

Se obtiene:

$$q_a = -141,95 \left[ \frac{kJ}{kg \text{ aire seco}} \right]$$

Luego para calcular el flujo de aire, se tiene la siguiente igualdad:

$$G = -\frac{q_t}{q_a} \quad (4.8)$$

Con:

- $G$  = flujo de aire seco [kg h<sup>-1</sup>]
- $q_a = -141,95$  [kJ kg aire seco<sup>-1</sup>].
- $q_t = 4.130.076$  [kJ h<sup>-1</sup>].

Se determina el flujo de aire seco:

$$G = 29.096 \left[ \frac{kg \text{ aire seco}}{h} \right]$$

Seguidamente, para calcular el flujo de aire se debe tener en cuenta su humedad de entrada:

$$F_{air,in} = G \cdot (1 + H_{in}) \quad (4.9)$$

Con:

- $F_{air,in}$  = el flujo de aire en la entrada del secador en [kg h<sup>-1</sup>]
- $H_{in} = 0,01$ , la humedad del aire a la entrada, en base seca.
- $G = 29.096$  [kg h<sup>-1</sup>].

Obteniendo:

$$F_{air,in} = 29.387 \left[ \frac{kg}{h} \right]$$

Por último, se calcula la humedad de salida del aire, planteando un balance de masa para esta especie:

$$F_{w,out} = G \cdot (H_{out} - H_{in}) \quad (4.10)$$

Con:

- $F_{w,out} = 1.533 \text{ [kg h}^{-1}\text{]}$ . entrada, en base seca.
- $G = 29.096 \text{ [kg aire seco h}^{-1}\text{]}$ .
- $H_{in} = 0,01$ , la humedad del aire a la entrada, en base seca.
- $H_{out} =$  la humedad del aire a la salida, en base seca.

Se obtiene:

$$H_{out} = 0,062$$

Con esto quedan definidos los flujos en el equipo de secado.

### 4.1.3. Dimensionamiento

A continuación se presenta un diagrama del secador rotatorio para orientar las dimensiones del equipo:

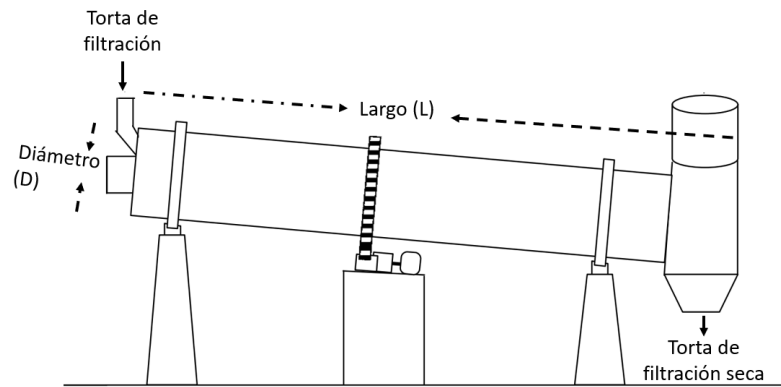


Figura 4.3: Diagrama del secador rotatorio. Adaptado de [49].

El cálculo del diámetro del secador se obtiene a partir del flujo de entrada y flux máximo de aire:

$$A = \frac{F_{air,in}}{F_{max}} \quad (4.11)$$

Con:

- $F_{air,in} = 29.387 \text{ [kg h}^{-1}\text{]}$ .
- $F_{max} = 12.975 \text{ [kg m}^{-2} \text{ h}^{-1}\text{]}$ , flux máximo para el aire.

Se obtiene:



$$A = 2,24 [m^2]$$

Aplicando la fórmula del área de un círculo se calcula el diámetro del secador:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} \quad (4.12)$$

Con:

- D = diámetro del secador [m].
- A = 2,24 [m<sup>2</sup>].

Se determina:

$$D = 1,69[m] = 5,54[ft]$$

Posteriormente, se calcula la diferencia logarítmica media de temperatura:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{air,in} - T_{s,out}) - (T_{air,out} - T_{s,in})}{\ln \left( \frac{T_{air,in} - T_{s,out}}{T_{air,out} - T_{s,in}} \right)} \quad (4.13)$$

Con:

- LMTD = diferencia logarítmica media de temperatura, [°F].
- T<sub>s,in</sub> = 77 [°F], temperatura de entrada de la torta de filtración.
- T<sub>s,out</sub> = 248,9 [°F], temperatura de salida de la torta de filtración.
- T<sub>air,in</sub> = 518 [°F], temperatura de vaporización.
- T<sub>air,out</sub> = 268,5 [°F], temperatura de salida del aire.

En consecuencia:

$$LMTD = 228,1 [°F]$$

Luego, para obtener el largo del secador rotatorio, se hace uso de la siguiente ecuación empírica dimensional de diseño para la velocidad de transferencia de calor [47]:

$$q_T = 0,125 \cdot \pi \cdot D \cdot L \cdot \Delta T_{ml} \quad (4.14)$$

Con:

- q<sub>T</sub> = 3.914.764 [BTU h<sup>-1</sup>], el calor requerido para el secado.
- D = 5,54 [ft], diámetro del secador.
- L = largo de secador [ft].
- LMTD = 228,06 [°F].

Se obtiene:

$$L = 40,03 [ft] = 12,20 [m]$$

Por último, para determinar el tiempo de residencia, se utiliza la ecuación propuesta por Perry y Chilton, para ello se fija la velocidad de rotación e inclinación del secador por los recomendados en bibliografía [49]:

$$\tau = \frac{0,23 \cdot L}{D \cdot N^{0,9} \cdot \tan \alpha} \quad (4.15)$$

Con:

- $\tau$  = tiempo de residencia [min].
- $L = 12,20$  [m].
- $D = 2,69$  [m].
- $N = 4$  [rpm], velocidad de rotación del secador.
- $\alpha = 5$  [°], inclinación del secador.

Se obtiene:

$$\tau = 5,45 \text{ [min]} \quad (4.16)$$

#### 4.1.4. Resumen balance de masa y energía

A continuación se presenta un resumen del balance de masa realizado para el secador:

Tabla 4.1: Resumen del balance de masa en el secador rotatorio

Especie / Flujo [kg/h]	Entrada		Salida	
	F1	F3	F2	F4
Torta filtración seca (S)	711	-	711	-
Aire seco (G)	-	29.096	-	29.096
Agua (l)	1.658	-	125	-
Vapor de agua	-	291	-	1.824
Total [kg/h]	2.369	29.387	836	30.920
Temperatura [°C]	25	270	121	131

Error relativo [%]	0
--------------------	---

Con respecto al balance de energía el calor requerido para el secado corresponde aproximadamente a  $q_T = 4.130.000$  [kJ h<sup>-1</sup>]

#### 4.1.5. Resumen dimensionamiento

A continuación se presenta un resumen de las dimensiones del secador:

Tabla 4.2: Resumen de las dimensiones del secador rotatorio

Dimensión	Valor	Unidad
Diámetro	1,7	[m]
Largo	12	[m]
Tiempo de residencia	5,5	[min]
Inclinación	5,0	[°]
Velocidad de rotación	4,0	[rpm]

#### 4.1.6. Discusiones

Gracias al desarrollo del balance de masa se obtiene un flujo de aire de  $29.387 \text{ [kg h}^{-1}\text{]}$ , la magnitud de este flujo responde a la significativa diferencia entre la humedad de entrada de la torta ( $2,3 \text{ [kg agua kg sólido seco}^{-1}\text{]}$ ) y la de salida ( $0,17 \text{ [kg kg}^{-1} \text{ base seca}]$ ), lo que afecta directamente la cantidad de calor requerido en el secado. Por otro lado, se reportan valores de magnitud similares en bibliografía:  $15.000 \text{ [kg h}^{-1}\text{]}$  de aire para una humedad inicial y final de 1 y  $0,1 \text{ [kg kg}^{-1} \text{ base seca}]$ , respectivamente [49].

Es importante mencionar que para suplir el flujo de aire se realiza una integración energética con la operación de gasificación, donde se hace circular aire por la parte externa del reactor aumentando su temperatura. El calor liberado corresponde a  $2.135 \text{ [kJ s}^{-1}\text{]}$  obteniendo un flujo de aire de  $29.638 \text{ [kg h}^{-1}\text{]}$ , calculado en la Sección 4.3.2.1. Se tiene una diferencia porcentual de  $0.9\% \text{ [kg aire h}^{-1}\text{]}$  con respecto a lo calculado en el balance de masa, lo cual se considera despreciable, por lo que el aire calentado en el gasificador suple completamente los requerimientos del secado.

En consideración con lo anterior, si se desea disminuir la cantidad de aire necesario, se plantea aumentar su temperatura de entrada y/o humedad final, esto último sin superar la humedad de saturación del aire.

Con respecto a los supuestos tomados, el más significativo es que el secador es adiabático, de no cumplirse, afectaría la cantidad de calor necesaria para el secado, aumentando el flujo de aire. Por otro lado, raramente se cumple que el valor latente de vaporización y los calores específicos son constantes, pero tomar estos supuestos permiten una estimación aceptable de la cantidad de calor transmitido [47]. Adicionalmente, se concluye que es pertinente considerar que el secado ocurre en el periodo de velocidad constante debido a las altas temperaturas del aire, además de encontrarse respaldado en bibliografía [47].

En cuanto a las dimensiones del secador rotatorio, estas se encuentran dentro de lo esperado, en bibliografía se reporta que los diámetros varían entre  $1,5 \text{ y } 3,5 \text{ [m]}$  y el largo entre  $12 - 30 \text{ [m]}$  [49]. Por otro lado, la razón largo/diámetro se encuentra usualmente entre

5 y 10, para el secador dimensionado se obtiene un valor de 7,2 el cual está dentro del rango mencionado.

## 4.2. Conminución del digestato

El tamaño de la alimentación en el gasificador constituye un parámetro crítico para la gasificación [50], el cual debe situarse entre 20 y 100 [mm] [22]. Por lo tanto, dado que la torta de filtración presenta un tamaño de partícula 229 [mm], se hace indispensable reducir su tamaño, para ello se utiliza una trituradora de mandíbula.

El equipo tiene como entrada y salida el flujo de torta de filtración seca, tal como se aprecia en la Figura 4.4, donde la única diferencia entre estos flujos es el tamaño de partícula.



Figura 4.4: Diagrama etapa de conminución.

### 4.2.1. Supuestos y consideraciones

A continuación se presentan los supuestos y/o consideraciones tomados para dimensionar el equipo:

- Las dimensiones de la torta de filtración son determinadas por la empresa y corresponden a 1 x 0,025 x 1 [m].
- Se asume que no existe acumulación de materia en la trituradora.
- Se asume que producto del secado y manipulación de la torta, esta se rompe a la mitad.
- Se fija el tamaño de partícula a la salida de la triturado como el promedio reportado por bibliografía para el gasificador de lecho descendente: 20 - 100 [mm] [22].
- Para determinar el ancho de la mandíbula se considera el promedio del rango reportado por bibliografía [51]

### 4.2.2. Balance de masa

El flujo de entrada viene determinado por la operación unitaria anterior, el cual corresponde a  $F2 = 836 \text{ [kg h}^{-1}\text{]}$ , ya que no existe acumulación, generación ni consumo en el equipo, el balance de masa corresponde a:

$$F_{in} - F_{out} = 0 \quad (4.17)$$

Con:

- $F_{in} = 836 \text{ [kg h}^{-1}\text{]}$ , el flujo de entrada a la trituradora.
- $F_{out} =$  el flujo de salida de la trituradora  $\text{[kg h}^{-1}\text{]}$ .

Se tiene el valor del flujo de salida:

$$F_{out} = 836 \left[ \frac{kg}{h} \right]$$

### 4.2.3. Dimensionamiento

En primer lugar, se debe calcular el tamaño de partícula, que corresponde al diámetro de una esfera que posee el mismo volumen que la torta de filtración. Se debe considerar que se supone que la torta se divide en dos, por lo que, los valores de largo y ancho de la torta de filtración, dados por la empresa, se reducen a la mitad.

$$V_e = L_{cake} \cdot W_{cake} \cdot H_{cake} \quad (4.18)$$

Con:

- $V_e =$  volumen de la esfera equivalente a la torta de filtración,  $\text{[m}^3\text{]}$ .
- $W_{cake} = 0,025 \text{ [m]}$ , ancho de la torta de filtración.
- $L_{cake} = 0,5 \text{ [m]}$ , largo de la torta de filtración.
- $H_{cake} = 0,5 \text{ [m]}$ , alto de la torta de filtración.

Reemplazando:

$$V_e = 0,006 \text{ [m}^3\text{]} \quad (4.19)$$

Con la ecuación del volumen de una esfera se despeja el diámetro, que corresponde al tamaño de partícula de entrada:

$$s_i = 2 \cdot \left( \frac{3 \cdot V_e}{4 \cdot \pi} \right)^{1/3} \quad (4.20)$$

Con:

- $s_i =$  tamaño de partícula a la entrada,  $\text{[m]}$ .
- $V_e = 0,006 \text{ [m}^3\text{]}$ .

Se tiene:

$$s_i = 0,23 \text{ [m]}$$

Con esto, se calcula la razón de reducción:

$$R_r = \frac{s_i}{s_f} \quad (4.21)$$

Con:

- $s_i = 0,23$  [m].
- $s_f = 0,06$  [m], tamaño de partícula a la salida.

Resultando:

$$R_r = 3,8 \approx 4 \quad (4.22)$$

Para orientar el cálculo de las dimensiones, se presenta un diagrama de la trituradora en la Figura 4.5. En primer lugar, se calcula la abertura de la trituradora (*gape*), con la siguiente relación [51]:

$$gape = \frac{s_i}{0,9} \quad (4.23)$$

Con:

- *gape* = abertura de la trituradora [m].
- $s_i = 0,23$  [m].

Se obtiene:

$$gape = 0,25 [m]$$

Con la abertura se puede calcular el largo de la trituradora [51]:

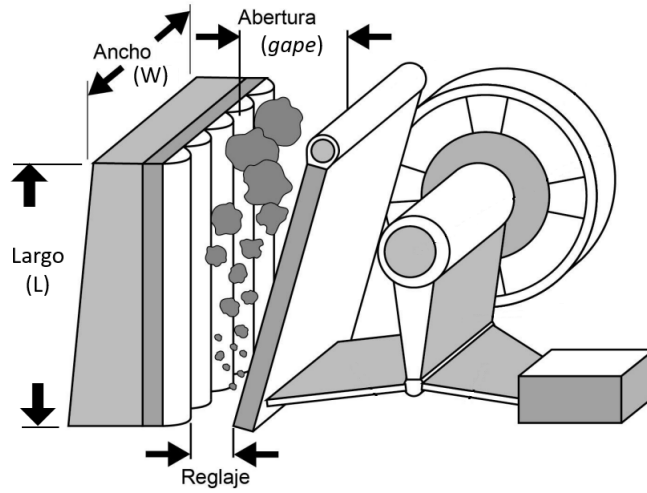
$$L = 2 \cdot gape \quad (4.24)$$

Con:

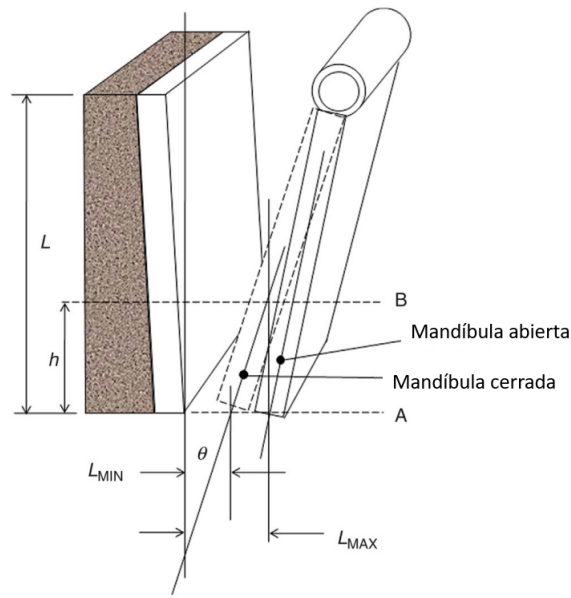
- $L$  = largo de la trituradora [m].
- *gape* = 0,25 [m].

En consecuencia:

$$L = 0,51 [m] \quad (4.25)$$



(a) Esquema trituradora. Adaptado de [52].



(b) Geometría de la trituradora. Adaptado de [51].

Figura 4.5: Dimensiones de la trituradora de mandíbula.

Luego, para calcular las demás dimensiones de la trituradora se cuenta con la siguientes relaciones [51] [53]:

$$L_{max} = \frac{gape}{R_r} \cdot 1,1 \quad (4.26)$$

$$W = 2,15 \cdot gape \quad (4.29)$$

$$L_{min} = \frac{gape}{R_r} \cdot 0,9 \quad (4.27)$$

$$N_{cr} = 280 \cdot e^{0,212 \cdot gape^3} \quad (4.30)$$

$$L_t = 0,0502 \cdot gape^{0,85} \quad (4.28)$$

$$h = \left( \frac{66,4}{N_{cr}} \right)^2 \quad (4.31)$$

$$\tan\theta = \frac{L_t}{h} \quad (4.32)$$

$$Q = \frac{7,037 \cdot 10^5 \cdot W \cdot k' \cdot (L_{min} + L_t)}{N_{cr}} \left[ \frac{t}{h} \right] \quad (4.33)$$

Con:

- $gape = 0,25$  [m], determinado en la Ecuación 4.23.
- $R_r = 4$ , el radio de reducción.
- $L_{max}$  = reglaje, posición abierta [m].
- $L_{min}$  = reglaje, posición cerrada [m].
- $L_t$  = longitud de desplazamiento [m].
- $W$  = ancho de la mandíbula [m].
- $N_{cr}$  = frecuencia crítica [rpm].
- $k' = 0,18$ , constante de Michaelson [51].
- $Q$  = capacidad, [t h<sup>-1</sup>]
- $h$  = distancia que recorre la partícula durante medio ciclo [m].
- $\theta$  = ángulo de las mandíbulas [°].

Se determina:

$$L_{max} = 0,070 [m]$$

$$N_{cr} = 279 [rpm]$$

$$L_{min} = 0,057 [m]$$

$$h = 0,06 [m]$$

$$L_t = 0,02 [m]$$

$$\theta = 15,5 [^\circ]$$

$$W = 0,55 [m]$$

$$Q = 18,04 \left[ \frac{t}{h} \right]$$

#### 4.2.4. Resumen balance de masa

A continuación se presenta el balance de masa resumido:

Tabla 4.3: Resumen del balance de masa en la trituradora de mandíbula.

Especie / Flujo [kg/h]	Entrada	Salida
	F2	F5
Torta de filtración	836	836
Total	836	836

Error relativo [%]	0
--------------------	---



### 4.2.5. Resumen dimensionamiento

A continuación se presentan las dimensiones más relevantes de la trituradora de mandíbula:

Tabla 4.4: Resumen de las dimensiones de la trituradora de mandíbula.

Dimensión	Valor	Unidad
Gape	0,25	[m]
Largo (L)	0,51	[m]
Ancho de la mandíbula (W)	0,55	[m]
Capacidad(Q)	18	[t h <sup>-1</sup> ]
Ángulo entre las mandíbulas ( $\theta$ )	15,5	[°]

### 4.2.6. Discusiones

Es importante mencionar que las dimensiones de la trituradora se encuentran sobreestimadas debido al supuesto que la torta de filtración se rompe a la mitad. Es probable que durante su manejo y proceso de secado disminuya aún más su tamaño, pero se considera pertinente evaluar el peor escenario para garantizar el correcto funcionamiento.

Respecto a las dimensiones de alto y ancho, son similares a las reportadas por bibliografía [51]. No obstante, en cuanto a la capacidad (18 [t h<sup>-1</sup>]), si bien también guarda similitud con los valores presentados en bibliografía, supera significativamente capacidad requerida por la empresa (0,8 [t h<sup>-1</sup>]). Lo anterior se explica porque el dimensionamiento del equipo viene determinado por los tamaños de partícula de entrada y salida, los cuales son fijos y no pueden modificarse para reducir la capacidad del equipo. En consecuencia, se sugiere estudiar los impactos que pueda tener operar el equipo a una menor capacidad que la determinada.

Por último, se sugiere determinar experimentalmente el tamaño de partícula de la torta a la salida del secado y así disminuir el error asociado al dimensionamiento del equipo.

## 4.3. Gasificación de la biomasa

Corresponde a la operación principal del proyecto, donde se utilizan dos gasificadores de lecho descendente en paralelo, alimentados por el flujo de digestato seco y el medio de gasificación que corresponde a un flujo de aire. Este proceso genera syngas y cenizas, tal como se presenta en la Figura 4.6. En particular, el flujo 3 corresponde a la integración energética con la operación de secado, donde se circula aire por el exterior del gasificador para aumentar su temperatura y ser utilizado en el secador rotatorio.

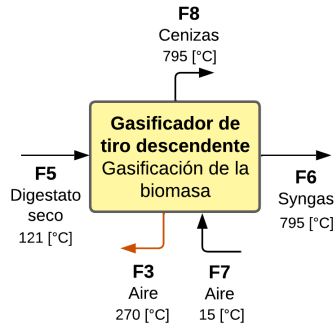


Figura 4.6: Diagrama etapa de gasificación.

Es importante mencionar que se escoge un gasificador de tiro descendente debido a que su rango de aplicación se encuentra entre 1 [kW] y 1.000 [kW] [54], ajustándose a la escala del proyecto. Además, se obtiene un syngas más limpio y con menor concentración de cenizas en comparación al gasificador de tiro ascendente [50]. Por otro lado, se descartan los gasificadores de lecho fluidizado debido a su complejidad en operabilidad y control [50]. Adicionalmente, el medio de gasificación puede ser aire, vapor u oxígeno, se elige el primero debido a que es uno de los más utilizados debido a su fácil disponibilidad y bajo costo [55].

Para diseñar el gasificador se utiliza el modelo planteado por Centeno, *et al.* [56] e implementado por Orellana [57], el cual se modifica para adaptarlo al presente proyecto. En este modelo el gasificador se divide en tres zonas: secado y pirólisis, oxidación y reducción, tal como se aprecia en la Figura 4.7. De esta forma el modelo matemático consta de tres submodelos separados, donde cada uno describe los procesos de la zona correspondiente y los resultados de una zona serán los parámetros de entrada de la siguiente. Con este modelo se obtienen las concentraciones molares de las diferentes especies del gas de síntesis ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{H}_2$ ,  $\text{CH}_4$  y  $\text{N}_2$ ) [56].

### 4.3.1. Supuestos y consideraciones

Para el desarrollo del modelo, se tomaron las siguientes consideraciones:

- El gasificador se encuentra en estado estacionario dada la complejidad para describir el estado transiente.
- El reactor opera a presión atmosférica.
- Los gases presentes en el reactor se comportan idealmente.
- La composición del digestato se considera como la reportada por la Biofactoría de Aguas Andinas [57] de la forma  $C_{bC}H_{bH}O_{bO} + w\text{H}_2\text{O}$  (especificada en el Anexo B.1), donde:

- $bC = 30,06$ , composición molar de carbono en el digestato.
  - $bH = 53,33$ , composición molar de hidrógeno en el digestato.
  - $dO = 11,96$ , composición molar de oxígeno en el digestato.
  - $w = 5,67$ , composición molar del agua en el digestato.
- Se consideran despreciables los contenidos de nitrógeno y azufre en el digestato, ya que en términos de base seca corresponden al 4 % y 0,5 %, respectivamente [57].
  - Las cenizas y minerales presentes en el digestato se consideran inertes.

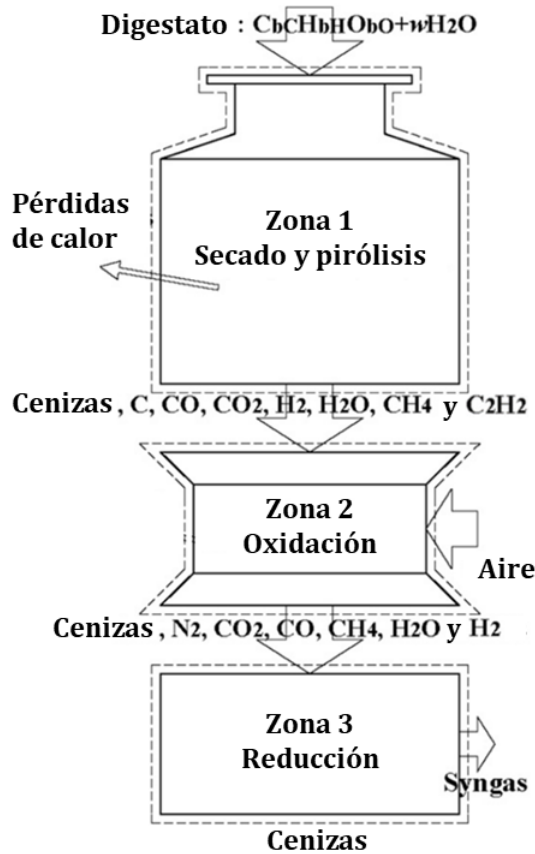


Figura 4.7: Esquema de las zonas del gasificador de tiro descendente. Adaptado de [56].

### 4.3.2. Modelo matemático del gasificador

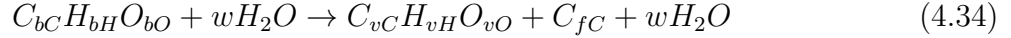
A continuación se presenta el modelamiento de las tres zonas del gasificador, que permiten obtener la composición del gas de síntesis.

#### 4.3.2.1. Zona de secado y pirólisis

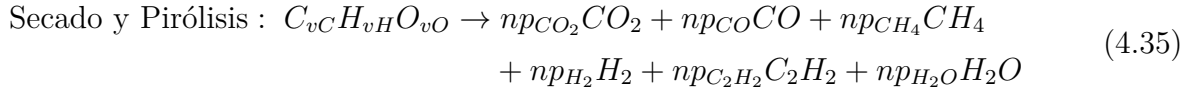
El proceso de secado ocurre en la parte superior del reactor. Con el aumento de la temperatura del digestato se libera humedad y se produce la descomposición térmica de la biomasa

resultando en la producción de carbón vegetal, vapor de agua y especies volátiles como  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{H}_2$ ,  $\text{C}_2\text{H}_2$  [56].

En primer lugar, el digestato puede describirse como la suma de los componentes volátiles y no volátiles además del agua, tal como se muestra en la siguiente ecuación:



Luego, la reacción química que ocurre en la zona de secado y pirólisis puede presentarse como:



Donde los subíndices “ $bI$ ” corresponden a la composición molar del compuesto “ $I$ ” en la biomasa, “ $w$ ” a los moles de agua en la biomasa por mol de digestato, los subíndices “ $vI$ ” a los moles del compuesto volátil “ $I$ ” producido en la etapa de secado por mol de digestato, “ $f$ ” a los moles de carbono fijo por mol de digestato y “ $np_J$ ” al número de moles de la especie “ $J$ ” producidos en la zona de pirólisis por mol de digestato.

Por otro lado, ya que la reacción de secado y pirólisis es exotérmica se realiza una integración energética utilizando una camisa en la zona exterior del reactor donde se hará circular aire para aumentar su temperatura a  $270\text{ [}^\circ\text{C]}$ , el cual será utilizado en la operación de secado del digestato.

## Supuestos

Los supuestos considerados para este submodelo son [56]:

- El carbono es modelado como carbono no volátil.
- Solo la porción volátil de la biomasa  $C_{vC}H_{vH}O_{vO}$  ingresa al proceso de pirólisis, el carbono no volátil y el agua ingresan a la zona de oxidación.
- $4/5$  del oxígeno suministrado reacciona con el hidrógeno presente en la biomasa para formar agua, el oxígeno restante reacciona con el carbono presente en la biomasa para producir  $\text{CO}$  y  $\text{CO}_2$ , es decir:

$$2 \cdot np_{CO_2} + np_{CO} = \frac{1}{5}vO \quad (4.36)$$

- La razón molar entre  $\text{CO}$  y  $\text{CO}_2$  formados es igual a la razón de sus pesos moleculares, es decir,  $n_{CO}/n_{CO_2} = 44/28$ .
- El 50 % del hidrógeno disponible en el digestato es liberado en forma de  $\text{CH}_4$  y  $\text{C}_2\text{H}_2$ ,

es decir:

$$4 \cdot np_{CH_4} + 2 \cdot np_{C_2H_2} = \frac{1}{2}vH \quad (4.37)$$

- La razón molar entre  $CH_4$  y  $C_2H_2$  formados es inverso a la razón de sus pesos moleculares.

$$\frac{np_{CH_4}}{np_{C_2H_2}} = \frac{26}{16} \quad (4.38)$$

- El material del gasificador en la zona de secado y pirólisis corresponde a acero inoxidable.

### Balance de masa y energía

En consecuencia el balance de masa de la zona de secado y pirólisis es:

$$\text{Carbono : } vC = np_C + np_{CO_2} + np_{CO} + np_{CH_4} + 2 \cdot np_{C_2H_2} \quad (4.39)$$

$$\text{Hidrógeno : } vH = 4 \cdot np_{CH_4} + 2 \cdot np_{H_2} + 2 \cdot np_{C_2H_2} + 2 \cdot np_{H_2O} \quad (4.40)$$

$$\text{Oxígeno : } vO = 2 \cdot np_{CO_2} + np_{CO} + np_{H_2O} \quad (4.41)$$

Por otro lado, se plantea el balance de energía:

$$\begin{aligned} H_{dig}^{25} + w \cdot H_{H_2O}^{T_{in}} &= (np_C + f) \cdot H_C^{T_p} + np_{CO_2} \cdot H_{CO_2}^{T_p} + np_{CO} \cdot H_{CO}^{T_p} \\ &+ np_{CH_4} \cdot H_{CH_4}^{T_p} + np_{H_2} \cdot H_{H_2}^{T_p} + np_{C_2H_2} \cdot H_{C_2H_2}^{T_p} \\ &+ (np_{H_2O} + w) \cdot H_{H_2O}^{T_p} + Q_p(T_p) \end{aligned} \quad (4.42)$$

Con “H” la entalpía de cada compuesto, “ $T_{in}$ ” la temperatura de ingreso del digestato, “ $T_p$ ” la temperatura de salida y “ $q_p$ ” el calor liberado en la zona de secado y pirólisis.

Por otro lado, las pérdidas de calor se estiman mediante la ley de Fourier, considerando la transferencia de calor conductiva y convectiva [57], se asume un reactor de geometría cilíndrica por el cual fluye aire en el exterior que será calentado para suplir la demanda energética del secador. En consecuencia se tiene:

$$q_p = U \cdot A \cdot (T_{ext} - T_{in}) \quad (4.43)$$

Con “U” el coeficiente global de transferencia de calor [ $W \ m^{-2} \ K^{-1}$ ], “A” el área de transferencia [ $m^2$ ], “ $T_{ext} = 270$  [K]” y “ $T_{int}$ ” las temperaturas del fluido externo (aire) e interno (digestato) en [K].

Para calcular el coeficiente global de transferencia de calor, se utiliza las siguientes ecuaciones:

$$U = \frac{1}{R} \left[ \frac{W}{m^2 K} \right] \quad (4.44)$$

$$R = \frac{1}{h_{air}} + \frac{e_{acero}}{k_{acero}} \cdot \frac{D_{air}}{D_l} + \frac{1}{h_{dig}} \cdot \frac{D_{air}}{D_{dig}} \left[ \frac{m^2 K}{W} \right] \quad (4.45)$$

$$D_l = \frac{D_{air} - D_{dig}}{2 \cdot \log \left( \frac{D_{air}}{D_{dig}} \right)} [m] \quad (4.46)$$

Con:

- U = coeficiente global de transferencia de calor,  $[W \text{ m}^{-2} \text{ K}^{-1}]$ .
- R = resistencia global,  $[m^2 \text{ K W}^{-1}]$
- $h_{air} = 1064,22 [W \text{ m}^{-2} \text{ K}^{-1}]$ , coeficiente convectivo del componente del aire.
- $h_{dig} = 280,64 [W \text{ m}^{-2} \text{ K}^{-1}]$ , coeficiente convectivo del componente del digestato seco.
- $D_{air} = 4,08 [m]$  diámetro donde circula el aire, correspondiente al diámetro mayor del gasificador.
- $D_{air} = 2,04 [m]$  diámetro donde circula el digestato, correspondiente a la mitad del diámetro mayor.
- $k_{acero} = 16,3 [W \text{ m}^{-1} \text{ K}^{-1}]$ , conductividad térmica del acero.
- $e = 2,5 \cdot 10^{-4} [m]$ , espesor del acero.
- $D_l =$  diámetro logarítmico  $[m]$ .

El área de transferencia se calcula en función del diámetro mayor del gasificador y el largo de la zona de secado, estos valores se explicitan en la sección 4.3.7.

$$A = D_m \cdot \pi \cdot L_p \quad (4.47)$$

Con

- A = área de transferencia  $[m^2]$ .
- $D_m = 4,08 [m]$ , diámetro mayor del gasificador.
- $L_p = 3,9 [m]$ , largo de la zona de pirólisis.

Se obtiene:

$$A = 51,28 [m^2]$$

## Resolución

Se plantea un sistema de ecuaciones el cual se resuelve de manera estequiométrica, obteniendo la temperatura de pirólisis ( $270 [^{\circ}C]$ ) y los coeficientes estequiométricos de salida ( $np_i$ ) para el C,  $CO_2$ , CO,  $CH_4$ ,  $C_2H_2$ ,  $H_2$  y  $H_2O$ . Estos resultados serán el *input* para el siguiente submodelo que corresponde a la oxidación. Por último, el calor liberado en la zona

de pirólisis es de 2.135 [kW], con el cual se calcula el flujo de aire calentado se tiene:

$$q_p = \frac{m_{air} \cdot c_{p,air} \cdot (T_{ext} - T_{in,air})}{3.600} \quad (4.48)$$

Con:

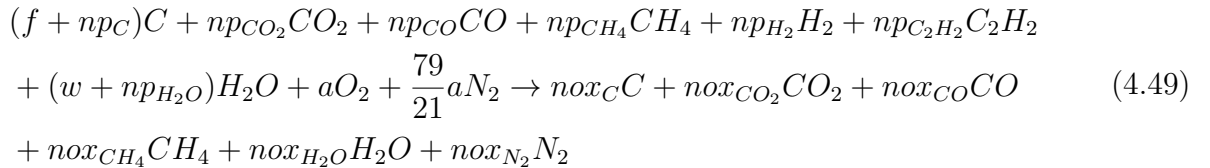
- $q_p = 2.135$  [kW], calor liberado en la zona de pirólisis.
- $T_{ext} = 543,15$  [K], temperatura que alcanza el aire.
- $c_{p,air} = 1,017$  [kJ kg<sup>-1</sup> K<sup>-1</sup>], calor específico del aire.
- $T_{in,air} = 288,15$  [K], temperatura de ingreso del aire.

Se obtiene que la masa calentada de aire corresponde a 29.638 [kg h<sup>-1</sup>]

#### 4.3.2.2. Zona de oxidación

Los productos que salen de la zona de secado y pirólisis ingresan, en conjunto con un flujo de aire, a la zona de oxidación que corresponde a la segunda sección. En esta zona los gases producidos y el carbono reaccionan con el oxígeno presente en el aire para producir carbono y una mezcla de gases (CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> y N<sub>2</sub>). La fracción de nitrógeno del aire se considera inerte [56].

Los procesos que ocurren en esta zona pueden ser representados por la siguiente ecuación [56]:



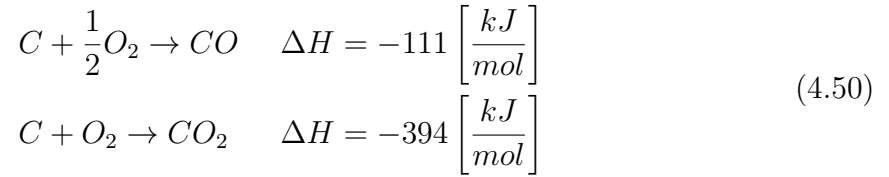
Donde “f” corresponde a los moles de carbono fijo por mol de digestato, “w” a los moles de agua en el digestato por mol de digestato, “a” a los moles de oxígeno que entran al reactor por mol de digestato, “np<sub>I</sub>” al número de moles de la especie “I” producidos en la zona de pirólisis por mol de digestato y “np<sub>J</sub>” al número de moles de la especie “J” producidos en la zona de oxidación por mol de digestato.

#### Supuestos

Los supuestos considerados para este submodelo son [56]:

- El acetileno (C<sub>2</sub>H<sub>2</sub>) formado durante el proceso de pirólisis se oxida completamente, es decir,  $np_{C_2H_2} = 0$ .
- Se suministra la cantidad suficiente de oxígeno para que el hidrógeno formado en el proceso de pirólisis se oxide completamente y se convierta en agua dada su alta reactividad.

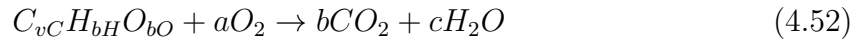
- El oxígeno restante es consumido en el proceso de reducción del carbón.
- Se considera que la razón molar entre el CO y CO<sub>2</sub> es inversa a la razón de las energías de oxidación del carbono que los forman:



En consecuencia:

$$\frac{nox_{CO}}{nox_{CO_2}} = \frac{-393,8}{-110,6} = 3,56 \quad (4.51)$$

- Se asume que el N<sub>2</sub> que entra en la zona de oxidación es un gas inerte y no participa en las reacciones químicas.
- El oxígeno alimentado es 1/5 del requerido por estequiometría pra combustionar la totalidad del digestato. En consecuencia viene determinado por encontrar “a” al balancear la siguiente ecuación:



$$a = \frac{2 \cdot b + c - bO}{2} \quad (4.53)$$

- Se asume que esta zona opera adiabáticamente por lo que no hay pérdida de energía.

### Balance de masa y energía

A continuación se plantea el balance de masa para la zona de oxidación:

$$\begin{aligned} \text{Carbono : } f + np_C + np_{CO_2} + np_{CO} + np_{CH_4} + 2 \cdot np_{C_2H_2} & \quad (4.54) \\ & = nox_C + nox_{CO_2} + nox_{CO} + nox_{CH_4} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Hidrógeno : } 4 \cdot np_{CH_4} + 2 \cdot np_{H_2} + 2 \cdot np_{C_2H_2} + 2 \cdot (w + np_{H_2O}) & \quad (4.55) \\ & = 4 \cdot nox_{CH_4} + 2 \cdot nox_{H_2O} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Oxígeno : } 2 \cdot np_{CO_2} + np_{CO} + w + np_{H_2O} + 2 \cdot a & \quad (4.56) \\ & = nox_{CO_2} + nox_{CO} + nox_{H_2O} \end{aligned}$$

$$\text{Nitrógeno : } 2 \cdot a \cdot \frac{79}{21} = 2 \cdot nox_{N_2} \quad (4.57)$$

Además, se plantea el balance de energía:



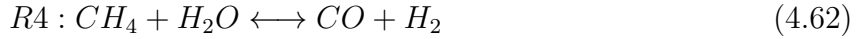
$$\begin{aligned}
& (np_C + f) \cdot H_C^{T_p} + np_{CO_2} \cdot H_{CO_2}^{T_p} + np_{CO} \cdot H_{CO}^{T_p} + np_{CH_4} \cdot H_{CH_4}^{T_p} + np_{H_2} \cdot H_{H_2}^{T_p} \\
& + np_{C_2H_2} \cdot H_{C_2H_2}^{T_p} + (w + np_{H_2O}) \cdot H_{H_2O}^{T_p} + a \cdot H_{O_2}^{15} + \frac{79}{21} \cdot a \cdot H_{N_2}^{15} = nox_C \cdot H_C^{T_{ox}} \quad (4.58) \\
& + nox_{CO_2} \cdot H_{CO_2}^{T_{ox}} + nox_{CO} \cdot H_{CO}^{T_{ox}} + nox_{CH_4} \cdot H_{CH_4}^{T_{ox}} + nox_{H_2O} \cdot H_{H_2O}^{T_{ox}} + nox_{N_2} \cdot H_{N_2}^{T_{ox}}
\end{aligned}$$

### Resolución

A partir de los balances de masa y energía mostrados se plantea un sistema de ecuaciones, a partir del cual se obtiene la temperatura de oxidación (1.440 [°C]) y los coeficientes estequiométricos de salida ( $nox_i$ ) para el C, CO<sub>2</sub>, CO, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>O y N<sub>2</sub>. Estos resultados serán el *input* para el siguiente submodelo que corresponde a la reducción.

#### 4.3.2.3. Zona de reducción

La tercera sección del reactor corresponde a la zona de reducción, también conocida como zona de gasificación. En esta sección los productos formados en la zona de oxidación reaccionan entre si según la siguientes reacciones simultáneas:



### Supuestos

Para la resolución de este submodelo se toman los siguientes supuestos [57] [58]:

- La zona de reducción opera adiabáticamente por lo que no existen pérdidas de calor.
- La razón entre la densidad del gas y el aire se mantiene constante, siendo igual a 1,1.
- El área transversal de la zona de reducción se asume constante.
- La difusividad efectiva se calcula como la difusividad del gas en nitrógeno.

La velocidad de cada reacción se calcula basándose en principios de cinética química:

$$R1 : r_1 = n_T \cdot CRF \cdot A_1 \cdot e^{\left(\frac{-E_1}{R \cdot T}\right)} \cdot \left(\frac{P_{CO_2}}{P_T} - \frac{P_{CO}^2}{P_T^2 \cdot K_1}\right) \quad (4.63)$$

$$R2 : r_2 = n_T \cdot CRF \cdot A_2 \cdot e^{\left(\frac{-E_2}{R \cdot T}\right)} \cdot \left(\frac{P_{H_2O}}{P_T} - \frac{P_{CO}}{P_T} \cdot \frac{P_{H_2}}{P_T \cdot K_2}\right) \quad (4.64)$$

$$R3 : r_3 = n_T \cdot CRF \cdot A_3 \cdot e^{\left(\frac{-E_3}{R \cdot T}\right)} \cdot \left(\frac{P_{H_2}^2}{P_T^2} - \frac{P_{CH_4}}{P_T \cdot K_3}\right) \quad (4.65)$$

$$R4 : r_4 = n_T \cdot A_3 \cdot e^{\left(\frac{-E_4}{R \cdot T}\right)} \cdot \left(\frac{P_{CH_4}}{P_T} \cdot \frac{P_{H_2O}}{P_T} - \frac{P_{CO}}{P_T} \cdot \frac{P_{H_2}^3}{P_T^3 \cdot K_3}\right) \quad (4.66)$$

Donde:

- $r_i$  = velocidad de la reacción “i”, [ $\text{mol m}^{-3} \text{ s}^{-1}$ ].
- $n_T$  = concentración total de molar, [ $\text{mol m}^{-3}$ ]
- CRF = factor de reactividad del carbón [-], calculado en el Anexo B.2.
- $A_i$  = factor de frecuencia de la reacción “i”, [ $1 \text{ s}^{-1}$ ], valores en Tabla 4.5.
- $E_i$  = energía de activación de la reacción “i”, [J mol<sup>-1</sup>], valores en Tabla 4.5.
- R = 8,314 [J mol<sup>-1</sup> K<sup>-1</sup>], constante de los gases ideales
- T = temperatura [K].
- $P_j$  = presión parcial de la especie “j”, [Pa].
- $K_i$  = constante de equilibrio de la reacción “i”, [-].

A continuación se presentan los factores de frecuencia y la energía de activación de las cuatro reacciones.

Tabla 4.5: Factor de frecuencia y energía de activación de las reacciones de la zona de reducción [56].

Reacción	$A_i$ [ $1 \text{ s}^{-1}$ ]	$E_i$ [kJ mol <sup>-1</sup> ]
1	1	3,00
2	0,33	1
3	5,00	5,00
4	1,00	5,00

Los valores de las constantes de equilibrio se calculan como [59]:

$$K_i = e^{\left(\frac{-\Delta G_i^0}{R \cdot T}\right)} \quad (4.67)$$

Donde “R” es la constante de gases ideales, “T” la temperatura a la cual ocurre la reacción y “ $-\Delta G_i^0$ ” es la variación de la energía libre de Gibbs de la reacción “i”, que se calcula como [60]:

$$G_i^T = H_i^T - T \cdot S_i^T \quad (4.68)$$

Con “ $S_i^T$ ” la entropía del gas “i” a una temperatura “T”.

Por otro lado, para determinar la velocidades de reacciones, se hace necesario introducir el CRF (*Char Reactivity Factor*), que corresponde a la capacidad reactiva del carbón en una reacción “i” [57], su cálculo se encuentra en el Anexo B.2.

### Balance de masa y energía

Considerando las reacciones anteriores, se plantea un sistema de ecuaciones diferenciales ordinarias, que consiste en el balance de masa para los seis gases ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{CH}_4$ ,  $\text{H}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$  y  $\text{N}_2$ ), el balance de energía, la ley de los gases ideales y la ecuación de Ergun [56]:

$$\frac{dn_i}{dz} = \frac{1}{v} \cdot \left( R_i - n_i \cdot \frac{dv}{dz} \right) \quad (4.69)$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{1}{v \cdot \sum_i n_i \cdot c_i} \cdot \left( - \sum_j r_j \cdot \Delta H_j - v \cdot \frac{dP}{dz} - P \frac{dv}{dz} - \sum_i R_i \cdot c_i \cdot T \right) \quad (4.70)$$

$$\frac{dv}{dz} = \frac{1}{\sum_i n_i \cdot c_i + n \cdot R} \cdot \left[ \frac{\sum_i n_i \cdot c_i \cdot \sum_i R_i}{n} - \frac{\sum_j r_j \Delta H_j}{T} - \frac{dP}{dz} \cdot \left( \frac{v}{T} + \frac{v \cdot \sum_i n_i \cdot c_i}{P} \right) - \sum_i R_i \cdot c_i \right] \quad (4.71)$$

$$\frac{dP}{dz} = 1.183 \cdot \frac{\rho_{gas}}{\rho_{air}} \cdot v^2 + 388,19 \cdot v - 79,896 \quad (4.72)$$

Donde:

- $n_i$  = concentración molar de la especie “i”,  $[\text{mol m}^{-3}]$ .
- $v$  = velocidad del gas en el gasificador  $[\text{m s}^{-1}]$
- $R_i$  = cinética de reacción global para la especie “i”,  $[\text{mol m}^{-3} \text{ s}^{-1}]$ .
- $c_i$  = poder calorífico de la especie “i”  $[\text{J mol}^{-1} \text{ K}^{-1}]$ .
- $r_j$  = velocidad de la reacción “j”,  $[\text{mol m}^{-3} \text{ s}^{-1}]$ .
- $H_j$  = entalpía de la reacción “j”,  $[\text{J}]$ .
- $R = 8,314 \text{ [J mol}^{-1} \text{ K}^{-1}]$ .
- $T$  = temperatura  $[\text{K}]$ .
- $P$  = presión total en el gasificador,  $[\text{Pa}]$ .
- $\rho_{gas}$  = densidad del gas,  $[\text{kg m}^{-3}]$
- $\rho_{air}$  = densidad del aire,  $[\text{kg m}^{-3}]$

En particular, “ $R_i$ ” se calcula como la suma o resta de las velocidades de reacción en las cuales participa la especie “i” y “ $\Delta H_j$ ” se calcula como la resta entre la entalpías de los productos y reactantes para cada reacción “j”.

## Resolución

Se resuelve el sistema de ecuaciones diferenciales ordinarias, obteniendo como resultados principales la variación de la temperatura a lo largo de la zona de reducción y la composición molar del gas de síntesis.

### 4.3.3. Implementación del modelo matemático del gasificador

Para implementar el modelo del gasificador se utiliza Matlab, donde se desarrollan 10 *scripts*: **main.m** que es el archivo principal, **BM\_pirolisis.m** y **BE\_pirolisis.m** que corresponden al sistema de ecuaciones del balance de masa y energía de la zona de pirólisis, **BM\_oxidacion.m** y **BE\_oxidacion.m** que de igual forma consisten en el sistema de ecuaciones del balance de masa y energía de la zona de oxidación y **reduccion.m** que corresponde al sistema de ecuaciones diferenciales ordinarias (EDOs) para el balance de masa y energía en la zona de reducción. Por último, se desarrollan funciones auxiliares como **Cp.m** la cual calcula el calor específico de los gases presentes en el gasificador, **h\_dig.m** que determina la entalpía del digestato, **Qp\_loss.m** calcula el calor liberado en la zona de pirólisis y **rho\_gas.m** con el cual se obtiene la densidad del gas de síntesis. El código del modelo se encuentra en el Anexo B.3.

En el archivo **main.m** se define el flujo de entrada del digestato junto con su humedad en base húmeda, porcentaje de carbón fijo, tamaño de partícula y composición molar, además se entregan algunas dimensiones del gasificador como el alto de la zona de reducción y el diámetro de la garganta de contracción del reactor.

Este script tiene por objetivo resolver los sistemas de ecuaciones planteados en los archivos anteriormente mencionados, en particular para la resolución de los modelos de la zona de pirólisis y oxidación se utiliza la función predeterminada **fsolve**, por otro lado para resolver el sistema de EDOs de la zona de reducción se utiliza **ode23s**. De esta forma, la resolución del modelo entrega la temperatura para las zonas de pirólisis y oxidación, junto con el perfil de temperatura y consumo de los moles de carbono a lo largo de la zona de reducción y la composición molar del gas de síntesis.

### 4.3.4. Resultados del modelo matemático del gasificador

Gracias a la resolución del modelo del gasificador, se obtiene la composición del gas de síntesis, que se presenta a continuación:

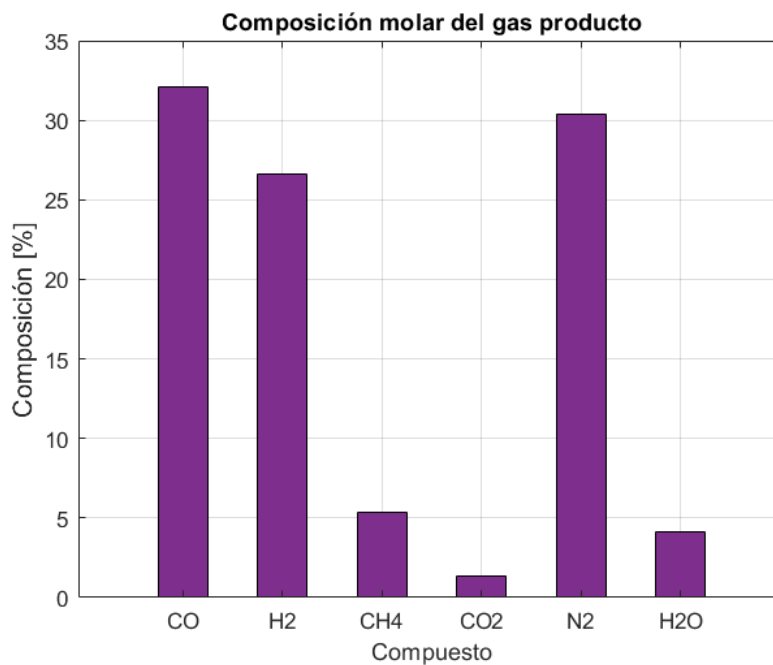


Figura 4.8: Composición molar del gas de síntesis.

Además se obtienen las temperaturas de la zona de pirólisis y oxidación en conjunto con el perfil de temperaturas en la zona de reducción, donde la temperatura final para el gas de síntesis corresponde a 1.068 [K]. :

- $T_{\text{pirólisis}} = 543$  [K]
- $T_{\text{oxidación}} = 1.713$  [K]

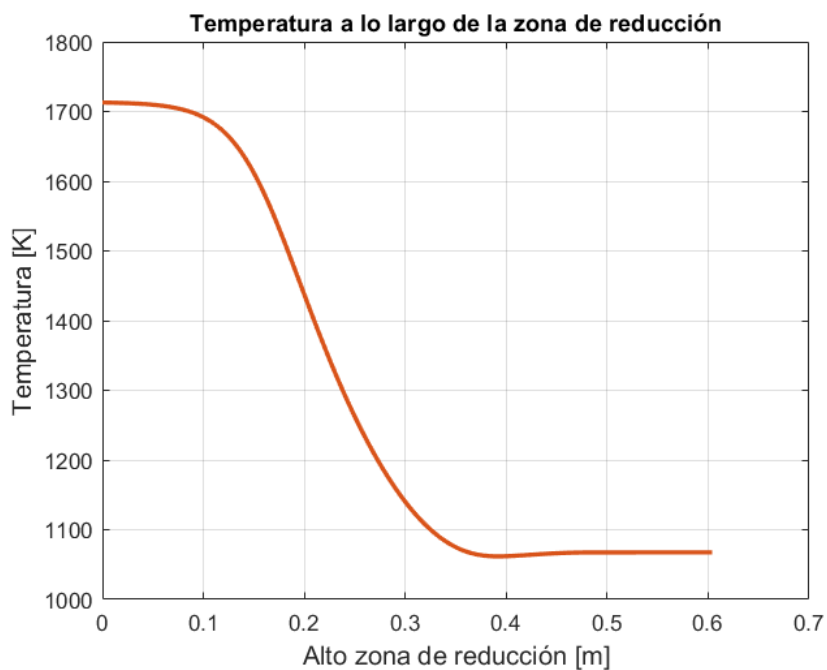


Figura 4.9: Perfil de temperatura a lo largo de la zona de reducción.

Por otro lado, se obtiene el consumo de los moles de carbono a largo de la zona de reducción:

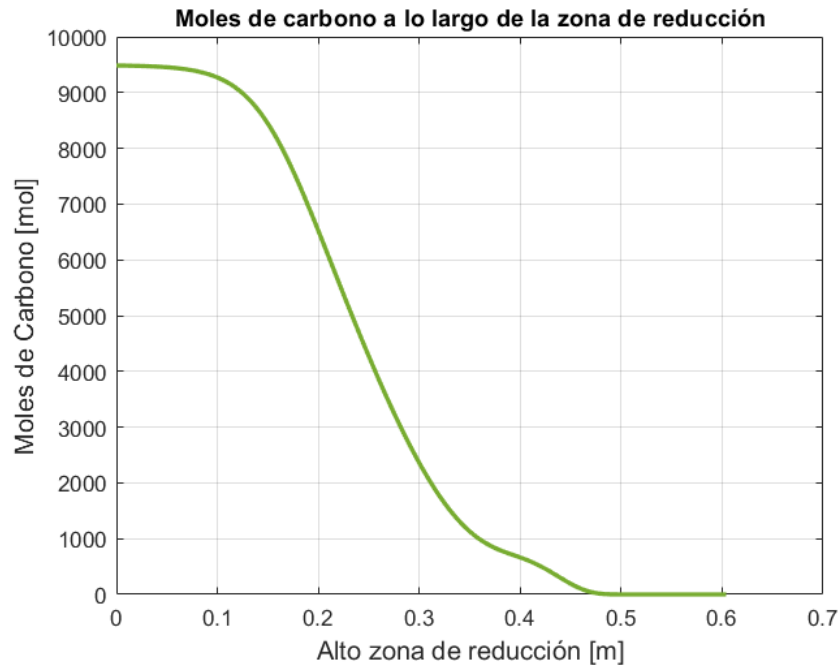


Figura 4.10: Consumo de los moles de carbono a lo largo de la zona de reducción.

Es importante mencionar que el calor liberado en la zona de pirólisis es de 2.135 [kW], que es utilizada para calentar aire para la operación de secado.

### 4.3.5. Balance de masa

Gracias a la composición del syngas obtenido por el modelo anteriormente descrito y planteando un balance de masa general para el gasificador, es posible obtener el flujo de gas de síntesis y de los gases que lo componen, es importante mencionar, que debido a que el modelo matemático no considera las cenizas ni minerales del digestato, se excluyen para este balance en particular.

Es importante mencionar que se cuentan con dos gasificadores en paralelo y el modelo matemático entrega los resultados solo para un equipo, en consecuencia para obtener la totalidad de los flujos se deben duplicar los valores del modelo.

$$F_{syngas} = F_{M.O. dig} + F_{agua} + F_{air} \quad (4.73)$$

Donde:

- $F_{syngas}$  = flujo total de syngas producido, [kg h<sup>-1</sup>].
- $F_{M.O. dig}$  = flujo de digestato seco, sin considerar cenizas y minerales, es decir,

la materia orgánica,  $[\text{kg h}^{-1}]$ .

- $F_{\text{agua}}$  = flujo de agua que compone el digestato,  $[\text{kg h}^{-1}]$ .

- $F_{\text{air}}$  = flujo de aire que ingresa al gasificador,  $[\text{kg h}^{-1}]$ .

Calculando cada término:

$$F_{M.O. \text{ dig}} = x \cdot F_{\text{dig\_seco}} \quad (4.74)$$

Con:

- $x = 62,6\%$ , correspondiente a la composición del digestato base seca, sin considerar las cenizas y minerales.
- $F_{\text{dig\_seco}} = 836 \cdot (1 - 0,15) = 710,6$   $[\text{kg h}^{-1}]$ , flujo de digestato seco, considerando un  $15\%$  de humedad.

Se obtiene:

$$F_{M.O. \text{ dig}} = 444,9 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right]$$

Por otro lado, el flujo de agua presente en el digestato corresponde a:

$$F_{\text{agua}} = 836 \cdot 0,15 = 125,4 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right]$$

Con respecto al flujo de aire, este lo entrega el modelo y corresponde a:

$$F_{\text{air}} = 362,47 \cdot 2 = 724,9 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] \quad (4.75)$$

Así se obtiene el flujo de gas de síntesis producido:

$$F_{\text{syngas}} = 1.295 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] \quad (4.76)$$

Ya que gracias al modelo matemático se conoce la composición molar del gas de síntesis (Tabla 4.6), se puede calcular el flujo para cada especie, para lo cual es necesario contar con los moles de gas de síntesis.

Tabla 4.6: Composición del gas de síntesis entregada por el modelo computacional.

Especie	Composición molar gas de síntesis [mol /mol]
CO	32,1 %
H <sub>2</sub>	26,6 %
CH <sub>4</sub>	5,4 %
CO <sub>2</sub>	1,4 %
N <sub>2</sub>	30,4 %
H <sub>2</sub> O	4,1 %

Para obtener los moles de gas de síntesis, se debe calcular el peso molecular del combustible, siendo igual a:

$$PM_{syngas} = \sum_i x_i \cdot PM_i \quad (4.77)$$

Con:

- $x_i$  = la fracción molar del gas “i”, presentado en la Tabla 4.6.
- $PM_i$  = peso molecular del gas “i” [g mol<sup>-1</sup>].

Obteniendo:

$$PM_{syngas} = 20,26 \left[ \frac{g}{mol} \right] \quad (4.78)$$

Siendo posible calcular los moles de syngas:

$$n_{syngas} = \frac{F_{syngas}}{PM_{syngas}} \cdot 1000 = 63.938 \left[ \frac{mol}{h} \right] \quad (4.79)$$

Posteriormente, se calcula el flujo de cada gas, en particular para el CO:

$$F_{CO} = \frac{x_{CO} \cdot n_{syngas} \cdot PM_{CO}}{1000} = \frac{0,32 \cdot 63.938 \cdot 28,01}{1000} = 574,85 \left[ \frac{kg}{h} \right] \quad (4.80)$$

Este procedimiento se realiza de forma análoga para los demás gases que componen el gas de síntesis, obteniendo:

- $F_{CO_2} = 38,65$  [kg h<sup>-1</sup>]
- $F_{H_2O} = 47,41$  [kg h<sup>-1</sup>]
- $F_{CH_4} = 55,15$  [kg h<sup>-1</sup>]
- $F_{H_2} = 34,31$  [kg h<sup>-1</sup>]
- $F_{N_2} = 556,10$  [kg h<sup>-1</sup>]

Para que todos los flujos queden definidos falta determinar las cenizas y minerales presentes en el gas de síntesis, sin embargo el modelo no los considera, para solucionarlo se determina



por bibliografía la concentración esperada de estas especies en el syngas correspondiendo aproximadamente a  $10.500 \text{ [mg Nm}^{-3}\text{]}$  para un gasificador de tiro descendente [61], con este valor es posible calcular el flujo de cenizas y minerales presentes en el syngas y se asume que el resto se extraerá por la parte inferior del gasificador.

$$M_{ash\_min} = \frac{m_{ash\_min}}{Q_{syngas}} \cdot 10^6 \left[ \frac{mg}{Nm^3} \right] \quad (4.81)$$

Con:

- $M_{ash\_min,syngas}$  = concentración de cenizas y minerales en el *syngas* [ $\text{mg Nm}^{-3}$ ].
- $Q_{syngas} = 1.380 \text{ [Nm}^3 \text{ h}^{-1}\text{]}$ , caudal de *syngas* a  $0 \text{ [}^\circ\text{C]}$ , determinado con la densidad presentada en el Anexo B.4.
- $F_{ash\_min,syngas}$  = flujo de cenizas y minerales en el gas de síntesis [ $\text{kg h}^{-1}$ ].

Para resolverlo se utiliza el test de hipótesis en Excel, fijando la concentración de cenizas y minerales a  $10.500 \text{ [mg Nm}^{-3}\text{]}$ , obteniendo:

$$F_{ash\_min,syngas} = 14,49 \left[ \frac{kg}{h} \right]$$

Finalmente para dividir este flujo en las dos especies (cenizas y minerales), se asume que se mantiene la proporción de estos en el digestato, donde de la suma de estos compuestos 68 % corresponde a las cenizas y 32 % a minerales, obteniendo:

$$F_{ash\_syngas} = 9,86 \left[ \frac{kg}{h} \right]$$

$$F_{min\_syngas} = 4,64 \left[ \frac{kg}{h} \right]$$

Como se mencionó anteriormente, el resto de cenizas y minerales se asume que se retirarán por la parte inferior del reactor.

#### 4.3.6. Resumen balance de masa

A continuación se presenta el desglose de los flujos de cada especie en el gasificador, con M.O. la materia orgánica del digestato que considera C, H, O, N y S.

Tabla 4.7: Resumen del balance de masa en el gasificador.

Especie / Flujo [kg/h]		Entrada		Salida	
		F5	F7	F6	F8
Digestato	M. O.	445	-	-	-
	Ceniza	182	-	10	172
	Minerales	84	-	5	79
	Agua	125	-	-	-
Aire	O <sub>2</sub>	-	169	-	-
	N <sub>2</sub>	-	556	-	-
Syngas	CO <sub>2</sub>	-	-	39	-
	CO	-	-	575	-
	CH <sub>4</sub>	-	-	55	-
	H <sub>2</sub>	-	-	34	-
	H <sub>2</sub> O	-	-	47	-
	N <sub>2</sub>	-	-	556	-
Total [kg/h]		836	725	1.321	251
Temperatura [°C]		121	15	795	795

Error relativo [%]	-0,007
--------------------	--------

### 4.3.7. Dimensionamiento

Para dimensionar los gasificadores se utilizará el método presentado en *Handbook of down-draft gasifier* [62] [57] que define las siguientes dimensiones, presentadas en la Figura 4.11:

$$0,4 \leq \frac{Q_{syngas}}{\pi \cdot \frac{D_a^2}{4}} \leq 0,9 \quad (4.82) \quad 0,65 \leq \frac{2 \cdot L_r}{D_a + D_s} \leq 1 \quad (4.86)$$

$$1,8 \leq \frac{D_c}{D_a} \leq 2,1 \quad (4.83) \quad 1,4 \leq \frac{L_c}{L_r} \leq 1,6 \quad (4.87)$$

$$2,0 \leq \frac{D_s}{D_a} \leq 2,6 \quad (4.84) \quad 0,2 \leq \frac{L_r + L_c}{L_t} \leq 0,35 \quad (4.88)$$

$$3,4 \leq \frac{D_s}{D_a} \leq 7,7 \quad (4.85) \quad L_p = L_t + L_c - L_r \quad (4.89)$$

Este método define que la carga del corazón del reactor debe oscilar entre 0,4 y 0,9 [m<sup>3</sup> cm<sup>-2</sup> h<sup>-1</sup>], con esto es posible determinar D<sub>a</sub> que define las demás dimensiones. Para este caso en particular se fija la carga del corazón del reactor en 0,78 [m<sup>3</sup> cm<sup>-2</sup> h<sup>-1</sup>], debido a que entrega resultados favorables en el modelo matemático. Con respecto a las demás dimensiones se calculan considerando el promedio del rango presentado anteriormente.

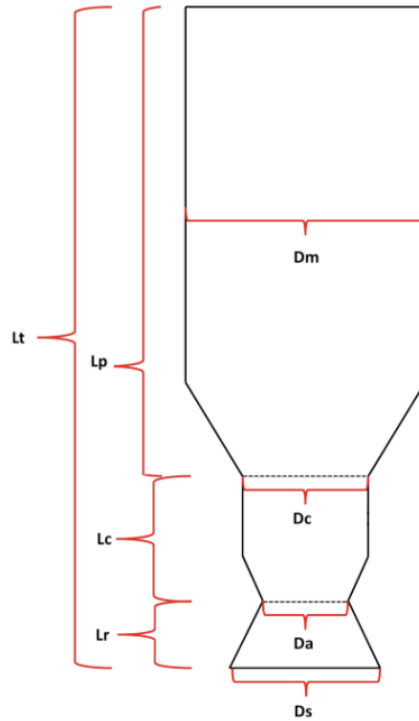


Figura 4.11: Esquema de las dimensiones del gasificador [58].

Con  $Q_{syngas}$  el caudal de gas de síntesis [ $m^3 h^{-1}$ ], el cual se calcula considerando su densidad presentada en el Anexo B.4 y el flujo másico presentado en el balance de masa, el cual se divide en dos, debido a la cantidad de gasificadores, obteniendo:

$$Q_{syngas} = 3.281 \left[ \frac{m^3}{h} \right] \quad (4.90)$$

Considerando las ecuaciones presentadas anteriormente, se obtiene:

Tabla 4.8: Dimensiones de los gasificadores.

Dimensión	Valor	Unidad
$D_a$	0,7	[m]
$D_c$	1,4	[m]
$D_s$	1,7	[m]
$D_m$	4,1	[m]
$L_r$	0,6	[m]
$L_c$	0,9	[m]
$L_t$	5,5	[m]
$L_p$	4,0	[m]

### 4.3.8. Discusiones

Gracias al modelo matemático es posible predecir la composición del gas de síntesis, sin embargo, para lograrlo fue necesario tomar ciertos supuestos, dentro de los más importantes destaca el asumir estado estacionario, considerar gases ideales y asumir la conversión completa del carbono, sin embargo, estos supuestos se encuentran respaldados por bibliografía [56] por lo que se considera que los resultados son fiables.

Sin perjuicio de lo anterior, el modelo recibe como *input* la composición elemental del digestato y el porcentaje de carbono fijo, sin embargo la empresa no contaba con estos datos. Para solucionar lo anterior se obtuvieron de bibliografía, en particular, se consideró la reportada por la Biofactoría de Aguas Andinas [57], que también corresponde a un digestato proveniente de lodos sanitarios. En consecuencia, se espera que el error asociado a este supuesto no sea determinante en los resultados. De caso contrario, una vez que la empresa cuente con los análisis es posible modificar los valores del código para obtener la composición del gas.

Con respecto a los valores de temperatura obtenidos en las distintas zonas del gasificador, estas concuerdan con las presentadas en bibliografía [63], donde se indica que en la zona de pirólisis se tiene una temperatura entre 500 y 700 [K], para luego alcanzar su máximo en la zona de oxidación aproximadamente 1.700 [K] y disminuir en la zona de reducción para terminar en 1.350 [K].

En cuanto a la composición del gas de síntesis, concuerda a la encontrada en bibliografía [64], donde se tiene una composición del gas de síntesis: 23,6 % CO, 13,2 % H<sub>2</sub>, 5,2 % CH<sub>4</sub>, 14,5 % CO<sub>2</sub> y 53,6 % N<sub>2</sub>, la mayor diferencia radica en que se reporta un mayor porcentaje para el nitrógeno y dióxido de carbono que los obtenidos en el modelo. Sin embargo, esto lo podría explicar las diferencias en las características en la alimentación y operación del gasificador reportado en bibliografía.

En relación al balance de masa (Tabla 4.7) este presenta un error porcentual con respecto a la entrada de  $7 \cdot 10^{-3}$  %, por lo que se concluye que este valor no es significativo con respecto a los flujos de entrada y salida. Este error se puede explicar debido a las aproximaciones en la composición del digestato y/o del gas de síntesis.

Con respecto al dimensionamiento del gasificador, las dimensiones se condicen con las presentadas en otras memorias [57] [58], por lo que se encuentran en un rango aceptable. Es importante acotar que en este caso en particular fue necesario contar con dos gasificadores para disminuir el tamaño del equipo y obtener resultados favorables en el modelo matemático.

Finalmente, debido a que el gas de síntesis presenta un 30,4% de nitrógeno es necesario purificarlo para aumentar su poder calorífico, además de eliminar el material particulado correspondiente a cenizas y minerales para cumplir con los posibles requerimientos de la cogeneración.

## 4.4. Enfriamiento del gas de síntesis

Una posible aplicación para el gas de síntesis es la cogeneración con metano, y ya que este abandona el gasificador a 795 [°C], es necesario disminuir la temperatura de este combustible. Para ello se utilizará un intercambiador de calor de carcasa y tubos, el cual tendrá como flujo de entrada el gas de síntesis y agua que será el fluido refrigerante.

El intercambiador de calor funciona a contracorriente, donde el gas de síntesis circula por la coraza y el agua por los tubos, es un intercambiador de un solo paso y se tiene por objetivo disminuir la temperatura del gas de síntesis a 50 [°C].

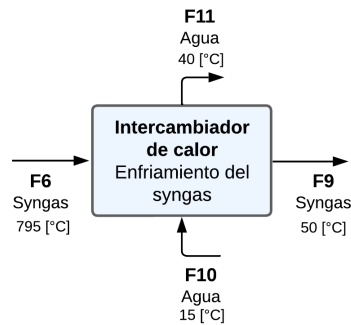


Figura 4.12: Diagrama etapa de enfriamiento.

### 4.4.1. Supuestos y consideraciones

Para dimensionar el equipo se toman los siguientes supuestos o consideraciones:

- Se asume que el intercambiador de calor está lo suficientemente aislado por lo que la pérdida de calor hacia los alrededores es despreciable.
- Los cambios en las energías cinéticas y potenciales de las corrientes de los fluidos es despreciable.
- Se fija el diámetro externo e interno de las tuberías en 15,8 y 12,7 [mm], respectivamente.
- Se fijan las temperaturas de entrada y salida del agua siendo estas 15 [°C] y 40 [°C] respectivamente.
- El factor de ensuciamiento es constante y uniforme.
- Se asume que el vapor de agua presente en el gas de síntesis condensa en su totalidad.

#### 4.4.2. Balance de masa

Gracias al dimensionamiento presentado más adelante, se obtiene que el flujo de agua corresponde a:

$$F_{agua,in} = 14.883 \left[ \frac{kg}{h} \right]$$

Se considera que el vapor de agua presente en el syngas condensa producto del enfriamiento y por simplicidad se incluye en la salida del agua utilizada en el intercambiador:

$$F_{agua,out} = F_{agua,in} + F_{H2Ov,syngas} \quad (4.91)$$

Con:

- $F_{agua,out}$  = flujo del agua a la salida del intercambiador, [kg h<sup>-1</sup>].
- $F_{H2Ov,syngas} = 47,41$  [kg h<sup>-1</sup>], flujo de vapor de agua que compone el gas de síntesis a la entrada del intercambiador.
- $F_{agua,in} = 14.883$  [kg h<sup>-1</sup>].

Obteniendo:

$$F_{agua,out} = 14.930 \left[ \frac{kg}{h} \right]$$

Con respecto al flujo de gas de síntesis se asume que su composición se mantiene constante a excepción del vapor de agua:

$$F_{out,syngas} = F_{in,syngas} - F_{H2Ov,syngas} \quad (4.92)$$

Con:

- $F_{out,syngas}$  = flujo del gas de síntesis a la salida del intercambiador, [kg h<sup>-1</sup>].
- $F_{in,syngas} = 1.321$  [kg h<sup>-1</sup>], flujo del gas de síntesis a la entrada del intercambiador.
- $F_{H2Ov,syngas} = 47,41$  [kg h<sup>-1</sup>].

Obteniendo:

$$F_{out,syngas} = 1.274 \left[ \frac{kg}{h} \right]$$

#### 4.4.3. Dimensionamiento

Para dimensionar el intercambiador de calor, es necesario determinar el calor a retirar:

$$q = \dot{m}_{syngas} \cdot C_{p,s} \cdot (T_{syngas,out} - T_{syngas,in}) \quad (4.93)$$

Con:

- $q = \text{calor a retirar, [kW]}$
- $\dot{m}_{syngas} = 1.321 \text{ [kg h}^{-1}\text{]}, \text{ flujo de } syngas \text{ a la entrada del intercambiador.}$
- $C_p = 1,561 \text{ [kJ kg}^{-1} \text{ K}^{-1}\text{]}, \text{ calor específico del } syngas, \text{ calculado en el Anexo B.5.}$
- $T_{syngas,in} = 795 \text{ [}^\circ\text{C]}, \text{ temperatura de entrada del } syngas.$
- $T_{syngas,out} = 50 \text{ [}^\circ\text{C]}, \text{ temperatura de salida del } syngas.$

De esta forma el calor a retirar corresponde a:

$$q = 426,9 \text{ [kW]}$$

Luego, se puede calcular la flujo de agua necesario:

$$\dot{m}_{agua} = \frac{Q \cdot 3.600}{C_{p,a} \cdot (T_{agua,out} - T_{agua,in})} \left[ \frac{kg}{h} \right] \quad (4.94)$$

Con:

- $\dot{m}_{agua} = \text{flujo de agua en el intercambiador, [kg h}^{-1}\text{].}$
- $T_{agua,in} = 15 \text{ [}^\circ\text{C]}, \text{ temperatura de entrada del agua.}$
- $C_{p,a} = 4,13 \text{ [kJ kg}^{-1} \text{ K}^{-1}\text{]}, \text{ calor específico del agua.}$
- $T_{agua,out} = 40 \text{ [}^\circ\text{C]}, \text{ temperatura de salida del agua.}$

Se obtiene:

$$\dot{m}_{agua} = 14.883 \left[ \frac{kg}{h} \right] = 4,13 \left[ \frac{kg}{s} \right] \quad (4.95)$$

Posteriormente, se calcula el área que debe tener el intercambiador, para esto se determina la variación de temperatura logarítmica media y se fija el coeficiente global de transferencia de diseño en  $100 \text{ [W m}^{-2} \text{ K}^{-1}\text{]}$ , según bibliografía este fluctúa entre entre  $56$  y  $283,9 \text{ [W m}^{-2} \text{ K}^{-1}\text{]}$  [65].

La variación de temperatura logarítmica para un flujo contracorriente se calcula como:

$$\Delta T_1 = T_{syngas,out} - T_{agua,in} \quad (4.96)$$

$$\Delta T_2 = T_{syngas,in} - T_{agua,out} \quad (4.97)$$

$$LMTD = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \left( \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} \right)} \quad (4.98)$$

Con:

- LMTD = variación de temperatura logarítmica media, [°C].
- $T_{agua,out} = 40$  [°C].
- $T_{syngas,in} = 795$  [°C].
- $T_{agua,in} = 15$  [°C].
- $T_{syngas,out} = 50$  [°C].

Se obtiene:

$$LMTD = 234,4 \text{ [°C]}$$

Posteriormente, es posible obtener el área de diseño del intercambiador:

$$A_D = \frac{Q \cdot 1.000}{LMTD \cdot U_D} [m^2] \quad (4.99)$$

Con:

- $A_D =$  área de diseño del intercambiador [m<sup>2</sup>]
- LMTD = 234 [°C], variación de temperatura logarítmica media, [°C].
- $q = 426,9$  [kW], calor a retirar.
- $U_D = 100$  [W m<sup>-2</sup> K<sup>-1</sup>], coeficiente global de transferencia de diseño.

Se obtiene:

$$A_D = 18,21 [m^2]$$

Con esto se puede obtener el número de tubos de diseño, para ello se fija el largo del intercambiador en 3 [m]:

$$N_D = \frac{A_D}{L \cdot \pi \cdot D_{int,t}} \quad (4.100)$$

Con:

- $N_D =$  número de tubos diseño.
- $A_D = 18,21$  [m<sup>2</sup>].
- $L = 3$  [m], largo del intercambiador.
- $D_{int,t} = 0,0127$  [m], diámetro interno de los tubos.

Se tiene:

$$N_D = 154 [-]$$

Ya que se tiene por objetivo determinar el coeficiente global de transferencia total, es necesario obtener los coeficientes de transferencia por convección interna y externa. Para calcular el primero, es necesario determinar el número de Reynolds y el Nusselt.

Para obtener el Reynolds se necesita la velocidad del agua por la coraza:

$$v_{agua} = \frac{m_{agua}}{N_D \cdot A_{t,int} \cdot \rho_{agua}} \quad (4.101)$$



Con:

- $v_{agua}$  = velocidad del agua en los tubos, [m s<sup>-1</sup>].
- $A_{t,int} = 1,26 \cdot 10^{-4}$  [m<sup>2</sup>], área interna de un tubo ( $\pi \cdot D_{int,t}^2/4$ )
- $m_{agua} = 4,13$  [m s<sup>-1</sup>], flujo de agua.
- $N_D = 154$  [-].
- $\rho_{agua} = 997$  [kg m<sup>-3</sup>], densidad del agua.

Se tiene:

$$v_{agua} = 0,21 \left[ \frac{m}{s} \right]$$

Luego el Reynolds se calcula como:

$$Re_{agua} = \frac{v_{agua} \cdot D_{int,t}}{v_{agua}} \quad (4.102)$$

Con:

- $Re_{agua}$  = número de Reynolds para el agua en los tubos.
- $\nu_{agua} = 6,3 \cdot 10^{-7}$  [m<sup>2</sup> s<sup>-1</sup>], viscosidad cinemática del agua.
- $v_{agua} = 0,21$  [m s<sup>-1</sup>].
- $D_{int,t} = 0,0127$  [m].

Se obtiene:

$$Re_{agua} = 4.284 [-]$$

Lo anterior significa que el agua se encuentra en un régimen turbulento, en consecuencia se utiliza la ecuación de Dittus-Boelter para hallar el número de Nusselt [66]:

$$Nu_{agua} = 0,023 Re_{agua}^{0,8} \cdot Pr_{agua}^{0,4} \quad (4.103)$$

Con:

- $Nu_{agua}$  = número de nusselt para el agua.
- $Pr_{agua} = 4,495$  [-], número de Prandtl para el agua.
- $Re_{agua} = 4.284$  [-].

Se obtiene:

$$Nu_{agua} = 33,76 [-]$$

Luego es posible despejar el coeficiente de transferencia de calor por convección en el interior de los tubos:

$$h_{c,int} = \frac{Nu_{agua} \cdot K_{f,agua}}{D_{int,t}} \quad (4.104)$$

Donde:

- $h_{c,int}$  = coeficiente de transferencia de calor por convección en el interior de los tubos,  $[W\ m^{-2}\ K^{-1}]$ .
- $Nu_{agua} = 33,76$  [-].
- $K_{f,agua} = 0,628$   $[W\ m^{-1}\ K^{-1}]$ , conductividad térmica del agua.
- $D_{int,t} = 0,0127$  [m].

Obteniendo:

$$h_{c,int} = 1.671 \left[ \frac{W}{m^2 K} \right]$$

Posteriormente se calcula el coeficiente de transferencia de calor por convección externo, por lo que es necesario contar con la velocidad del syngas, para ello se determina el diámetro de la coraza con la siguiente relación [65]:

$$D_{ext,c} = D_{ext,t} \cdot \frac{N_D^{\frac{1}{n}}}{k_1} \quad (4.105)$$

Con:

- $D_{ext,c}$  = diámetro externo de la coraza, [m].
- $D_{ext,t} = 0,0158$  [m], diámetro externo de los tubos.
- $N_D = 154$  [-].
- $k_1 = 0,319$  [-], constante experimental para intercambiador de un solo paso por los tubos.
- $n = 2,142$  [-], constante experimental para intercambiador de un solo paso por los tubos.

Obteniendo:

$$D_{ext,c} = 0,28 \text{ [m]}$$

Considerando un espesor de 0,0055 [m], se obtiene que el diámetro interno de la coraza es  $D_{int,c} = 0,27$  [m]. Con esto es posible calcular la superficie disponible para el paso del gas de síntesis por la carcasa, donde a la superficie interna de la coraza se le resta la ocupada por los tubos:

$$S_{syngas} = \pi \cdot \left( \frac{D_{int,c}}{2} \right)^2 - \left( \frac{D_{ext,t}}{2} \right)^2 [m^2] \quad (4.106)$$

Con:

- $S_{syngas}$  = superficie disponible para el paso del gas de síntesis por la carcasa,  $[m^2]$ .
- $D_{int,c} = 0,27$  [m].
- $D_{ext,t} = 0,016$  [m].

Obteniendo:

$$S_{syngas} = 0,060 [m^2]$$

Calculando la velocidad del gas de síntesis:

$$v_{syngas} = \frac{\dot{m}_{syngas}}{S_{syngas} \cdot \rho_{syngas}} \quad (4.107)$$

Con:

- $v_{syngas}$  = velocidad del syngas en la coraza,  $[m \text{ s}^{-1}]$ .
- $S_{syngas} = 0,060 [m^2]$ , superficie disponible para el paso del gas de síntesis por la carcasa.
- $\dot{m}_{syngas} = 0,37 [kg \text{ s}^{-1}]$ , flujo de gas de síntesis.
- $\rho_{syngas} = 0,50 [kg \text{ m}^{-3}]$ , densidad del syngas, presentada en el Anexo B.4.

Se tiene:

$$v_{syngas} = 12,25 \left[ \frac{m}{s} \right]$$

Con esto es posible calcular el número de Reynolds para el gas de síntesis:

$$Re_{syngas} = \frac{v_{syngas} \cdot D_{ext,t}}{\nu_{syngas}} \quad (4.108)$$

Con:

- $Re_{syngas}$  = número de Reynolds para el syngas. cinemática del gas de síntesis, presentada en el Anexo B.4.
- $\nu_{syngas} = 2,00 \cdot 10^{-5} [m^2 \text{ s}^{-1}]$ , viscosidad
- $D_{ext,t} = 0,0127 [m]$ .

Se obtiene:

$$Re_{syngas} = 9.691 [-]$$

Para obtener el número de Nusselt se utiliza la ecuación de Zukauskas, donde se omite el término de la razón de los números Prandtl puesto que se aproxima a la unidad.

$$Nu_{syngas} = C \cdot Re_{syngas}^m \cdot Pr_{syngas}^{0,36} \quad (4.109)$$

Con:

- $Nu_{syngas}$  = número de Nusselt para el syngas.
- $C = 0,27 [-]$ , coeficiente de la ecuación de Zukauskas.
- $Re_{syngas} = 9.691 [-]$ .
- $Pr_{syngas} = 0,7105 [-]$ , número de Prandtl para el syngas.
- $m = 0,63 [-]$ , coeficiente de la ecuación de Zukauskas.

Obteniendo:

$$Nu_{syngas} = 77,51 [-]$$

Con esto es posible obtener el coeficiente de transferencia de calor por convección externa:

$$h_{c,ext} = \frac{Nu_{syngas} \cdot K_{f,syngas}}{D_{ext,t}} \quad (4.110)$$

Donde:

- $h_{c,ext}$  = coeficiente de transferencia de calor por convección en el exterior de los tubos,  $[W m^{-2} K^{-1}]$ .
- $K_{f,syngas} = 0,0452 [W m^{-1} K^{-1}]$ , conductividad térmica del agua.
- $Nu_{syngas} = 77,51 [-]$ , número de Nusselt
- $D_{ext,t} = 0,0158 [m]$ .

Obteniendo:

$$h_{c,ext} = 222,1 \left[ \frac{W}{m^2 K} \right]$$

Es importante mencionar que el número de Prandtl del syngas se considera como el promedio de los valores para el monóxido de carbono y el nitrógeno, ya que son los gases que componen mayoritariamente el gas de síntesis, esto se aplica de forma análoga para el coeficiente de conductividad térmica. Por otro lado, la temperatura para obtener las propiedades del syngas es de  $323,75 [^{\circ}C]$ , su cálculo se explicita en el Anexo B.6.

Finalmente se obtiene el coeficiente global de transferencia:

$$U = \left( \frac{1}{h_{c,int}} + \frac{D_{ext,t} \cdot \ln\left(\frac{D_{ext,t}}{D_{int,t}}\right)}{2 \cdot k_c} + \frac{1}{h_{c,ext}} + R \cdot \frac{D_{ext,t}}{D_{int,t}} \right)^{-1} \quad (4.111)$$

Con:

- $U =$  coeficiente global de transferencia,  $[W\ m^{-2}\ K^{-1}]$
- $h_{c,int} = 1.671\ [W\ m^{-2}\ K^{-1}]$ .
- $h_{c,ext} = 222,1\ [W\ m^{-2}\ K^{-1}]$ .
- $D_{ext,t} = 0,0158\ [m]$ .
- $D_{int,t} = 0,0127\ [m]$ .
- $k_c = 50,2\ [W\ m^{-1}\ K^{-1}]$  coeficiente de conducción de la cañería (acero inoxidable).
- $R = 0,00088\ [m^2\ K\ W^{-1}]$ , coeficiente de ensuciamiento escogido.

Obteniendo:

$$U = 166,24 \left[ \frac{W}{m^2 K} \right]$$

Como se puede apreciar, el valor del coeficiente de transferencia obtenido es mayor al coeficiente de diseño, esto significa que el intercambiador de calor cumple con los requerimientos.

Por último, se debe volver a calcular el área y el número de tubos con el coeficiente de transferencia obtenido.

$$A_D = \frac{Q \cdot 1.000}{LMTD \cdot U} [m^2] \quad (4.112)$$

Con:

- $A =$  área del intercambiador  $[m^2]$
- $LMTD = 234,42\ [^{\circ}C]$ , variación de temperatura logarítmica media,  $[^{\circ}C]$ .
- $q = 426,85\ [kW]$ .
- $U = 166,24\ [W\ m^{-2}\ K^{-1}]$ .

Se obtiene:

$$A = 10,95\ [m^2]$$

Calculando el número de tubos:

$$N = \frac{A}{L \cdot \pi \cdot D_{int,t}} \quad (4.113)$$

Con:

- $N =$  número de tubos.
- $A = 10,95\ [m^2]$ .
- $L = 3\ [m]$ .
- $D_{int,t} = 0,0127\ [m]$ .

Se tiene:

$$N = 92\ [-]$$

#### 4.4.4. Resumen balance de masa

A continuación se presenta un resumen del balance de masa en el intercambiador:

Tabla 4.9: Resumen del balance de masa en el intercambiador de calor.

Especie / Flujo [kg/h]		Entrada		Salida	
		F6	F10	F9	F11
Syngas	Ceniza	10	-	10	-
	Minerales	5	-	5	-
	CO <sub>2</sub>	39	-	39	-
	CO	575	-	575	-
	CH <sub>4</sub>	55	-	55	-
	H <sub>2</sub>	34	-	34	-
	N <sub>2</sub>	556	-	556	-
H <sub>2</sub> O (v)	-	47	-	-	47
Agua	-	-	14.883	-	14.883
Total [kg/h]		1.321	14.883	1.274	14.930
Temperatura [°C]		795	15	50	40

Error relativo [%]	0
--------------------	---

#### 4.4.5. Resumen dimensionamiento

A continuación se presentan las dimensiones del intercambiador de calor:

Tabla 4.10: Resumen de las dimensiones del intercambiador de calor.

Dimensión	Valor	Unidad
Largo	3	[m]
Número de tubos	92	[-]
Diámetro externo tubos	16	[mm]
Diámetro interno tubos	13	[mm]
Diámetro externo coraza	281	[mm]
Diámetro interno coraza	276	[mm]

#### 4.4.6. Discusiones

Para el dimensionamiento del intercambiador de calor fue necesario tomar algunos supuestos respecto a las pérdidas de calor, temperatura de los fluidos y diámetros de los tubos, estos supuestos se encuentran respaldados por bibliografía [67] por lo que se consideran razonables dentro de la etapa de ingeniería de perfil.

Por otro lado, con el objetivo de disminuir el consumo de agua en el intercambiador se

sugiere realizar integración energética con corrientes frías presentes en la planta, además de determinar las restricciones de temperatura de entrada del gas de síntesis para realizar cogeneración o para su eventual aplicación, adicionalmente se propone evaluar otro fluido para enfriar el gas de síntesis.

Finalmente, dependiendo de las restricciones de espacio de la empresa, es posible ajustar el largo del intercambiador aumentando el número de tubos y el diámetro de la coraza. Por ende, para las próximas etapas de ingeniería se deberá abordar la tarea de determinar la configuración más eficiente.

## 4.5. Remoción del material particulado

Debido a que existen restricciones respecto a la concentración de material particulado en el syngas, condición crítica para ser utilizado en turbinas o motores a gas, se hace necesario purificarlo. Para esto, se implementa un ciclón de alta eficiencia, que recibe como entrada el flujo de gas de síntesis y tiene como salidas el flujo de syngas purificado y el material particulado.

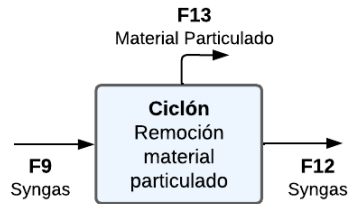


Figura 4.13: Diagrama etapa de remoción del material particulado.

### 4.5.1. Supuestos y consideraciones

Para dimensionar el equipo es necesario tomar las siguientes consideraciones y supuestos:

- El material particulado se considera como la suma de las cenizas y minerales presentes en el gas de síntesis.
- Se asume que el ciclón, alcanza una eficiencia de remoción del 99,86 %.
- Se fija una velocidad del syngas de  $15 \text{ [m s}^{-1}\text{]}$ .
- Se fija la concentración de material particulado de salida en el syngas de  $15 \text{ [mg Nm}^{-3}\text{]}$
- Se supone que la composición del syngas se mantiene a excepción del material particulado.

## 4.5.2. Balance de masa

Es importante mencionar que la eficiencia del ciclón se obtuvo al fijar la concentración del material particulado en 15 [mg Nm<sup>-3</sup>], para lo cual se realizó test de hipótesis en Excel. Considerando esta eficiencia es posible determinar los flujos en el ciclón, como se indica a continuación.

El ciclón solo elimina el material particulado, por lo que las demás especies que componen el syngas se mantienen constantes, en consecuencia el balance de masa resulta como:

$$F_{in,syngas} = F_{out,syngas} + F_{PM,out} \quad (4.114)$$

Con:

- $F_{in,syngas} = 1.274$  [kg h<sup>-1</sup>], flujo de gas de síntesis a la entrada del ciclón.
- $F_{out,syngas}$  = flujo de gas de síntesis a la salida del ciclón, [kg h<sup>-1</sup>].
- $F_{PM,out}$  = flujo de material particulado (cenizas y minerales) a la salida del ciclón, [kg h<sup>-1</sup>].

Para calcular el flujo de salida de syngas y material particulado, se supone una eficiencia de remoción del 99,86 % con lo que se tiene:

$$F_{PM,out} = \eta \cdot F_{PM\_syngas,in} \quad (4.115)$$

Con:

- $F_{PM,out}$  = flujo de cenizas y minerales a la salida del ciclón, [kg h<sup>-1</sup>].
- $F_{PM\_syngas,in} = 14,49$  [kg h<sup>-1</sup>], flujo de cenizas y minerales presente en el syngas,
- determinado en la operación de gasificación.
- $\eta = 0,9986$ , eficiencia de remoción del ciclón.

Obteniendo:

$$F_{PM,out} = 14,47 \left[ \frac{kg}{h} \right]$$

Luego, el flujo de material particulado que queda en el gas de síntesis ( $F_{PM\_syngas,out}$ ) será la resta entre el material particulado de la entrada ( $F_{PM\_syngas,in}$ ) y salida ( $F_{PM,out}$ ), siendo:

$$F_{PM\_syngas,out} = 0,020 \left[ \frac{kg}{h} \right] \quad (4.116)$$

Por último, ya que la ceniza corresponde al 68 % del material particulado y los minerales al 32 %, se asume que esta distribución se mantiene:



$$F_{c,out} = 0,68 \cdot F_{PM,out} \quad (4.117)$$

$$F_{min,out} = 0,32 \cdot F_{PM,out} \quad (4.118)$$

Con:

- $F_{c,out}$  = flujo de cenizas a la salida del ciclón, [kg h<sup>-1</sup>].
- $F_{PM,out}$  = 14,47 [kg h<sup>-1</sup>] flujo de material particulado (cenizas y minerales) a la salida del ciclón.
- $F_{min,out}$  = flujo de minerales a la salida del ciclón, [kg h<sup>-1</sup>].

Obteniendo:

$$F_{c,out} = 9,84 \left[ \frac{kg}{h} \right]$$

$$F_{min,out} = 4,63 \left[ \frac{kg}{h} \right]$$

Este procedimiento se realiza de forma análoga para las cenizas y minerales presentes en la salida del gas de síntesis:

$$F_{c\_syngas,out} = 0,68 \cdot F_{PM\_syngas,out} \quad (4.119)$$

$$F_{min\_syngas,out} = 0,32 \cdot F_{PM\_syngas,out} \quad (4.120)$$

Donde:

- $F_{c\_syngas,out}$  = flujo de cenizas en el gas de síntesis de salida, [kg h<sup>-1</sup>].
- $F_{PM\_syngas,out}$  = 0,0197 [kg h<sup>-1</sup>], flujo de material particulado en el gas de síntesis de salida.
- $F_{min\_syngas,out}$  = flujo de minerales en el gas de síntesis de salida, [kg h<sup>-1</sup>].

Obteniendo:

$$F_{c\_syngas,out} = 0,013 \left[ \frac{kg}{h} \right]$$

$$F_{min\_syngas,out} = 0,0063 \left[ \frac{kg}{h} \right]$$

### 4.5.3. Dimensionamiento

Para dimensionar el ciclón es necesario contar con el flujo volumétrico de entrada del syngas:

$$Q_{syngas,in} = \frac{F_{in,syngas}}{\rho_{syngas}} \quad (4.121)$$

- $Q_{syngas,in}$  = caudal volumétrico de entrada del syngas, [kg m<sup>-3</sup>].
- $F_{in,syngas} = 1.274$  [kg h<sup>-1</sup>].
- $\rho_{syngas} = 0,866$  [kg m<sup>-3</sup>], densidad del syngas.

Se obtiene:

$$Q_{syngas,in} = 1.471 \left[ \frac{m^3}{h} \right] = 0,409 \left[ \frac{m^3}{s} \right]$$

Luego para calcular el diámetro ( $D_e$ ) del ciclón se cuenta con la siguiente relación [68]:

$$D = \sqrt{\frac{8 \cdot Q_{syngas,in}}{v_{syngas}}} \quad (4.122)$$

Con:

- $Q_{syngas,in} = 0,409$  [m<sup>3</sup> s<sup>-1</sup>].
- $v_{syngas} = 15$  [m s<sup>-1</sup>], velocidad del gas de síntesis.
- $D$  = diámetro del ciclón [m].

Obteniendo:

$$D = 0,467 [m]$$

Con esto, es posible utilizar el diseño estándar para un ciclón Swift [69], donde la configuración del ciclón se presenta en la Figura 4.14.

Tabla 4.11: Relaciones estándar para diseñar un ciclón Swift.

Variables ciclón Swift		
Dimensión	Relación	Valor
Diámetro del ciclón	D/D	1
Altura de entrada	a/D	0,44
Ancho de entrada	b/D	0,21
Diámetro de salida	De/D	0,1
Altura de salida	S/D	0,5
Altura parte cilíndrica	h/D	1,4
Altura total del ciclón	H/D	3,9
Diámetro de salida partículas	B/D	0,4

En particular, para calcular la altura de entrada se reemplaza con  $D = 0,467$  [m], en la relación expuesta en la Tabla 4.11:

$$\frac{a}{D} = 0,44 \quad (4.123)$$

Obteniendo:

$$a = 0,205 \text{ [m]}$$

Este procedimiento se repite con las demás dimensiones obteniendo:

- $b = 0,10$  [m].
- $D_e = 0,05$  [m].
- $S = 0,23$  [m].
- $h = 0,65$  [m].
- $H = 1,82$  [m].
- $B = 0,19$  [m].

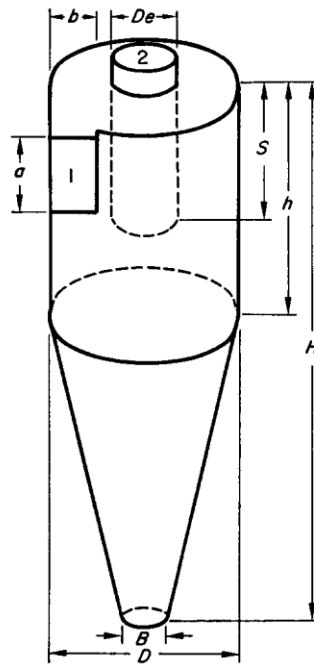


Figura 4.14: Dimensiones del ciclón [68].

#### 4.5.4. Resumen balance de masa

El resumen de balance de masas se presenta en la Tabla 4.12:

Tabla 4.12: Resumen del balance de masa en el ciclón.

Especie / Flujo [kg/h]	Entrada	Salida	
	F9	F12	F13
Ceniza	9,86	$1,3 \cdot 10^{-2}$	9,84
Minerales	4,64	$6,0 \cdot 10^{-3}$	4,63
CO <sub>2</sub>	39	39	-
CO	575	575	-
CH <sub>4</sub>	55	55	-
H <sub>2</sub>	34	34	-
N <sub>2</sub>	556	556	-
Total [kg/h]	1.274	1.259	14,47

Error relativo [%]	0,00
--------------------	------

#### 4.5.5. Resumen dimensionamiento

Se presenta los valores del dimensionamiento del ciclón:

Tabla 4.13: Resumen de las dimensiones del ciclón Swift.

Dimensión	Valor	Unidad
Diámetro del ciclón (D)	0,47	[m]
Altura de entrada (a)	0,21	[m]
Ancho de entrada (b)	0,10	[m]
Diámetro de salida (De)	0,05	[m]
Altura de salida (S)	0,23	[m]
Altura parte cilíndrica (h)	0,65	[m]
Altura total del ciclón (H)	1,82	[m]
Diámetro de salida partículas (B)	0,19	[m]

#### 4.5.6. Discusiones

El supuesto más fuerte en este equipo corresponde a la eficiencia del ciclón: menores tamaños de partícula implican una menor eficiencia de remoción. Puesto que no se tiene conocimiento de la distribución del tamaño del material particulado (PM), existe la posibilidad de que no se alcance la concentración mínima de PM requerida para utilizar el syngas en turbinas de gas ( $< 15 \text{ [mg Nm}^{-3}\text{]}$ ) o motores a gas ( $< 50 \text{ [mg Nm}^{-3}\text{]}$ ) [70].

Con respecto a la eficiencia, en bibliografía se indica que los ciclones de alta eficiencia alcanzan una remoción entre el 80 y 99 % para partículas suspendidas de hasta 100  $[\mu\text{m}]$  y un 60 a 95 % para material particulado menor a 2,5  $[\mu\text{m}]$  [71], sin embargo, no se tiene seguridad de la distribución del tamaño del material particulado ya que no se cuenta con datos

experimentales, por otro lado también se reporta en bibliografía que el tamaño puede variar entre menos de 1 [ $\mu\text{m}$ ] a más de 100 [ $\mu\text{m}$ ], lo que añade incertidumbre al dimensionamiento.

En consecuencia, para etapas posteriores de ingeniería se sugiere determinar la distribución de tamaño del material particulado presente en el gas de síntesis para evaluar si es posible alcanzar la eficiencia requerida con un ciclón o si es necesario contar más equipos de purificación como un filtro.

## 4.6. Remoción del nitrógeno

El syngas obtenido está compuesto por un 31 % de nitrógeno debido al uso del aire como agente gasificante. El nitrógeno disminuye el poder calorífico del combustible, por lo que es recomendable eliminarlo y así mejorar la calidad del syngas. Para esto se utiliza un equipo de *Pressure Swing Adsorption*, el cual separa el nitrógeno a presión utilizando un material adsorbente que presenta afinidad con el gas a retirar, en este caso se utiliza zeolita 13x la cual es selectiva al nitrógeno [72].

Este equipo recibe como entrada el flujo de syngas y tiene como salida el syngas purificado y el nitrógeno eliminado, tal como se muestra en la Figura 4.15.

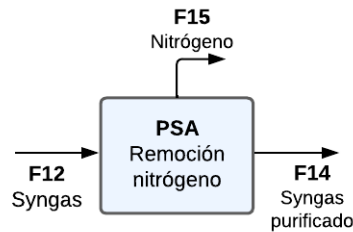


Figura 4.15: Diagrama etapa de remoción del nitrógeno.

### 4.6.1. Supuestos y consideraciones

Para la resolución del equipo se consideraron los siguientes supuestos:

- Se considera que la zeolita 13x adsorbe únicamente el nitrógeno.
- Se asume que la zeolita adsorbe el 98 % del nitrógeno presente en el gas de síntesis de entrada.
- Se desorbe la totalidad del nitrógeno.
- Se fija la caída de presión en 25.000 [Pa].

## 4.6.2. Balance de masa

Ya que se asume que solo se adsorbe el nitrógeno, el balance de masa corresponde a:

$$F_{N2,out} = \eta \cdot F_{N2\_syngas,in} \quad (4.124)$$

Con:

- $F_{N2,out}$  = flujo del nitrógeno a la salida del equipo, [kg h<sup>-1</sup>].
- $F_{N2\_syngas,in}$  = 556,10 [kg h<sup>-1</sup>], flujo de nitrógeno presente en el gas de síntesis a la entrada del equipo.
- $\eta = 0,98\%$ , remoción del nitrógeno.

Obteniendo:

$$F_{N2,out} = 544,98 \left[ \frac{kg}{h} \right]$$

Por otro lado, el flujo de nitrógeno que queda presente en el gas de síntesis, será:

$$F_{N2\_syngas,out} = F_{N2\_syngas,in} - F_{N2,out} \quad (4.125)$$

Con:

- $F_{N2\_syngas,out}$  = flujo de nitrógeno presente en el gas de síntesis de salida, [kg h<sup>-1</sup>].
- $F_{N2\_syngas,in}$  = 556,10 [kg h<sup>-1</sup>], flujo de nitrógeno presente en el gas de síntesis a la entrada del equipo.
- $F_{N2,out}$  = 544,98 [kg h<sup>-1</sup>], flujo del nitrógeno a la salida del equipo.

Con lo que el flujo es:

$$F_{syngas\_N2,out} = 11,12 \left[ \frac{kg}{h} \right]$$

Por último se calcula la concentración inicial y final del nitrógeno:

$$C_{N2\_syngas,in} = \frac{F_{N2\_syngas,in}}{Q_{syngas,in}} \quad (4.126)$$

Con:

- $C_{syngas\_N2,in}$  = concentración de nitrógeno en el gas de entrada, [kg m<sup>-3</sup>].
- $Q_{syngas,in}$  = 1.383 [m<sup>3</sup> h<sup>-1</sup>], flujo volumétrico del syngas a la entrada.
- $F_{N2\_syngas,in}$  = 556,10 [kg h<sup>-1</sup>].

Se obtiene:

$$C_{N2,syngas\_in} = 0,40 \left[ \frac{kg}{m^3} \right]$$

De forma análoga para la concentración de salida del nitrógeno en el syngas purificado ( $C_{syngas\_N2,out}$ ), considerando:

- $F_{syngas\_N2,out} = 11,12 \text{ [kg h}^{-1}\text{]}$ .
- $Q_{syngas,out} = 951,3 \text{ [m}^3 \text{ h}^{-1}\text{]}$ , flujo volumétrico del syngas a la salida.

Se obtiene:

$$C_{syngas\_N2,out} = 0,011 \left[ \frac{kg}{m^3} \right] \quad (4.127)$$

Con esto quedan definidos los flujos en el equipo.

### 4.6.3. Dimensiomiento

El equipo de PSA consiste principalmente en dos columnas de adsorción que contienen zeolita 13x, por tanto, se desea determinar el largo y diámetro de las columnas y la cantidad de masa de adsorbente por columna. Para ello se utilizan las ecuaciones planteadas por Gerhard Pirngruber [73].

En primer lugar se fija la caída de presión en 25.000 [Pa] y utilizando la expresión para la caída de presión se obtiene el largo de la columna [73]:

$$\Delta p = 0,75 \cdot (\rho_{zeolita} - \rho_{syngas}) \cdot g \cdot (1 - \epsilon) \cdot L \quad (4.128)$$

Con:

- $\Delta p = 25.000 \text{ [Pa]}$ , caída de presión.
- $\rho_{zeolita} = 650 \text{ [kg m}^{-3}\text{]}$ , densidad de la zeolita 13x.
- $\rho_{syngas} = 0,865 \text{ [kg m}^{-3}\text{]}$ , densidad del syngas.
- $g = 9,8 \text{ [m s}^{-2}\text{]}$ , aceleración de la gravedad.
- $\epsilon = 0,37 \text{ [-]}$ , porosidad del lecho [73].
- $L = \text{largo de la columna, [m]}$ .

Reemplazando los datos y despejando “L”, se obtiene:

$$L = 8,32 \text{ [m]}$$

Luego, para calcular la sección transversal de los lechos es necesario contar con la velocidad del gas, para lo cual se utiliza la ecuación de Ergun:

$$\frac{\Delta p}{L} = \frac{150 \cdot \mu \cdot v}{d_p^2} \cdot \frac{(1 - \epsilon)^2}{\epsilon^3} + 1,75 \cdot \frac{\rho_{syngas} \cdot v^2}{d_p} \cdot \frac{(1 - \epsilon)}{\epsilon^3} \quad (4.129)$$

Con:

- $\Delta p = 25.000$  [Pa].
- $\mu = 1,15 \cdot 10^{-5}$  [Pa s], viscosidad cinemática del syngas.
- $v =$  velocidad del *syngas*, [m s<sup>-1</sup>].
- $d_p = 2,1 \cdot 10^{-3}$  [m], diámetro de partícula de la zeolita 13x.
- $\epsilon = 0,37$  [-].
- $\rho_{syngas} = 0,865$  [kg m<sup>-3</sup>].

En esta ecuación la única incógnita es la velocidad del syngas “v”, se resuelve la ecuación cuadrática y se descarta la solución negativa, obteniendo:

$$v = 0,57 \left[ \frac{m}{s} \right] \quad (4.130)$$

Con este dato es posible obtener el área de la sección transversal de los lechos:

$$S_{tot} = \frac{Q_{syngas,in}}{v} \cdot (1 - \phi) \quad (4.131)$$

Con:

- $S_{tot} =$  área de la sección transversal de los lechos, [m<sup>2</sup>].
- $Q_{syngas,in} = 0,40$  [m<sup>3</sup> s<sup>-1</sup>], caudal de entrada de gas de síntesis a la entrada del equipo.
- $\phi = 1$  [-], razón entre el tiempo de desorción y adsorción.

Obteniendo:

$$S_{tot} = 0,35 [m^2] \quad (4.132)$$

Este valor, corresponde a la suma del área de ambos lechos, asumiendo que las columnas tienen las mismas dimensiones, se calcula el diámetro de una columna;

$$\frac{S_{tot}}{2} = \pi \cdot r_c^2 \quad (4.133)$$

Con:

- $S_{tot} = 0,35$  [m<sup>2</sup>].
- $r_c =$  radio de una columna, [m].

Obteniendo:

$$r_c = 0,237 [m]$$

Con lo que el diámetro de cada columna será  $D_c = 0,474$  [m]. Por último, queda calcular la masa de adsorbente:

$$m_{tot} = S_{tot} \cdot L \cdot \rho_{zeolita} \cdot (1 - \epsilon) \quad (4.134)$$

Donde:



- $m_{tot}$  = masa total de adsorbente, [kg].
- $\rho_{zeolita} = 650$  [kg m<sup>-3</sup>].
- $S_{tot} = 0,35$  [m<sup>2</sup>].
- $L = 8,32$  [m].
- $\epsilon = 0,37$  [-].

Obteniendo;

$$m_{tot} = 1.205 \text{ [kg]} \quad (4.135)$$

Ya que esto corresponde a la masa total, la masa de cada columna corresponderá a  $m = 602,5$  [kg columna<sup>-1</sup>]

#### 4.6.4. Resumen balance de masa

A continuación se presentan los flujos en el equipo de remoción de nitrógeno, donde se desprecian los flujos de cenizas y minerales:

Tabla 4.14: Balance de masa en el equipo de adsorción por cambio de presión.

Especie / Flujo [kg/h]	Entrada	Salida	
	F12	F14	F15
CO <sub>2</sub>	39	39	-
CO	575	575	-
CH <sub>4</sub>	55	55	-
H <sub>2</sub>	34	34	-
N <sub>2</sub>	556	11	545
Total [kg/h]	1.259	714	545

Error relativo [%]	0
--------------------	---

#### 4.6.5. Resumen dimensionamiento

A continuación se presentan las dimensiones de las dos columnas del equipo:

Tabla 4.15: Resumen de las dimensiones de las columnas del equipo de remoción de nitrógeno.

Dimensión	Valor	Unidad
Largo columna (L)	8,32	[m]
Diámetro columna (D)	0,47	[m]
Masa total de adsorbente ( $m_{tot}$ )	1.205	[kg]

#### 4.6.6. Discusiones

En relación a los supuestos, el que genera mayor impacto es la suposición de que las zeolitas adsorben únicamente nitrógeno, en bibliografía se ha reportado que también tienen

la capacidad de adsorber dióxido de carbono y metano [74]. Por ende, se plantea la necesidad de profundizar en esta operación unitaria.

Por otro lado, los equipos PSA exhiben altas eficiencias y purzas en el gas producto, alcanzando hasta un 99 % de eficiencia [72]. Por lo que, la suposición de que se adsorbe el 98 % del nitrógeno se considera razonable.

En última instancia, la concentración inicial de nitrógeno en el syngas disminuye de 0,40 [kg m<sup>-3</sup>] a 0,011 [kg m<sup>-3</sup>], por lo que la operación cumple su objetivo.

## 4.7. Composición y flujo final del gas de síntesis

Luego de los procesos de purificación se obtienen 714 [kg h<sup>-1</sup>] de gas de síntesis que corresponden a 956 [m<sup>3</sup> h<sup>-1</sup>] (calculado en el Anexo B.7), con la siguiente composición, donde se desprecia el contenido de cenizas y minerales:

Tabla 4.16: Composición final del gas de síntesis.

Compuesto	Composición (v/v)
CO <sub>2</sub>	2,1 %
CO	48,5 %
CH <sub>4</sub>	8,1 %
H <sub>2</sub>	40,4 %
N <sub>2</sub>	0,9 %

# Capítulo 5

## Evaluación económica

En este capítulo se aborda la evaluación económica de dos alternativas: la venta del digestato deshidratado como fertilizante y la venta de gas de síntesis, es decir, el escenario sin y con proyecto respectivamente.

La evaluación económica consiste en una evaluación cuantitativa en base a indicadores económicos como el VAN, TIR y Periodo de Recuperación (PR), los cuales se obtienen a partir del flujo de cajas, donde se determina el costo de inversión (CAPEX) y de operación (OPEX).

El flujo de cajas considera el flujo de caja operacional y de capitales, en el primero se incluye [75]:

- Ingreso por ventas: Se obtiene debido a la venta de la producción de la planta.
- OPEX: Costo de operación el cual incluye el costo laboral, consumibles, reactivos, insumos y mantención.
- Ganancias y pérdidas del capital: Generada por la venta de activos, es la diferencia entre el valor residual y el valor de libro.
- Depreciaciones: Descuento por el desgaste de un activo por su uso durante su vida útil.
- Pérdida del ejercicio anterior: Cuando los costos del ejercicio anterior superan a los ingresos, no descuentan los impuestos que le correspondía, por lo que se acepta descontarlo en el periodo siguiente.
- Utilidad antes del impuesto: Corresponde a la suma y resta de los elementos anteriores.
- Impuesto: Se considera un impuesto lineal del 27 % que se aplica a las utilidades.
- Utilidad después del impuesto: Corresponde a la diferencia entre las utilidades del impuesto y el pago del impuesto.

El flujo de capitales incluye:

- Inversiones: Costo de inversión que abarca los costos directos e indirectos.
- IVA de la inversión y su recuperación: Se refiere al pago del impuesto aplicado a las inversiones el cual se recupera el siguiente periodo.
- Valor residual de los activos: Se aplica cuando el horizonte de evaluación es menor que la vida útil de los activos, quedando determinado por el valor de reventa de estos.
- Capital de trabajo y su recuperación: Valoración de recursos monetarios y físicos que requiere el proyecto para su funcionamiento. Este valor se recupera en el último periodo.

Finalmente, la estructura del flujo de cajas se observa en la Tabla 5.1, donde el flujo de caja neto será la suma del flujo de caja operación y el flujo de capitales.

Tabla 5.1: Estructura del flujo de cajas.

Ítem	
(+)	Ingresos por ventas
(-)	OPEX
(+/-)	Ganancias/pérdidas de capital
(-)	Depreciaciones
(-)	Pérdidas ejercicio anterior
(=)	Utilidad antes de impuesto
(-)	Impuesto (27%)
(=)	Utilidad después de impuesto
(+)	Depreciaciones
(-/+)	Ganancias/pérdidas de Capital
(+)	Pérdida ejercicio anterior
(=)	<b>Flujo de caja Operacional</b>
(-)	Inversiones (CAPEX)
(-)	IVA de la inversión
(+)	Recuperación del IVA de la inversión
(+)	Valor residual de los activos
(-)	Capital de trabajo
(+)	Recuperación del capital de trabajo
(=)	<b>Flujo de capitales</b>
(=)	<b>Flujo de caja neto</b>

Con respecto al CAPEX este incluye los costos directos e indirectos, donde los costos directos usualmente consideran [76]:

- Costos de los equipos: Compra de los equipos con sus respectivos gastos de transporte.

- Obras civiles: Construcción de la planta, costo del terreno y sus respectivas mejoras, instalación de los equipos y servicios.
- Instrumentación y control: Adquisición de la instrumentación, instalación y calibración.
- *Piping*: Sistema de tuberías del proceso.
- Instalación eléctrica: Equipo eléctrico, interruptores, motores, entre otros.

Por otro lado, los costos indirectos usualmente abarcan [76]:

- Ingeniería y supervisión: Costos administrativos, ingeniería de diseño y asesoramiento.
- Gastos de construcción: Construcción y mantención de las dependencias.
- Honorarios y contratistas.
- Contingencia: Cambios de diseño y ejecución y ajustes de estimación, actividades como seguimiento de proceso, revisiones de modelos, etc.

## 5.1. Escenario con proyecto: Producción de gas de síntesis a partir de la gasificación del digestato

Este escenario evalúa la gasificación del digestato proveniente de lodos municipales, a continuación se detalla el desarrollo del flujo de cajas.

### 5.1.1. Ingreso por ventas

El ingreso se calcula multiplicando la producción anual por el valor del gas de síntesis. La compañía *GlobeNewswire* indica que el precio de venta del gas de síntesis en el 2014 es de 0,14 [USD m<sup>-3</sup>] [77], por otro lado, la empresa *Hongli Clean Energy Technologies Corp.* reporta que el precio del combustible en el 2015 es de 0,1 [USD m<sup>-3</sup>] [78], en consecuencia se considera el precio de venta como el promedio entre estos dos valores, siendo de 1,2 [USD Nm<sup>-3</sup>]:

$$I_{ventas} = P_{syngas} \cdot Q_{syngas} \quad (5.1)$$

Con:

- $I_{ventas}$  = ingreso por la venta del syngas, [USD año<sup>-3</sup>].
- $Q_{syngas}$  = 8.057.365 [m<sup>3</sup> año<sup>-3</sup>] producción anual de gas de síntesis considerando el caudal presentado en la Sección 4.7.
- $P_{syngas}$  = 0,12 [USD m<sup>-3</sup>] precio del gas de síntesis.

Así:

$$I_{ventas} = 962.855 \left[ \frac{USD}{año} \right]$$

### 5.1.2. OPEX

El OPEX es la suma de los costos fijos y variables. Los costos fijos consideran el costo laboral y los servicios de administración, estos últimos estiman como el 10 % del costo laboral. A continuación se presenta la dotación de planta con su respectiva remuneración:

Tabla 5.2: Dotación de la planta y costo laboral anual para el escenario con proyecto.

Descripción de cargo	Costo laboral anual [USD año <sup>1</sup> ]	Cantidad	Total anual [USD año <sup>1</sup> ]
Jefe de planta	\$22.000	1	\$22.000
Técnico en mantención	\$11.000	1	\$11.000
Operador	\$11.000	6	\$66.000
		Total	\$99.000

El costo laboral se ajusta con el Índice de Remuneración (IR) que indica como varía mensualmente la remuneración por hora pagada de los trabajadores [79], el cual corresponde a un 10,6 % [80]:

$$C_{laboral\_ajustado} = C_{laboral} \cdot (1 - año)^{IR-1} \quad (5.2)$$

Con:

- $C_{laboral\_ajustado}$  = costo laboral ajustado con el IR, [USD año<sup>-1</sup>].
- $C_{laboral}$  = costo laboral, [USD año<sup>-1</sup>].
- año = varía del 1 a 10 [años], consiste en los años de evaluación.
- IR = 10,6 %, índice de remuneración.

Obteniendo, para el año 10:

$$C_{laboral\_ajustado} = 249.168 \left[ \frac{USD}{año} \right]$$

Luego los servicios de administración serán:

$$S_{admin} = 0,1 \cdot C_{laboral\_ajustado} \quad (5.3)$$

Obteniendo:

$$S_{admin} = 24.917 \left[ \frac{USD}{año} \right]$$

En consecuencia los costos fijos serán la suma del costo laboral y los servicios de administración:

$$C_{fijos} = 274.085 \left[ \frac{USD}{año} \right]$$

Luego, se determinan los costos variables, que corresponde a los consumibles y reactivos,

insumos y mantención.

Dentro de los consumibles se encuentra la zeolita 13x, la cual tiene una duración de 5 años, por lo que, su costo anual será:

$$C_{zeolita} = \frac{P_{zeolita} \cdot m_{tot,zeolita}}{\rho_{zeolita} \cdot Vida_{\acute{u}til}} \quad (5.4)$$

Donde:

- $C_{zeolita}$  = costo anual por la compra de zeolita en el equipo de PSA.  
zeolita, [USD año<sup>-1</sup>].
- $P_{zeolita} = 3.000$  [USD m<sup>-3</sup>], costo de la zeolita [81].
- $\rho_{zeolita} = 650$  [kg h<sup>-1</sup>], densidad de la zeolita 13x.
- $m_{tot,zeolita} = 1.205$  [kg], masa total de zeolita.
- $Vida_{\acute{u}til} = 5$  [años], vida útil de la zeolita.

Se obtiene:

$$C_{zeolita} = 1.112 \left[ \frac{USD}{a\tilde{n}o} \right]$$

Además se incluye el costo por análisis de laboratorio que la empresa determina en 690 [USD año<sup>-1</sup>]. En consecuencia el costo de los consumibles corresponde a la suma de la zeolita y análisis de laboratorio:

$$C_{consumibles} = 1.802 \left[ \frac{USD}{a\tilde{n}o} \right]$$

En segundo lugar, se encuentran los insumos como la energía eléctrica, consumo hídrico y alcantarillado. Para calcular el consumo de la energía eléctrica se considera únicamente el consumo de los equipos, reportado durante la cotización de los equipos. Para obtener el consumo anual se multiplica el consumo de los equipos [kWh] por la cantidad de horas en un año productivo. Es importante mencionar que se consideran dos semanas de mantención en el año y la planta opera las 24 [h] del día, por lo que, se tienen 8.424 [h] en un año productivo. Es importante mencionar, que para el ciclón y el intercambiador de calor se consideran las potencias del soplador y bomba que cumplan los requerimientos de los equipos.

$$C_{energía} = Potencia \cdot Tiempo \quad (5.5)$$

Con:

- CE = el consumo de energía anual, [kWh].
- Tiempo = 8.424 [h], tiempo de funcionamiento del equipo en un año.
- Potencia = potencia del equipo, [kW].

Tabla 5.3: Potencia de los equipos por año para el escenario con proyecto.

Equipo	Potencia [kW]	Referencia	Consumo anual [kWh]
Filtro prensa	4,0	[82]	33.696
Secador rotatorio	5,5	[83]	46.332
Trituradora de mandíbula	7,50	[84]	63.180
Downdraft gasifier	1,25	[85]	10.530
Intercambiador de calor	11,75	[86]	98.982
Ciclón	0,37	[87]	3.117
PSA	5,5	[88]	46.332
Total [kWh]			302.168

Luego multiplicando el consumo anual de los equipos por el costo de electricidad 88,98 [CLP kWh<sup>-1</sup>] y dividiendo por la conversión de peso chileno a dólares 826,34 [CLP USD<sup>-1</sup>], se obtiene el costo total por consumo eléctrico:

$$C_{electricidad} = 32.539 \left[ \frac{USD}{año} \right]$$

Por último se tiene el consumo hídrico, que corresponde al uso de agua en el intercambiador de calor donde se utilizan 14,91 [m<sup>3</sup> h<sup>-1</sup>], este valor se multiplica por el valor del agua potable 876,6 [CLP m<sup>-3</sup>] y alcantarillado 344,1 [CLP m<sup>-3</sup>], para luego convertirlo a USD.

$$C_{hídrico} = \frac{(Costo_{agua,potable} + Costo_{alcantarillado}) \cdot Q_{agua,año}}{X_{USD,CLP}} \quad (5.6)$$

Con:

- $C_{hídrico}$  = costo por consumo hídrico, alcantarillado y tratamiento de aguas. [USD año<sup>-1</sup>].
- $Costo_{agua,potable}$  = 876,6 [CLP m<sup>-3</sup>], precio agua potable.
- $Costo_{alcantarillado}$  = 344,1 [CLP m<sup>-3</sup>], precio alcantarillado y tratamiento de aguas.
- $Q_{agua,año}$  = 125.625 [m<sup>3</sup> año<sup>-1</sup>], flujo de agua requerido.
- $X_{USD,CLP}$  = 826,34 [CLP USD<sup>-1</sup>], conversión de dolar a peso chileno.

Obteniendo:

$$C_{hídrico} = 185.579 \left[ \frac{USD}{año} \right]$$

Así el costo de los insumos será la suma entre el consumo eléctrico e hídrico:

$$C_{insumos} = 218.117 \left[ \frac{USD}{año} \right]$$

Además, se tienen los costos de mantención que se estiman como el 20 % de los consumibles



e insumos, obteniendo:

$$C_{mantención} = 98.801 \left[ \frac{USD}{año} \right]$$

En consecuencia, los costos variables serán la suma de los costos de los consumibles, insumo y mantención. obteniendo: '

$$C_{variables} = 318.720 \left[ \frac{USD}{año} \right] \quad (5.7)$$

Por último el valor del OPEX corresponde a los costos fijos y variables, siendo igual a 592.805 [USD año<sup>-1</sup>] para el año 10.

A continuación se presenta el resumen del OPEX:

Tabla 5.4: Costos de operación para el escenario con proyecto.

Ítem	Valor	Unidad
1. Costos fijos		
1.1 Costo laboral	249.168 <sup>a</sup>	[USD/año]
1.2 Servicios de administración	24.917	[USD/año]
2. Costos variables		
2.1 Consumibles y reactivos	1.802	[USD/año]
2.2 Insumos	218.117	[USD/año]
2.3 Mantención	98.801	[USD/año]
TOTAL OPEX	592.805	[USD/año]

<sup>a</sup> Valor obtenido para el año 10.

### 5.1.3. Ganancias y pérdidas de capital

Se calcula como la resta entre el valor libro al año 10 de los equipos y el valor de reventa. Para esto es necesario calcular la depreciación de los equipos, considerando una vida útil de 15 años [89]:

$$Depreciación_{anual} = \frac{C_{equipos}}{Horizonte_{tiempo}} \quad (5.8)$$

Con:

- Depreciación<sub>equipos</sub>: depreciación anual de equipos, calculado en la Sección 5.1.9. los equipos, [USD].
- $C_{equipos} = 153.411$  [USD], costo de los
- $Horizonte_{tiempo} = 10$  [años].

Obteniendo:

$$Depreciación_{anual} = 10.227 \left[ \frac{USD}{año} \right]$$

Luego, el valor libro al año 10 será:

$$V_{\text{libro},10} = C_{\text{equipos}} \cdot \text{Depreciación}_{\text{anual}} \cdot \text{Horizonte}_{\text{tiempo}}$$

En consecuencia:

$$V_{\text{libro},10} = 51.137 \text{ [USD]} \quad (5.9)$$

Además, se define el valor de reventa como 1,2 veces el valor libro.

$$V_{\text{reventa}} = 1,2 \cdot V_{\text{libro},10} \quad (5.10)$$

Obteniendo:

$$V_{\text{reventa}} = 61.364 \text{ [USD]}$$

Finalmente el valor de la ganancia de capital será:

$$V_{\text{ganancia}} = V_{\text{reventa}} - V_{\text{libro},10} \quad (5.11)$$

Siendo igual a:

$$V_{\text{ganancia}} = 10.227 \text{ [USD]}$$

El valor de la pérdida de capital será de signo contrario, este se utiliza para calcular los impuestos, y como no corresponden a flujos reales, una vez aplicado el impuesto se anula su efecto.

#### 5.1.4. Depreciaciones

Como se indica en la sección 5.1.3, la depreciación anual de los equipos corresponde a la razón entre el costo de los equipos (153.411 [USD]) y su vida útil, que en este caso corresponde a 15 años.

Obteniendo:

$$\text{Depreciación}_{\text{equipos}} = 10.227 \left[ \frac{\text{USD}}{\text{año}} \right] \quad (5.12)$$

Al igual que las pérdidas y ganancias de capital, este ítem se anula luego de calcular el impuesto.

#### 5.1.5. Pérdidas del ejercicio anterior

Este ítem se considera cuando las utilidades del año anterior son negativas, en este caso en todos los años se cuenta con utilidades positivas, por lo que, su valor es 0 [USD].

### 5.1.6. Utilidades antes del impuesto

Utilidades contables del proyecto en cierto periodo. Se obtiene como la suma de los ítem mencionados anteriormente:

$$UAI = I_{ventas} - OPEX + V_{ganancia} - Depreciación_{equipos} - Perdidas_{ejercicio\_anterior} \quad (5.13)$$

### 5.1.7. Impuesto

Grava las utilidades contables, se aplica un impuesto de primera categoría correspondiente a un 27 %.

$$Impuesto = 0,27 \cdot UAI \quad (5.14)$$

Con UAI las utilidades antes del impuesto.

### 5.1.8. Utilidades después del impuesto

Utilidades contables una vez aplicado el impuesto:

$$UDI = UAI - Impuesto \quad (5.15)$$

Con UDI las utilidades después del impuesto, [USD]

### 5.1.9. CAPEX

Como se mencionó el anteriormente el CAPEX considera los costos directos e indirectos, para poder determinarlo se calcula el costo de los equipos a través de bibliografía, cuyo valor corresponde a cierto porcentaje del CAPEX, en este caso 25 %, con esto es posible calcular el valor total del CAPEX y los demás ítems serán corresponderán a un porcentaje del costo de inversión.

Para obtener el costos de los equipos se realiza un búsqueda en internet y se utiliza la regla de los seis décimos para ajustar la escala, obteniendo el costo del equipo inicial.

$$C_{equipo,i} = P_{referencia} \cdot \left( \frac{E_{dim}}{E_{ref}} \right)^{0,6} \quad (5.16)$$

Con  $P_{referencia}$  la cotización del equipo [USD],  $E_{dim}$  y  $E_{ref}$  la escala del equipo dimensionado y el de referencia. Para obtener el costo final del equipo, se considera el CIF (*Cost, Insurance and Freight*) como el 20 % del costo inicial del equipo.

$$C_{equipo} = 0,2 \cdot C_{equipo,i} \quad (5.17)$$

Obteniendo los siguientes valores:

Tabla 5.5: Costo de los equipos para el escenario con proyecto.

Equipo	Número de equipos	Precio cotización [USD]	Precio Escalado CIF [USD]	Referencia
Filtro prensa	1	20.000	24.000	[ <sup>a</sup> ]
Secador rotatorio	1	19.800	23.752	[83]
Trituradora de mandíbula	1	1.850	1.994	[84]
Gasificador	2	21.787	79.408	[85]
Intercambiador de calor	1	8.995	5.220	[90]
Ciclón	1	30.000	4.166	[91]
PSA	1	26.000	14.870	[92]
		Total [USD]	153.411	

<sup>a</sup> Precio estimado por la empresa

Es importante mencionar que para comparar equitativamente los dos escenarios es necesario incluir el filtro prensa utilizado para deshidratar el digestato, cuyo costo estimado fue proporcionado por la empresa.

A continuación se presenta el desglose del CAPEX:

Tabla 5.6: Desglose CAPEX para el escenario con proyecto.

Ítem	Porcentaje del CAPEX	Valor	Unidad
Costos directos			
Equipos	25 %	153.411	USD
Obras civiles	31 %	190.229	USD
Instrumentación y control	6 %	36.819	USD
Piping	7 %	42.955	USD
Instalación eléctrica	5 %	30.682	USD
Costos indirectos			
Ingeniería y supervisión	10 %	61.364	USD
Gastos de construcción	4 %	24.546	USD
Honorarios de contratistas	2 %	12.273	USD
Contingencia	10 %	61.364	USD
TOTAL (CAPEX)	100 %	613.643	[USD]

### 5.1.10. IVA de la inversión y su recuperación

Se aplica el IVA al costo de inversión:

$$IVA = 0,19 \cdot CAPEX \quad (5.18)$$

Obteniendo:

$$IVA = 116.592 [USD]$$

El IVA se recupera el primer año del proyecto (Recuperación<sub>IVA</sub>).

### 5.1.11. Valor residual de los activos

Corresponde a la reventa de los equipos en el último año de evaluación, el cual ya fue calculado en la sección 5.1.3, siendo igual a:

$$V_{reventa} = 61.364 [USD]$$

### 5.1.12. Pérdida y recuperación del capital de trabajo

El capital de trabajo se estima como un cuarto del OPEX, en el caso del primer año (442.637 [USD]):

$$Capital_{trabajo} = \frac{OPEX_1}{4} \quad (5.19)$$

Obteniendo:

$$Capital_{trabajo} = 110.659 [USD]$$

### 5.1.13. Flujo de capitales

El flujo de capitales corresponde a:

$$F_{capitales} = -CAPEX - IVA + Recuperación_{IVA} \quad (5.20)$$

$$+ V_{residual} - Pérdida_{capital\_trabajo} + Recuperación_{capital\_trabajo} \quad (5.21)$$

### 5.1.14. Flujo de caja

Finalmente el flujo de caja neto (FCN) corresponda a la suma de flujo de caja operacional y de capitales. Por otro lado, se calcular el VAN y el TIR:

$$VAN = \sum_0^{10} \frac{FCN_i}{(1 + TR)^i} \quad (5.22)$$

Con  $FCN_i$  el flujo de caja neto correspondiente al año “i” y TR la tasa de retorno fijada en un 12%. El flujo de caja se presenta en la Tabla 5.7, se obtiene un VAN de 1.272.344 [USD], un TIR de 31% y un periodo de retorno de 1,91 años.

Tabla 5.7: Flujo de cajas para el proyecto de producción de syngas.

Factores	AÑO											
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
(+) Ingresos por ventas	-	962.855	962.855	962.855	962.855	962.855	962.855	962.855	962.855	962.855	962.855	962.855
(-) OPEX	-	-442.637	-453.329	-465.176	-478.302	-492.846	-508.960	-526.815	-546.598	-568.518	-592.805	-592.805
(+) Ganancias de Capital	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	10.227
(-) Depreciaciones	-	-10.227	-10.227	-10.227	-10.227	-10.227	-10.227	-10.227	-10.227	-10.227	-10.227	-10.227
(-) Pérdidas ejercicio anterior	-	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
(=) Utilidad antes de Impuesto	0	509.991	499.299	487.452	474.326	459.782	443.668	425.813	406.030	384.110	370.050	370.050
(-) Impuesto (27%)	-	-137.698	-134.811	-131.612	-128.068	-124.141	-119.790	-114.969	-109.628	-103.710	-99.913	-99.913
(=) Utilidad después de Impuesto	0	372.293	364.488	355.840	346.258	335.641	323.877	310.843	296.402	280.400	270.136	270.136
(+) Depreciaciones	-	10.227	10.227	10.227	10.227	10.227	10.227	10.227	10.227	10.227	10.227	10.227
(-) Pérdidas de Capital	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-10.227
(+) Pérdida ejercicio anterior	-	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
(=) Flujo de caja Operacional [USD]	0	382.521	374.716	366.068	356.485	345.868	334.105	321.071	306.629	290.627	270.136	270.136
(-) Inversiones (CAPEX)	-613.643	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
(-) IVA de la inversión	-116.592	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
(+) Recuperación del IVA de la inversión	-	116.592	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
(+) Valor Residual de los activos	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	61.364
(-) Capital de trabajo	-110.659	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
(+) Recuperación del Capital de Trabajo	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	110.659
(=) Flujo de Capitales [USD]	-840.894	116.592	0	0	0	0	0	0	0	0	0	172.023
<b>Flujo de caja Neto [USD]</b>	-840.894	499.113	374.716	366.068	356.485	345.868	334.105	321.071	306.629	290.627	442.160	442.160
<b>VAN ANUAL [USD]</b>	-840.894	445.637	298.721	260.560	226.553	196.255	169.268	145.236	123.842	104.803	142.364	142.364
<b>VAN [USD]</b>	1.272.344											
<b>TIR</b>	31.33%											
<b>Payback</b>	1,91											

## 5.2. Escenario base: Uso del digestato deshidratado como fertilizante

El digestato proveniente de la planta de digestión anaeróbica, se separa en su fracción líquida y sólida gracias un filtro prensa, donde la fracción sólida se utilizará como fertilizante.

Ya que se sigue la misma metodología que para el escenario con proyecto, se mostrarán directamente los valores.

### 5.2.1. Ingreso por ventas

El precio de venta del digestato sólido es de 7,4 [EUR t<sup>-1</sup>] [93], considerando el cambio de euro a dolar en 1,06 [USD EUR<sup>-1</sup>], el precio corresponde a 7,21 [USD t<sup>-1</sup>]. Por otro lado, la producción de digestato corresponde a 2,37 [ton h<sup>-1</sup>]. Así el ingreso por venta ( $I_{ventas}$ ) es 143.981 [USD año<sup>-1</sup>].

### 5.2.2. OPEX

A continuación se presenta la dotación de planta con su respectiva remuneración:

Tabla 5.8: Dotación de la planta y costo laboral anual para el escenario base.

Descripción de cargo	Costo laboral anual [USD año <sup>-1</sup> ]	Cantidad	Total anual [USD año <sup>-1</sup> ]
Jefe de planta	\$22.000	1	\$22.000
Operador	\$11.000	1	\$11.000
		Total	\$33.000

El costo laboral se ajusta con el Índice de Remuneración (IR), en particular, para el año 10 se obtiene:

$$C_{laboral\_ajustado} = 83.056 \left[ \frac{USD}{año} \right]$$

Además los servicios de administración serán:

$$S_{admin} = 8.306 \left[ \frac{USD}{año} \right]$$

En consecuencia los costos fijos serán la suma del costo laboral y los servicios de administración:

$$C_{fijos} = 91.362 \left[ \frac{USD}{año} \right]$$

Luego, se determinan los costos variables, que corresponde a los análisis de laboratorio e insumos por energía eléctrica y mantención. El costo por análisis de laboratorio es 690 [USD año<sup>-1</sup>].

Este proyecto no presenta consumo hídrico pero si consumo eléctrico por el filtro prensa, el cual tiene un consumo de 4 [kWh], obteniendo:

$$C_{electricidad} = 3.628 \left[ \frac{USD}{año} \right]$$

Por otro lado, se tienen los costos de mantención que se estiman como el 20% de los consumibles e insumos:

$$C_{mantención} = 19.862 \left[ \frac{USD}{año} \right]$$

En consecuencia, los costos variables serán la suma de los costos de los consumibles, insumos y mantención. obteniendo:

$$C_{variables} = 27.808 \left[ \frac{USD}{año} \right]$$

Por último el valor de OPEX corresponde a los costos fijos y variables, siendo 119.170 [USD año<sup>-1</sup>], para el año 10.

A continuación se presenta el resumen del OPEX:

Tabla 5.9: Costos de operación para el escenario base.

Ítem	Valor	Unidad
1. Costos fijos		
1.1 Costo laboral	83.056 <sup>a</sup>	[USD/año]
1.2 Servicios de administración	8.306	[USD/año]
2. Costos variables		
2.1 Consumibles y reactivos	690	[USD/año]
2.2 Insumos	7.257	[USD/año]
2.3 Mantención	19.862	[USD/año]
TOTAL OPEX	119.170	[USD/año]

<sup>a</sup> Valor obtenido para el año 10.

### 5.2.3. Ganancias y pérdidas de capital

Se calcula como la resta entre el valor libro al año 10 de los equipos y el valor de reventa: Obteniendo:

$$Depreciación_{anual} = 1.600 \left[ \frac{USD}{año} \right]$$

El valor libro al año 10, corresponde a:

$$V_{libro,10} = 8.000 [USD]$$



Además, se define el valor de reventa como 1,2 veces el valor libro.

$$V_{reventa} = 9.600 [USD]$$

Siendo igual a:

$$V_{ganancia} = 1.600 [USD] \quad (5.23)$$

El valor de la pérdida de capital será de signo contrario, este se utiliza para calcular los impuestos, y como no corresponden a flujos reales, un vez aplicado el impuesto se anula su efecto.

#### 5.2.4. Depreciaciones

La depreciación de los equipos corresponde a:

$$Depreciación_{equipo} = 1.600 \left[ \frac{USD}{año} \right]$$

Al igual que las pérdidas y ganancias de capital, este ítem se anula luego de calcular el impuesto.

#### 5.2.5. Pérdidas del ejercicio anterior

Este ítem se considera cuando las utilidades del año anterior son negativas, en este caso en todos los años se cuenta con utilidades positiva, por lo que, su valor es 0 [USD].

#### 5.2.6. Impuesto

Grava las utilidades contables, se aplica un impuesto de primera categoría correspondiente a un 27 %.

$$Impuesto = 0,27 \cdot UAI \quad (5.24)$$

Con UAI las utilidades antes del impuesto.

#### 5.2.7. CAPEX

El costo de los equipos corresponde al 25 % del total del CAPEX, luego los demás ítems que conforman el costo de inversión serán ponderaciones del valor total. El costo del filtro prensa lo estima la empresa en 20.000 [USD] y una vez ajustado con el CIF tiene un costo final de 24.000 [USD].

A continuación se presenta el desglose del CAPEX:

Tabla 5.10: Desglose CAPEX para el escenario base.

Ítem	Porcentaje del CAPEX	Valor	Unidad
Costos directos			
Equipos	25 %	24.000	USD
Obras civiles	31 %	29.760	USD
Instrumentación y control	6 %	5.760	USD
Piping	7 %	6.720	USD
Instalación eléctrica	5 %	4.800	USD
Costos indirectos			
Ingeniería y supervisión	10 %	9.600	USD
Gastos de construcción	4 %	3.840	USD
Honorarios de contratistas	2 %	1.920	USD
Contingencia	10 %	9.600	USD
TOTAL (CAPEX)	100 %	96.000	[USD]

### 5.2.8. IVA de la inversión y su recuperación

Se aplica el IVA al costo de inversión:

$$IVA = 0,19 \cdot CAPEX \quad (5.25)$$

Obteniendo:

$$IVA = 18.240 [USD]$$

El IVA se recupera el primer año del proyecto (Recuperación<sub>IVA</sub>).

### 5.2.9. Valor residual de los activos

Corresponde a la reventa de los equipos en el último año de evaluación, el cual ya fue calculado en la sección 5.2.3

$$V_{residual} = 9.600 [USD] \quad (5.26)$$

### 5.2.10. Pérdida y recuperación del capital de trabajo

El capital de trabajo se estima como un cuarto del OPEX del primer año (69.461 [USD]):  
Obteniendo:

$$Capital_{trabajo} = 17.279 [USD]$$

### 5.2.11. Flujo de caja

Finalmente el flujo de caja neto (FCN) corresponda a la suma de flujo de caja operacional y de capitales, el cual se presenta en la Tabla 5.11. Se obtiene un VAN de 135.628 [USD], un TIR de 24,63 % y un periodo de retorno de 2,11 años.

Tabla 5.11: Flujo de cajas para el proyecto del uso del digestato como fertilizante.

Factores	AÑO										
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
(+) Ingresos por ventas	-	143.981	143.981	143.981	143.981	143.981	143.981	143.981	143.981	143.981	143.981
(-) OPEX	-	-69.114	-72.678	-76.627	-81.002	-85.850	-91.222	-97.173	-103.768	-111.074	-119.170
(+) Ganancias de Capital	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1.600
(-) Depreciaciones	-	-1.600	-1.600	-1.600	-1.600	-1.600	-1.600	-1.600	-1.600	-1.600	-1.600
(-) Pérdidas ejercicio anterior	-	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
(=) Utilidad antes de Impuesto	0	73.267	69.703	65.754	61.379	56.531	51.159	45.207	38.613	31.306	24.811
(-) Impuesto (27%)	-	-19.782	-18.820	-17.754	-16.572	-15.263	-13.813	-12.206	-10.426	-8.453	-6.699
(=) Utilidad después de Impuesto	0	53.485	50.883	48.000	44.806	41.267	37.346	33.001	28.187	22.854	18.112
(+) Depreciaciones	-	1.600	1.600	1.600	1.600	1.600	1.600	1.600	1.600	1.600	1.600
(-) Pérdidas de Capital	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-1.600
(+) Pérdida ejercicio anterior	-	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
(=) Flujo de caja Operacional [USD]	0	55.085	52.483	49.600	46.406	42.867	38.946	34.601	29.787	24.454	18.112
(-) Inversiones (CAPEX)	-96.000	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
(-) IVA de la inversión	-18.240	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
(+) Recuperación del IVA de la inversión	-	18.240	-	-	-	-	-	-	-	-	-
(+) Valor Residual de los activos	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	9.600
(-) Capital de trabajo	-17.279	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
(+) Recuperación del Capital de Trabajo	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	17.279
(=) Flujo de Capitales [USD]	-131.519	18.240	0	0	0	0	0	0	0	0	26.879
<b>Flujo de caja Neto [USD]</b>	-131.519	73.325	52.483	49.600	46.406	42.867	38.946	34.601	29.787	24.454	44.990
<b>VAN ANUAL [USD]</b>	-131.519	65.469	41.839	35.305	29.492	24.324	19.731	15.652	12.031	8.818	14.486
<b>VAN [USD]</b>	135.628										
<b>TIR</b>	24,63 %										
<b>Payback</b>	2,11										

### 5.3. Análisis de sensibilidad

Se realiza un análisis de sensibilidad donde el precio de venta del digestato como fertilizante y del syngas aumentan y disminuyen entre -20 % y 20 % del precio original. En las Figuras 5.1 y 5.2, se aprecia la variación del VAN y TIR con respecto al cambio del precio de venta, los datos se presentan en el Anexo C.1.

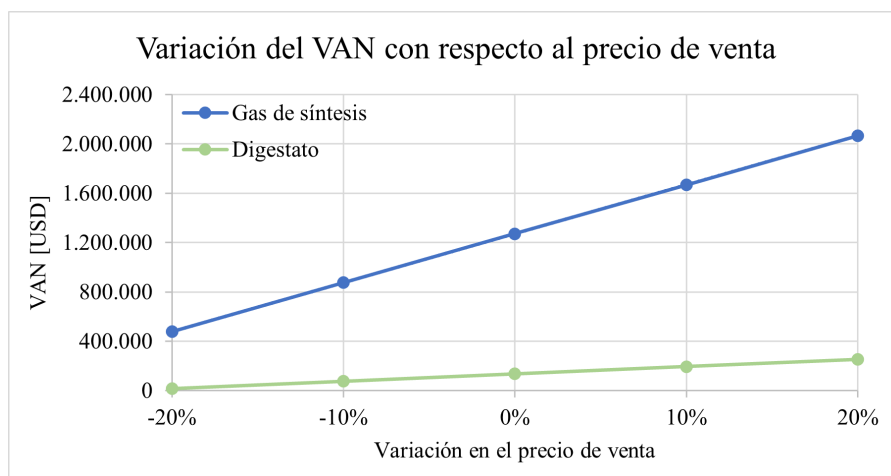


Figura 5.1: Variación del VAN en el análisis de sensibilidad con respecto al precio de venta.

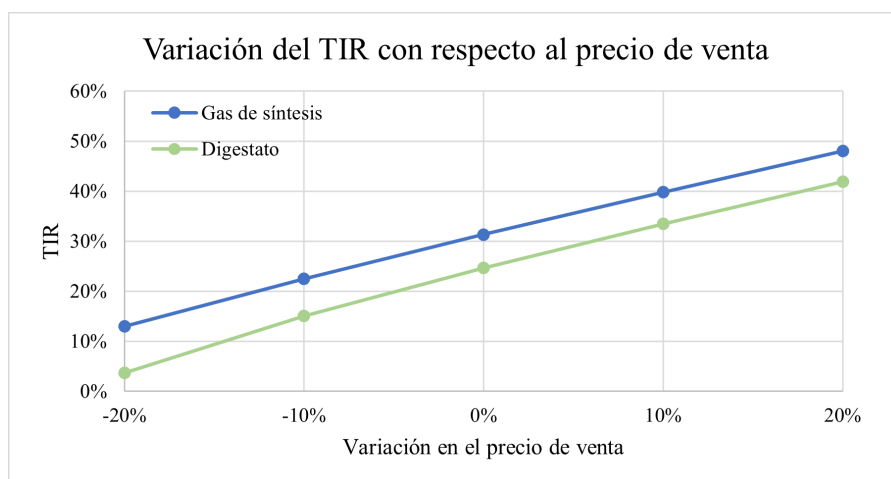


Figura 5.2: Variación del TIR en el análisis de sensibilidad con respecto al precio de venta.

Adicionalmente, se determina el porcentaje de ventas del digestato y gas de síntesis a partir del cual los proyectos son rentables, es decir, cuando el Valor Actual Neto (VAN) se iguala a cero. Para ello se multiplica la producción anual por el porcentaje de ventas y se utiliza el Análisis de Hipótesis en Excel para identificar dicho porcentaje. Con esto se obtiene la siguiente información:

Tabla 5.12: Porcentaje de venta crítico, VAN = 0

Porcentaje de venta crítico [%]	
Escenario con proyecto	Escenario sin proyecto
68 %	77 %

## 5.4. Discusiones

En el análisis del escenario con proyecto se considera la venta de gas de síntesis, ya que permite realizar una comparación directa entre ambos proyectos. Sin perjuicio de lo anterior, una de los usos más atractivos para la empresa es la cogeneración del syngas con biogás, para realizar el análisis económico de ese escenario es necesario determinar la dosificación óptima de ambos combustibles, cuantificar la cantidad de energía eléctrica producida y traducirla a un ahorro monetario, por otro lado, en los costos de inversión y operación se debe considerar el equipo para realizar la cogeneración en conjunto con el personal de planta adicional. Sin embargo, esto escapa del alcance de la presente memoria, por lo que, se recomienda fuertemente abarcarlo en etapas posteriores de ingeniería.

En el desarrollo del flujo de cajas del escenario con proyecto se utilizó el precio de venta del gas de síntesis reportado en el 2014 y 2015, por lo que este no es un valor actualizado, sin embargo, la empresa *Hongli Clean Energy Technologies Corp.* en su reporte del 2016 indica que el precio de venta del syngas es estable y se espera que aumente [78], en consecuencia es probable que los ingresos por venta se encuentren subestimados.

En cuanto a los equipos cotizados en el escenario con proyecto, la capacidad y por tanto su precio de estos, fue ajustado siguiendo la regla de los seis décimos. No obstante, para lograr un análisis más preciso y ajustado a los requerimientos del proceso se recomienda realizar una cotización más profunda. De esta manera se obtendrá el precio exacto de un equipo que cumpla los requerimientos determinados en el dimensionamiento.

Sumado a lo anterior, para calcular el CAPEX, el valor de cada ítem que lo compone fue una ponderación del total del CAPEX, que se obtuvo considerando el costo de los equipos. Los porcentajes otorgados a cada ítem se encuentran respaldados por bibliografía [76], por lo que esta metodología se considera adecuada para una ingeniería de perfil.

Por otra parte, en lo que respecta a los ingresos por ventas, se asume la venta completa del syngas y del digestato producido. En consecuencia, se sugiere llevar a cabo un estudio de mercado para ambos escenarios a fin de evaluar la viabilidad de este supuesto. Es particularmente importante enfocarse en la venta de digestato, dada la limitada cantidad que se puede aplicar en los suelos. En relación al mercado para el gas de síntesis, a pesar de la falta de información sobre la demanda en la región del Maule, se destaca que la cogeneración con

metano presenta un atractivo uso para la empresa, por lo que, se recomienda profundizar en esta posibilidad durante las futuras etapas de ingeniería.

Gracias al análisis económico, se obtienen los indicadores VAN, TIR y plazo de recuperación para cada escenario, ambos proyectos presentan un VAN positivo lo que significa que su realización es rentable, sin embargo, el VAN del proyecto de producción de gas de síntesis es aproximadamente 9 veces mayor que para la venta de digestato como fertilizante. Por otro lado, el TIR también es mayor en la venta de gas de síntesis superando el escenario base en un 31 %, finalmente se obtiene un Payback ligeramente menor para el escenario con proyecto.

Además, para evaluar la robustez de los proyectos frente a la variación en el precio de venta, se realiza un análisis de sensibilidad donde se obtiene el VAN y TIR para cada caso. En particular, los valores del VAN son siempre positivos, y el del escenario con proyecto es siempre mayor que el sin proyecto, sin embargo su valor aumenta y disminuye con una mayor pendiente que el VAN de la venta de digestato. Respecto al TIR, se aprecia que aumentan casi en la misma proporción, siendo siempre mayor en la venta del syngas. En cuanto al porcentaje de venta crítico, donde el VAN se iguala a 0, se obtienen valores similares para los escenarios con y sin proyecto. Lo ideal es vender sobre el 68 % del gas de síntesis producido o el 77 % del digestato para que el proyecto sea rentable, lo cual subraya la importancia de realizar un análisis de mercado para garantizar la viabilidad financiera del proyecto a largo plazo.

En conclusión, el análisis económico del escenario con y sin proyecto revela aspectos cruciales para la toma de decisiones, donde si bien, se destaca la viabilidad general de ambas opciones, la producción de gas de síntesis muestra un rendimiento financiero sustancialmente superior en comparación con la venta de digestato. Este resultado se respalda por indicadores clave como el VAN, TIR y el plazo de recuperación.

# Capítulo 6

## Evaluación ambiental

Un aspecto importante a considerar luego de la evaluación económica es el impacto ambiental que presentan ambos proyectos, de esta forma se tiene una visión integral que contribuye a decidir el proyecto más conveniente.

La evaluación ambiental realizada se centra en dos categorías de impacto: el potencial de calentamiento global (GWP) o también denominado emisiones de gases de efecto invernadero y la eutrofización, el primero se mide en kilogramos de dióxido de carbono equivalentes (kg CO<sub>2</sub>-eq) y el último en kilogramos de nitrógeno equivalentes (kg N-eq) emitidos. Para el GWP se considera el consumo eléctrico de la planta y el uso que se le dará al producto, ya sea como fertilizante o como combustible para producir energía eléctrica, mientras que para la eutrofización solo se considera el impacto del uso del producto.

### 6.1. Escenario con proyecto: Producción de gas de síntesis a partir de la gasificación de digestato

#### 6.1.1. Potencial de calentamiento global

Para estimar el potencial de calentamiento global, se considera el consumo eléctrico de la planta y la combustión del gas de síntesis. En consecuencia:

$$GWP_{syngas} = E_{e,e,syngas} + E_{c,syngas} \quad (6.1)$$

Con:

- $GWP_{syngas}$  = potencial de calentamiento global para el uso y producción del syngas, [kg CO<sub>2</sub>-eq año<sup>-1</sup>].
- $E_{e,e,syngas}$  = Emisiones por uso de energía eléctrica, [kg CO<sub>2</sub>-eq año<sup>-1</sup>].
- $E_{c,syngas}$  = emisiones por la combustión del syngas, [kg CO<sub>2</sub>-eq año<sup>-1</sup>].

Para el consumo eléctrico de la planta, en bibliografía se reporta que el factor de emisión corresponde a 0,3006 [kg eq-CO<sub>2</sub> kWh<sup>-1</sup>] [94]. En consecuencia:

$$E_{e,e,syngas} = FE_{e,e} \cdot C_{e,e} \quad (6.2)$$

- $FE_{e,e} = 0,3006$  [kg eq-CO<sub>2</sub> kWh<sup>-1</sup>] factor de emisión para GWP por kWh consumido.
- $C_{e,e} = 302.168$  [kWh año<sup>-1</sup>], consumo de electricidad de la planta.

Obteniendo:

$$E_{e,e,syngas} = 90.832 \left[ \frac{kg \text{ CO}_2 - eq}{año} \right]$$

Luego para la combustión del syngas se tiene:

$$E_{c,syngas} = FE_c \cdot G_{e,syngas} \quad (6.3)$$

Donde:

- $FE_c = 0,069$  [kg eq-CO<sub>2</sub> kWh<sup>-1</sup>] [95], factor de emisión para GWP por kWh producido por la combustión del syngas.
- $G_{e,e}$  = energía eléctrica producida por la combustión del syngas.

La energía eléctrica producida por la combustión del syngas se obtiene multiplicando el flujo de syngas por su poder calorífico y la eficiencia térmica de la máquina:

$$G_{e,syngas} = Q_{syngas} \cdot PC \cdot \eta \cdot \frac{24 \cdot 351}{3,6} \quad (6.4)$$

Con:

- $Q_{syngas} = 956,48$  [m<sup>3</sup> h<sup>-1</sup>].
- $PC = 13,66$  [MJ m<sup>-3</sup>] poder calorífico del syngas, calculado en el Anexo D.1.
- $\eta = 36$  [%], eficiencia térmica de la generación de energía eléctrica [96] <sup>1</sup>

Obteniendo:

$$G_{e,syngas} = 11.001.125 \left[ \frac{kWh}{año} \right]$$

Con esto se calcula la emisiones por combustión:

$$E_{c,syngas} = 166.740 \left[ \frac{kg \text{ CO}_2 - eq}{año} \right]$$

<sup>1</sup> Se considera el promedio del rango reportado 33-39 %.



Por último el total del potencial de calentamiento global es la suma de las emisiones por la combustión del syngas y el consumo eléctrico, obteniendo:

$$GWP_{syngas} = 166.740 \left[ \frac{kg \text{ CO}_2 - eq}{año} \right]$$

### 6.1.2. Eutrofización

Para calcular la eutrofización se considera el proceso de producción de energía eléctrica a partir de syngas, donde el factor de eutrofización corresponde a  $4,23 \cdot 10^{-5}$  [kg N-eq kWh<sup>-1</sup>].

$$EU_{syngas} = FE_{EU} \cdot G_{e,e} \quad (6.5)$$

Con:

- $EU_{syngas}$  = potencial de eutrofización por el uso del gas de síntesis para producir energía eléctrica, [kg-N año<sup>-1</sup>].
- $FE_{EU} = 4,23 \cdot 10^{-5}$  [kg N-eq kWh<sup>-1</sup>], factor de eutrofización por kWh producido por la combustión del syngas.
- $G_{e,syngas} = 11.001.125$  [kWh año<sup>-1</sup>].

Se obtiene:

$$EU_{syngas} = 465 \left[ kgN - eqkWh^{-1} \right]$$

### 6.1.3. Resumen análisis ambiental escenario con proyecto

A continuación se presenta el resumen del análisis ambiental:

Tabla 6.1: Resumen análisis ambiental para el proyecto de producción de gas de síntesis.

Categoría de impacto	Valor	Unidad
Calentamiento global		
Consumo electricidad	90.832	[kg eq CO2/año]
Combustión syngas	75.908	[kg eq CO2/año]
Total	166.740	[kg eq CO2/año]
Eutrofización		
Combustión syngas	465	[kg N eq/año]
Total	465	[kg N eq/año]

## 6.2. Escenario sin proyecto: Uso del digestato deshidratado como fertilizante

### 6.2.1. Potencial de calentamiento global

Al igual que para el escenario con proyecto, para obtener el GWP se considera el consumo de electricidad en la planta y el uso de digestato como fertilizante.

$$GWP_{dig} = E_{e,e,dig} + E_{uso,dig} \quad (6.6)$$

Con:

- $GWP_{dig}$  = potencial de calentamiento global por el uso y producción del digestato como fertilizante, [kg CO<sub>2</sub>-eq año<sup>-1</sup>].
- $E_{e,e,dig}$  = emisiones por uso de energía eléctrica, [kg CO<sub>2</sub>-eq año<sup>-1</sup>].
- $E_{c,syngas}$  = emisiones por el uso del digestato como fertilizante, [kg CO<sub>2</sub>-eq año<sup>-1</sup>].

El factor de emisión por consumo eléctrico corresponde a 0,3006 [kg eq-CO<sub>2</sub> kWh<sup>-1</sup>] [94], por tanto las emisiones por consumo de energía eléctrica es:

$$E_{e,e,dig} = FE_{e,e} \cdot C_{e,e} \quad (6.7)$$

- $FE_{e,e} = 0,3006$  [kg eq-CO<sub>2</sub> kWh<sup>-1</sup>] factor de emisión para GWP por kWh consumido.
- $C_{e,e} = 33.696$  [kWh año<sup>-1</sup>], consumo de electricidad de la planta.

Obteniendo:

$$E_{e,e,syngas} = 10.176 \left[ \frac{kg \text{ CO}_2 - eq}{año} \right]$$

Luego los kg equivalentes de CO<sub>2</sub> por el uso del digestato como fertilizante son:

$$E_{uso,dig} = FE_{uso,dig} \cdot G_{e,syngas} \quad (6.8)$$

Donde:

- $FE_{uso,dig} = 109,83$  [kg eq-CO<sub>2</sub> t<sup>-1</sup>] [97], factor de emisión para GWP por tonelada de digestato.
- $F_{dig} = 19.954$  [t año<sup>-1</sup>], toneladas de digestato producidas.

Con esto se calcula la emisiones por combustión:

$$E_{uso,dig} = 2.191.560 \left[ \frac{kg \text{ CO}_2 - eq}{año} \right]$$

Por último se obtiene el total del potencial de calentamiento global sumando las emisiones

por la combustión del syngas y el consumo eléctrico, obteniendo:

$$GWP_{dig} = 2.201.739 \left[ \frac{kg CO_2 - eq}{año} \right] \quad (6.9)$$

### 6.2.2. Eutrofización

Para calcular la eutrofización se consideran dos categorías de impacto la eutrofización marina (EM) y el del agua dulce (EAD). Por tanto:

$$EU_{dig} = EM_{dig} + EAD_{dig} \quad (6.10)$$

Con:

- $EU_{dig}$  = potencial de eutrofización por el uso del digestato como fertilizante, [kg-N año<sup>-1</sup>].
- $EM_{dig}$  = potencial de eutrofización marina, [kg N-eq año<sup>-1</sup>].
- $EAD_{dig}$  = potencial de eutrofización de agua dulce, [kg N-eq año<sup>-1</sup>].

Para la eutrofización marina se tiene:

$$EM_{dig} = FE_{EM} \cdot F_{dig} \quad (6.11)$$

Con:

- $FE_{EM} = 0,0972 \cdot 10^{-5}$  [kg N-eq t<sup>-1</sup>] [97], factor de eutrofización marina por tonelada de digestato.
- $F_{dig} = 19.951$  [t año<sup>-1</sup>].

Se obtiene:

$$EM_{dig} = 1.940 \left[ \frac{kg N - eq}{año} \right]$$

Para la eutrofización de agua dulce se tiene:

$$EAD_{dig} = FE_{AUD} \cdot x \cdot F_{dig} \quad (6.12)$$

Con:

- $FE_{AUD} = 3,06 \cdot 10^{-3}$  [kg P-eq t<sup>-1</sup>] [97], factor de eutrofización de agua dulce por tonelada de digestato.
- $x = 8,263$  [kg N-eq kg P-eq<sup>-1</sup>], factor de conversión [98].
- $F_{dig} = 19.951$  [t año<sup>-1</sup>]

Obteniendo:

$$EAD_{dig} = 505 \left[ \frac{kg eq - N}{año} \right] \quad (6.13)$$

Es importante mencionar que debido a que la eutrofización de agua dulce se expresa en kg P-eq fue necesario utilizar un factor de conversión para expresarlo en kg-N eq, y así ser comparable con el potencial de eutrofización marina y con el escenario con proyecto.

Por último el potencial de eutrofización será la suma de la eutrofización marina y de agua dulce, obteniendo:

$$EU_{dig} = 2.444 \left[ \frac{kg\ eq - N}{año} \right]$$

### 6.2.3. Resumen análisis ambiental escenario base

A continuación se presenta el resumen del análisis ambiental:

Tabla 6.2: Resumen análisis ambiental para el proyecto del uso de digestato como fertilizante.

Dato	Valor	Unidad
Calentamiento global		
Electricidad	10.176	[kg eq CO2/año]
Uso fertilizante	2.191.560	[kg eq CO2/año]
Total	2.201.736	[kg eq CO2/año]
Eutrofización		
Uso fertilizante (EM)	1.940	[kg eq N/año]
Uso fertilizante (EAD)	505	[kg eq N/año]
Total	2.444	[kg eq N/año]

### 6.3. Resumen análisis ambiental

En la Tabla 6.3 se presenta el resumen del análisis ambiental del escenario base: uso del digestato como fertilizante y del escenario con proyecto: producción de gas de síntesis a partir de la gasificación de digestato.

Tabla 6.3: Resumen análisis ambiental.

Categoría de impacto Escenario	Calentamiento global [kg CO2-eq año <sup>-1</sup> ]	Eutrofización [kg N-eq año <sup>-1</sup> ]
Escenario base	2.201.736	2.444
Escenario con proyecto	166.740	465

### 6.4. Discusión

Gracias al análisis ambiental se evidencia un desempeño superior del escenario con proyecto en las categorías de impacto de calentamiento global (GWP) y eutrofización. En particular,

para GWP se observa una reducción del 92% con respecto al escenario base, lo que corresponde aproximadamente a 2.035.000 [kg CO<sub>2</sub>-eq año<sup>-1</sup>]. En cuanto a la eutrofización, la disminución es del 81 %, que corresponde a una reducción de 1.980 [kg N-eq año<sup>-1</sup>] respecto al escenario base.

En relación al potencial de calentamiento global, en ambos escenarios el uso del digestato como fertilizante y del gas de síntesis para cogeneración contribuyen significativamente más en kg CO<sub>2</sub>-eq que el consumo de electricidad de la planta. Por otro lado, en el escenario sin proyecto, se observa un mayor impacto en la eutrofización marina que en la de agua dulce.

Es importante señalar que este análisis considera el uso del gas de síntesis como combustible para generar electricidad, ya que es la aplicación más adecuada para la empresa. En consecuencia, si a futuro se contempla evaluar otro uso, se debe ajustar el factor de impacto en el calentamiento global y la eutrofización.

En conclusión el proyecto de producción de gas de síntesis se presenta como un opción más atractiva y favorable desde la perspectiva ambiental en comparación que el uso del digestato como fertilizante.

# Capítulo 7

## Reflexión general y proyecciones del proyecto

Este capítulo tiene por objetivo reflexionar sobre las ventajas que presenta el proyecto de producción de gas de síntesis sobre el uso del digestato como fertilizante, además de proporcionar recomendaciones y sugerencias para etapas posteriores de ingeniería.

A menudo, y tal como se plantea en el escenario base, el digestato se utiliza como fertilizante, distribuyéndolo en terrenos agrícolas cercanos al lugar donde se produce, no obstante, no siempre es una estrategia óptima, ya que en determinadas condiciones contamina los suelos y produce la eutrofización del agua [10]. Por otro lado, el digestato producido por la empresa Ecomaule, contiene un 70 % de agua, por lo que su transporte con camiones, independiente de la distancia recorrida, es costoso. Sumado a lo anterior, la presencia de metales pesados, patógenos y la elevada carga de nitrógeno limitan su aplicación en suelos [99]. Lo anterior implica la posibilidad que no se comercialice la totalidad del digestato producido, resultando en mayores costos de almacenamiento o posterior deposición en rellenos sanitarios.

Bajo este contexto la valorización energética del digestato a través de un proceso de gasificación se presenta como una alternativa atractiva, dentro de las ventajas de este proyecto se tiene que el proceso genera únicamente gas de síntesis y cenizas, lo que simplifica las etapas de purificación y posterior almacenamiento y/o transporte, además se reduce el volumen de residuos que se depositan en rellenos sanitarios e inmoviliza los metales tóxicos en la matriz inorgánica [100]. Sumado a lo anterior, uno de los mayores atractivos de este proyecto, es que permite dar una salida útil al digestato cuya utilización como fertilizante es limitada, tanto por costos en transporte, cantidad aplicable por metro cuadrado o por posibles clientes.

En línea con lo anteriormente mencionado, la producción de gas de síntesis permite acceder al mercado energético en Chile, donde se abre la posibilidad de vender el gas de síntesis o de realizar cogeneración con el biogás generado en la planta de digestión anaeróbica. Este mercado, se presenta con menores limitantes que la venta del digestato y con mayor posibili-

dad de comercializar o utilizar la totalidad del gas de síntesis producido, sumado a lo anterior la producción de energía eléctrica permite suplir la demanda de la planta aportando a una economía circular.

Por otro lado, también es importante considerar las limitantes que presenta el trabajo realizado. En particular, la evaluación del proyecto se encuentra en la etapa de prefactibilidad, por lo que existen incertidumbres asociadas al dimensionamiento de los equipos y al flujo y composición del gas de síntesis obtenido, lo cual se explica por los supuestos tomados al dimensionar los equipos y plantear los balances de masa.

Para etapas posteriores de ingeniería se sugiere ahondar en la operación de conminución, ya que no se cuentan con datos experimentales del tamaño de la torta de filtración luego del secado, es probable que la razón de reducción sea menor implicando cambios en el diseño equipo. También se sugiere estudiar con más detalle la remoción del material particulado, ya que la eficiencia del equipo dependerá de la distribución de tamaño del material particulado, del cual no se tiene información. Adicionalmente, se recomienda la estimación de los potenciales porcentajes de pérdida, tanto en términos de masa como de energía, en las diferentes operaciones unitarias.

En cuanto al análisis económico, este también presenta incertidumbres, en particular, el precio de venta del gas de síntesis. Este precio data del año 2014 y 2015, y las empresas no explicitan la composición del combustible, esto cobra importancia debido a que en este proyecto se considera la remoción del nitrógeno lo cual aumenta el poder calorífico del syngas, implicando un aumento del precio de venta. Con respecto al análisis ambiental, se eligen los factores de potencial de eutrofización y calentamiento global a partir de análisis de ciclo de vida que más se asemejen a la realidad del escenario con y sin proyecto, sin embargo, se deben considerar que existen diferencias respecto al escenario donde se reporta este factor.

Es importante mencionar que si se desea escalar o ajustar este proyecto a otras compañías pertenecientes a Volta como RILSA, se deben realizar ajustes en cuanto a las dimensiones y número de equipos, como también en cuanto al tipo de tecnología escogida para la operación unitaria, por ejemplo, en el caso del secado, si se tiene un menor flujo de digestato podría ser más conveniente utilizar un secador de bandejas que un secador rotatorio. Por otro lado, también se debe tener especial consideración con el gasificador de tiro descendente, ya que este solo es recomendado para una potencia de salida entre 1 [kW] y 1.000 [kW] [54].

En concordancia con lo anterior, si bien, este proyecto es viable económicamente, no implica que esto se mantenga en otras condiciones, si se aumenta o disminuye el flujo de entrada, esto significa un mayor CAPEX y un menor ingreso por ventas, respectivamente, además de cambiar los costos de operación, esto podría derivar en que el VAN obtenido

sea negativo, por lo cual es imprescindible considerar las características de cada planta en particular y no generalizar los resultados de este proyecto a otros escenarios.

Con respecto a las proyecciones de este proyecto, se sugiere determinar el uso final del gas de síntesis, en este proyecto se determina que las opciones más factibles, dentro del contexto de la planta, es la venta del combustible o la cogeneración del syngas con biogás.

Por un lado, para la venta del gas de síntesis se recomienda realizar un análisis de mercado, para determinar los posibles clientes y tener un precio de venta actualizado para el gas de síntesis. También queda propuesto diseñar el almacenamiento y transporte del combustible. Se sugiere incorporar esta información al análisis económico presentado para obtener valores más realistas.

Por otro lado, para la cogeneración es recomendable determinar los costos de la planta de cogeneración, considerando costos de inversión y operación, con ello es posible realizar un análisis económico más preciso, considerando como ingreso la energía eléctrica producida en vez de la venta del gas de síntesis. También es necesario, determinar la razón de alimentación óptima de gas de síntesis y biogás para la cogeneración, considerando los poderes caloríficos de ambos combustibles.



# Capítulo 8

## Conclusiones

Gracias al desarrollo de la presente memoria, se concluye que la gasificación es la tecnología más apropiada para la valorización del digestato considerando el contexto de la empresa. Por otro lado, gracias al análisis técnico, económico y ambiental se desprende que este proyecto es factible en las áreas mencionadas, presentando un mejor desempeño que el escenario base donde se plantea el uso del digestato como fertilizante.

En cuanto al análisis multicriterio, la gasificación presenta ventajas comparativas con respecto a la combustión, carbonización hidrotermal y pirólisis, principalmente en el grado de madurez tecnológica, potencial de uso bajo el contexto de la empresa y emisión de gases de efecto invernadero. Se obtiene que la gasificación es la mejor alternativa con un 34 % de preferencias, seguida de la combustión con un 29 %.

Con respecto al desarrollo del análisis multicriterio, se emplean datos bibliográficos para evaluar las tecnologías según los distintos criterios. Es crucial tener en consideración que estos datos pueden variar con respecto a la realidad de proyecto. No obstante, se considera una aproximación útil que evita evaluar cada tecnología técnica, económica y ambientalmente. Por otro lado, se destaca la importancia de validar los resultados en conjunto con la empresa.

Adicionalmente, se concluye que es importante definir las operaciones unitarias que componen el proyecto considerando de los requerimientos de la operación de gasificación, en particular el tamaño de la alimentación, el porcentaje de humedad y los requerimientos de composición del gas de síntesis como cenizas, material particulado, entre otros. Se determinan 6 operaciones unitarias: secado, conminución, gasificación, eliminación del material particulado y remoción del nitrógeno del gas de síntesis.

Gracias al análisis técnico se obtuvo que las dimensiones de los equipos, se ajustan a valores presentados en bibliografía por lo que se consideran razonables. Por otro lado, se recomienda

realizar un análisis más profundo en la operación de remoción del material particulado, en particular en el porcentaje de remoción. Además, se sugiere estimar los potenciales porcentajes de pérdidas en las diferentes operaciones unitarias. Finalmente, se obtuvo un flujo de gas de síntesis de 714 [kg h<sup>-1</sup>], compuesto principalmente por CO y H<sub>2</sub> en un 49 y 40 % (v/v), respectivamente.

En relación al análisis económico, se analizan los escenarios con y sin proyecto, concluyendo que ambos resultan rentables bajo un horizonte de tiempo de 10 años. Se obtiene un VAN, TIR y periodo de recuperación de 1.272.000 [USD], 31 % y 1,9 años, respectivamente para la venta de gas de síntesis. Para la venta del digestato como fertilizante, se obtienen valores de 136.000 [USD], 25 % y 2 años en el mismo orden.

Por otro lado, se determina que el porcentaje de venta a partir del cual el proyecto comienza a ser rentable es del 68 % y 77 % para la venta del gas de síntesis y de digestato, respectivamente. Se concluye que el escenario con proyecto es más atractivo, evidenciando un VAN y TIR superior y un menor tiempo de recuperación en comparación con el escenario base. Por otro lado, gracias al análisis de sensibilidad donde se varía el precio de venta, se desprende que incluso en el caso menos favorable para la venta de syngas, este sigue siendo superior al mejor escenario para la venta del digestato.

Por último, el análisis ambiental muestra que el escenario con proyecto disminuye un 92 % las emisiones de gases de efecto invernadero y un 81 % el potencial de eutrofización, convirtiendo la producción de gas de síntesis en un proyecto atractivo y favorable ambientalmente.

En conclusión la gasificación del digestato es un proyecto factible técnico, económico y ambientalmente, presentando mayores retribuciones que el uso del digestato como fertilizante. Para etapas futuras de ingeniería, se recomienda ahondar en la cogeneración del gas de síntesis con biogás, para evaluar la rentabilidad de ese proyecto, tomando como base los resultados del presente trabajo. Por otro lado, también se sugiere realizar un análisis proximal y de composición elemental del digestato, para actualizar los datos en el modelo del gasificador y obtener una composición del gas de síntesis más cercana a la realidad.

# Bibliografía

- [1] Ministerio del Medio Ambiente, “Sexto reporte del estado del medio ambiente,” 2021, <https://sinia.mma.gob.cl/index.php/estado-del-medio-ambiente/>.
- [2] Ministerio del Medio Ambiente, “Informe del estado del medio ambiente,” 2020, <https://sinia.mma.gob.cl/wp-content/uploads/2021/04/10-residuos.pdf>.
- [3] Ministerio de Obras Públicas, “Mesa nacional del agua : primer informe.,” 2020, <https://bibliotecadigital.ciren.cl/handle/20.500.13082/29307>.
- [4] Kelessidis, A. y Stasinakis, A. S., “Comparative study of the methods used for treatment and final disposal of sewage sludge in european countries,” *Waste management* (New York, N.Y.), vol. 32, pp. 1186–1195, 2012, [doi:10.1016/J.WASMAN.2012.01.012](https://doi.org/10.1016/J.WASMAN.2012.01.012).
- [5] Laura, F., Tamara, A., Müller, A., Hiroshan, H., Christina, D., y Serena, C., “Selecting sustainable sewage sludge reuse options through a systematic assessment framework: Methodology and case study in latin america,” *Journal of Cleaner Production*, vol. 242, p. 118389, 2020, [doi:10.1016/J.JCLEPRO.2019.118389](https://doi.org/10.1016/J.JCLEPRO.2019.118389).
- [6] Kacprzak, M., Neczaj, E., Fijałkowski, K., Grobelak, A., Grosser, A., Worwag, M., Rorat, A., Brattebo, H., Åsgeir Almås, y Singh, B. R., “Sewage sludge disposal strategies for sustainable development,” *Environmental Research*, vol. 156, pp. 39–46, 2017, [doi:10.1016/J.ENVRES.2017.03.010](https://doi.org/10.1016/J.ENVRES.2017.03.010).
- [7] Nguyen, V. K., Chaudhary, D. K., Dahal, R. H., Trinh, N. H., Kim, J., Chang, S. W., Hong, Y., La, D. D., Nguyen, X. C., Ngo, H. H., Chung, W. J., y Nguyen, D. D., “Review on pretreatment techniques to improve anaerobic digestion of sewage sludge,” *Fuel*, vol. 285, p. 119105, 2021, [doi:10.1016/J.FUEL.2020.119105](https://doi.org/10.1016/J.FUEL.2020.119105).
- [8] Cuba, L., Acosta, Y. ., Abreu, O., y Cristina, M., “La digestión anaerobia. aspectos teóricos. parte i,” *ICIDCA. Sobre los Derivados de la Caña de Azúcar*, vol. XXXIX, pp. 35–48, 2005, <https://www.redalyc.org/articulo.oa?id=223120659006>.
- [9] Rulkens, W., “Sewage sludge as a biomass resource for the production of energy: Overview and assessment of the various options†,” *Energy and Fuels*, vol. 22, pp. 9–15, 2007, [doi:10.1021/EF700267M](https://doi.org/10.1021/EF700267M).
- [10] Freda, C., Nanna, F., Villone, A., Barisano, D., Brandani, S., y Cornacchia, G., “Air gasification of digestate and its co-gasification with residual biomass in a pilot scale rotary kiln,” *International Journal of Energy and Environmental Engineering*, vol. 10,

- pp. 335–346, 2019, [doi:10.1007/S40095-019-0310-3/FIGURES/6](https://doi.org/10.1007/S40095-019-0310-3/FIGURES/6).
- [11] Chen, G., Guo, X., Cheng, Z., Yan, B., Dan, Z., y Ma, W., “Air gasification of biogas-derived digestate in a downdraft fixed bed gasifier,” *Waste Management*, vol. 69, pp. 162–169, 2017, [doi:10.1016/J.WASMAN.2017.08.001](https://doi.org/10.1016/J.WASMAN.2017.08.001).
- [12] VOLTA, “Un giro en el manejo de residuos,” 2022, <https://www.voltachile.cl/>.
- [13] Monlau, F., Sambusiti, C., Ficara, E., Aboulkas, A., Barakat, A., y Carrère, H., “New opportunities for agricultural digestate valorization: current situation and perspectives,” *Energy Environ. Sci.*, vol. 8, pp. 2600–2621, 2015, <http://dx.doi.org/10.1039/C5EE01633A>.
- [14] Chuda, A. y Ziemiński, K., “Digestate mechanical separation in industrial conditions: Efficiency profiles and fertilising potential,” *Waste Management*, vol. 128, pp. 167–178, 2021, [doi:10.1016/J.WASMAN.2021.04.049](https://doi.org/10.1016/J.WASMAN.2021.04.049).
- [15] The Global Economy, “Chile gasoline consumption - data, chart | theglobaleconomy.com,” 2023, [https://www.theglobaleconomy.com/Chile/gasoline\\_consumption/](https://www.theglobaleconomy.com/Chile/gasoline_consumption/).
- [16] The Global Economy, “Chile electricity consumption - data, chart | theglobaleconomy.com,” 2023, [https://www.theglobaleconomy.com/Chile/electricity\\_consumption/](https://www.theglobaleconomy.com/Chile/electricity_consumption/).
- [17] The World Bank, “Fertilizer consumption (kilograms per hectare of arable land) - chile | data,” 2022, <https://data.worldbank.org/indicator/AG.CON.FERT.ZS?end=2018&locations=CL&start=1961&view=chart>.
- [18] Statista, “Demanda de energía eléctrica en chile | statista,” 2022, <https://es.statista.com/estadisticas/1227129/demanda-energia-electrica-chile/>.
- [19] Ycharts, “Chile natural gas consumption,” 2021, [https://ycharts.com/indicators/chile\\_natural\\_gas\\_consumption](https://ycharts.com/indicators/chile_natural_gas_consumption).
- [20] Peng, W., Lü, F., Hao, L., Zhang, H., Shao, L., y He, P., “Digestate management for high-solid anaerobic digestion of organic wastes: A review,” *Bioresource Technology*, vol. 297, p. 122485, 2020, <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2019.122485>.
- [21] Kratzeisen, M., Starcevic, N., Martinov, M., Maurer, C., y Müller, J., “Applicability of biogas digestate as solid fuel,” *Fuel*, vol. 89, pp. 2544–2548, 2010, [doi:10.1016/J.FUEL.2010.02.008](https://doi.org/10.1016/J.FUEL.2010.02.008).
- [22] Basu, P., “Biomass gasification, pyrolysis and torrefaction: Practical design and theory,” *Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction: Practical Design and Theory*, pp. 1–530, 2013, [doi:10.1016/C2011-0-07564-6](https://doi.org/10.1016/C2011-0-07564-6).
- [23] Maleka, D., “Assessment of the implementation of alternative process technologies for rural heat and power production from cocoa pod husks,” 2016, <http://urn.kb.se/resolve?urn=urn:nbn:se:kth:diva-189480>.
- [24] Ramanathan, R., “Multicriteria analysis of energy,” en *Encyclopedia of Energy (Cle-*

- veland, C. J., ed.), pp. 77–88, New York: Elsevier, 2004, doi:<https://doi.org/10.1016/B0-12-176480-X/00240-0>.
- [25] SINDEM, “Sindem :. ingeniería e innovación - proceso analítico jerárquico,” 2022, <https://sindem.cl/site/index.php/articulos-tecnicos/proceso-analitico-jerarquico>.
- [26] Saaty, R. W., “The analytic hierarchy process—what it is and how it is used,” *Mathematical Modelling*, vol. 9, pp. 161–176, 1987, doi:[10.1016/0270-0255\(87\)90473-8](https://doi.org/10.1016/0270-0255(87)90473-8).
- [27] Velmurugan, R., Selvamuthukumar, S., y Manavalan, R., “Multi criteria decision making to select the suitable method for the preparation of nanoparticles using an analytical hierarchy process,” *Pharmazie*, vol. 66, pp. 836–842, 2011, doi:[10.1691/PH.2011.1034](https://doi.org/10.1691/PH.2011.1034).
- [28] Raharjo, H. y Endah, D., “Evaluating relationship of consistency ratio and number of alternatives on rank reversal in the ahp,” <http://dx.doi.org/10.1080/08982110500403516>, vol. 18, pp. 39–46, 2007, doi:[10.1080/08982110500403516](https://doi.org/10.1080/08982110500403516).
- [29] Tzinis, I., “Technology readiness level | nasa,” 2012, [https://www.nasa.gov/directorates/heo/scan/engineering/technology/technology\\_readiness\\_level](https://www.nasa.gov/directorates/heo/scan/engineering/technology/technology_readiness_level).
- [30] Okolie, J. A., Epelle, E. I., Tabat, M. E., Orivri, U., Amenaghawon, A. N., Okoye, P. U., y Gunes, B., “Waste biomass valorization for the production of biofuels and value-added products: A comprehensive review of thermochemical, biological and integrated processes,” *Process Safety and Environmental Protection*, vol. 159, pp. 323–344, 2022, doi:[10.1016/J.PSEP.2021.12.049](https://doi.org/10.1016/J.PSEP.2021.12.049).
- [31] Lomax, G., Lenton, T. M., Adeosun, A., y Workman, M., “Investing in negative emissions,” *Nature Climate Change*, vol. 5, pp. 498–500, 2015, doi:[10.1038/NCLIMATE2627](https://doi.org/10.1038/NCLIMATE2627).
- [32] United States Department of Energy, “Technology readiness assessment,” 2012.
- [33] Rybicka, J., Tiwari, A., y Leeke, G. A., “Technology readiness level assessment of composites recycling technologies,” *Journal of Cleaner Production*, vol. 112, pp. 1001–1012, 2016, doi:[10.1016/J.JCLEPRO.2015.08.104](https://doi.org/10.1016/J.JCLEPRO.2015.08.104).
- [34] Irena, “Renewable power generation costs in 2014,” 2015, [www.irena.org](http://www.irena.org).
- [35] Steurer, E. y Ardisson, G., “Hydrothermal carbonization and gasification technology for electricity production using biomass,” *Energy Procedia*, vol. 79, pp. 47–54, 2015, doi:[10.1016/J.EGYPRO.2015.11.473](https://doi.org/10.1016/J.EGYPRO.2015.11.473).
- [36] Agency, I. R. E., “Renewable energy technologies: Cost analysis series biomass for power generation acknowledgement,” 2012, [www.irena.org/Publications](http://www.irena.org/Publications).
- [37] Yahya, S. A., Iqbal, T., Omar, M. M., y Ahmad, M., “Techno-economic analysis of fast pyrolysis of date palm waste for adoption in saudi arabia,” *Energies* 2021, Vol. 14, Page 6048, vol. 14, p. 6048, 2021, doi:[10.3390/EN14196048](https://doi.org/10.3390/EN14196048).
- [38] Yang, Q., Zhou, H., Zhang, X., Nielsen, C. P., Li, J., Lu, X., Yanga, H., y Chen, H.,

- “Hybrid life-cycle assessment for energy consumption and greenhouse gas emissions of a typical biomass gasification power plant in china,” *Journal of Cleaner Production*, vol. 205, pp. 661–671, 2018, [doi:10.1016/J.JCLEPRO.2018.09.041](https://doi.org/10.1016/J.JCLEPRO.2018.09.041).
- [39] Roy, P., Dutta, A., y Gallant, J., “Evaluation of the life cycle of hydrothermally carbonized biomass for energy and horticulture application,” *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 132, p. 110046, 2020, [doi:10.1016/J.RSER.2020.110046](https://doi.org/10.1016/J.RSER.2020.110046).
- [40] EPA, “Energy recovery from the combustion of municipal solid waste (msw) | us epa,” 2023, <https://www.epa.gov/smm/energy-recovery-combustion-municipal-solid-waste-msw>.
- [41] Department for Environment Food & Rural Affairs, “Incineration of municipal solid waste,” 2013, [www.defra.gov.uk](http://www.defra.gov.uk).
- [42] Langone, M. y Basso, D., “Process waters from hydrothermal carbonization of sludge: Characteristics and possible valorization pathways,” *International Journal of Environmental Research and Public Health*, vol. 17, pp. 1–31, 2020, [doi:10.3390/IJERPH17186618](https://doi.org/10.3390/IJERPH17186618).
- [43] Muvhiiwa, R., Kuvarega, A., Llana, E. M., y Muleja, A., “Study of biochar from pyrolysis and gasification of wood pellets in a nitrogen plasma reactor for design of biomass processes,” *Journal of Environmental Chemical Engineering*, vol. 7, p. 103391, 2019, [doi:10.1016/J.JECE.2019.103391](https://doi.org/10.1016/J.JECE.2019.103391).
- [44] Qin, J., Zhang, Y., Heberlein, S., Lisak, G., y Yi, Y., “Characterization and comparison of gasification and incineration fly ashes generated from municipal solid waste in singapore,” *Waste Management*, vol. 146, pp. 44–52, 2022, [doi:10.1016/J.WASMAN.2022.04.041](https://doi.org/10.1016/J.WASMAN.2022.04.041).
- [45] James, A. K., Thring, R. W., Helle, S., y Ghuman, H. S., “Ash management review - applications of biomass bottom ash,” *Energies* 2012, Vol. 5, Pages 3856–3873, vol. 5, pp. 3856–3873, 2012, [doi:10.3390/EN5103856](https://doi.org/10.3390/EN5103856).
- [46] Bermudez, J. M. y Fidalgo, B., “Production of bio-syngas and bio-hydrogen via gasification,” *Handbook of Biofuels Production: Processes and Technologies: Second Edition*, pp. 431–494, 2016, [doi:10.1016/B978-0-08-100455-5.00015-1](https://doi.org/10.1016/B978-0-08-100455-5.00015-1).
- [47] McCabe, P., Smith, W. L., y Harriott, J. C., “Operaciones unitarias en ingeniería química,” *Journal of Chemical Information and Modeling*, p. 1905, 1991.
- [48] Manjunatha, G. S., Chavan, D., Lakshmikanthan, P., Singh, L., Kumar, S., y Kumar, R., “Specific heat and thermal conductivity of municipal solid waste and its effect on landfill fires,” *Waste Management*, vol. 116, pp. 120–130, 2020, [doi:10.1016/J.WASMAN.2020.07.033](https://doi.org/10.1016/J.WASMAN.2020.07.033).
- [49] Mujumdar, A., *Handbook of Industrial Drying*. Taylor & Francis Group, LLC, 2006, [doi:10.1201/9780429289774](https://doi.org/10.1201/9780429289774).

- [50] Siedlecki, M., de Jong, W., y Verkooyen, A. H., “Fluidized bed gasification as a mature and reliable technology for the production of bio-syngas and applied in the production of liquid transportation fuels—a review,” *Energies* 2011, Vol. 4, Pages 389-434, vol. 4, pp. 389–434, 2011, [doi:10.3390/EN4030389](https://doi.org/10.3390/EN4030389).
- [51] Gupta, A. y Yan, D., *Mineral Processing Design and Operations: An Introduction: Second Edition*. Elsevier Inc., 2016, <http://www.sciencedirect.com:5070/book/9780444635891/mineral-processing-design-and-operations>.
- [52] Piqueras, V. Y., “Capacidad de producción de una machacadora de mandíbulas. fórmula de gieskieng – el blog de victor yepes,” 2022, <https://victoryepes.blogs.upv.es/2022/12/01/capacidad-de-produccion-de-una-machacadora-de-mandibulas-formula-de-gieskieng/>.
- [53] Abdulkarim, J., Rahim, D. Y., Shamikh, A. J. J., Ali, N. M., y Tofiq, H. A. H., “Development design for jaw crusher used in cement factories,” *International Journal of Scientific & Engineering Research*, 2016.
- [54] Zoungrana, L., Sidibé, S. D. S., Herman, B., Coulibaly, Y., y Jeanmart, H., “Design of a gasification reactor for manufacturing and operation in west africa,” *Designs*, vol. 5, 2021, [doi:10.3390/DESIGNS5040076](https://doi.org/10.3390/DESIGNS5040076).
- [55] Mishra, S. y Upadhyay, R. K., “Review on biomass gasification: Gasifiers, gasifying mediums, and operational parameters,” *Materials Science for Energy Technologies*, vol. 4, pp. 329–340, 2021, [doi:https://doi.org/10.1016/j.mset.2021.08.009](https://doi.org/10.1016/j.mset.2021.08.009).
- [56] Centeno, F., Mahkamov, K., Lora, E. E. S., y Andrade, R. V., “Theoretical and experimental investigations of a downdraft biomass gasifier-spark ignition engine power system,” *Renewable Energy*, vol. 37, pp. 97–108, 2012, [doi:10.1016/J.RENENE.2011.06.008](https://doi.org/10.1016/J.RENENE.2011.06.008).
- [57] Orellana, C., “Evaluación técnica-económica de la producción de fósforo y syngas a partir de lodos digeridos de la biofactoría de aguas andinas,” 2022. Memoria para optar al título de Ingeniera Civil Química, Universidad de Chile, Santiago de Chile.
- [58] Castello, A., “Diseño de un reactor continuo de gasificación de biomasa,” Master’s thesis, Universidad de Chile, Santiago de Chile, 2014. Memoria para optar al título de Ingeniero Civil Químico.
- [59] Sharma, A. K., “Equilibrium and kinetic modeling of char reduction reactions in a downdraft biomass gasifier: A comparison,” *Solar Energy*, vol. 82, pp. 918–928, 2008, [doi:10.1016/J.SOLENER.2008.03.004](https://doi.org/10.1016/J.SOLENER.2008.03.004).
- [60] Castellan, G., “Físicoquímica,” p. 1080, 2000, <https://books.google.com/books/about/Fisicoquimica.html?hl=es&id=LQ3yebCDwWEC>.
- [61] Acharya, B., “Cleaning of product gas of gasification,” *Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction: Practical Design and Theory*, pp. 373–391, 2018, [doi:10.1016/B978-0-12-812992-0.00010-8](https://doi.org/10.1016/B978-0-12-812992-0.00010-8).

- [62] Reed, T. B. y Das, A., “Handbook of biomass downdraft gasifier engine systems,” 1988, [doi:10.2172/5206099](https://doi.org/10.2172/5206099).
- [63] Basu, P., “Design of biomass gasifiers,” *Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction: Practical Design and Theory*, pp. 263–329, 2018, [doi:10.1016/B978-0-12-812992-0.00008-X](https://doi.org/10.1016/B978-0-12-812992-0.00008-X).
- [64] Patil, K., Bhoi, P., Huhnke, R., y Bellmer, D., “Biomass downdraft gasifier with internal cyclonic combustion chamber: Design, construction, and experimental results,” *Bioresource Technology*, vol. 102, pp. 6286–6290, 2011, [doi:10.1016/J.BIORTECH.2011.03.033](https://doi.org/10.1016/J.BIORTECH.2011.03.033).
- [65] Palatnic, M., “Diseño y desarrollo de pequeñas unidades de gasificación de madera para aplicaciones de generación de energía térmica y cogeneración a baja escala,” 2011. Memoria para optar al título de Ingeniera Civil Mecánica, Universidad de Chile, Santiago de Chile.
- [66] Cabanzón, J., “Diseño y cálculo de un intercambiador de calor,” Master’s thesis, Universidad de Cantabria, Cantabria de España, 2018. Memoria para optar al título de Ingeniero en Tecnologías Industriales.
- [67] Cengel, Y., Ghajar, A., Gurram, R. N., Menkhaus, T. J., Zhang, Y., Prewitt, R. M., Montross, M. D., Shearer, S. A., Stombaugh, T. S., Higgins, S. F., McNeill, S. G., Sokhansanj, S., y Grippa, M. J. C., *Transferencia de calor y masa*. McGraw-Hill Science/Engineering/Math, 4a ed., 2010, <http://elibrary.asabe.org/abstract.asp??JID=3&AID=23124&CID=t2007&v=50&i=3&T=1><http://thescipub.com/abstract/10.3844/ajeassp.2012.98.106><https://pubs.acs.org/doi/10.1021/ie401039q>[https://books.google.co.za/books/about/Heat\\_and\\_Mass\\_Transfer.html?id=xL-NP](https://books.google.co.za/books/about/Heat_and_Mass_Transfer.html?id=xL-NP).
- [68] Parnell, C., “Theoretical study of cyclone design,” 2004. Tesis para optar al título de doctor en Ingenierías Biológicas y de Agricultura, Universidad de Texas.
- [69] Leith, D. y Mehta, D., “Cyclone performance and design,” *Atmospheric Environment* (1967), vol. 7, pp. 527–549, 1973, [doi:10.1016/0004-6981\(73\)90006-1](https://doi.org/10.1016/0004-6981(73)90006-1).
- [70] Grammelis, P., “Solid biofuels for energy: A lower greenhouse gas alternative,” *Green Energy and Technology*, vol. 28, 2011, [doi:10.1007/978-1-84996-393-0/COVER](https://doi.org/10.1007/978-1-84996-393-0/COVER).
- [71] Echeverri Londono, C. A., “Diseño óptimo de ciclones,” *Revista Ingeniería Universidad de Medellín*, vol. 5, pp. 123 – 139, 2006, [http://www.scielo.org.co/scielo.php?script=sci\\_arttext&pid=S1692-33242006000200011&nrm=iso](http://www.scielo.org.co/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S1692-33242006000200011&nrm=iso).
- [72] Jayaraman, A., Yang, R., Cho, S., Bhat, T., y Nettem, V., “Adsorption of nitrogen, oxygen and argon on na-cex zeolites,” *Adsorption*, vol. 8, pp. 271–278, 2002, [doi:10.1023/A:1021529328878](https://doi.org/10.1023/A:1021529328878).
- [73] Pirngruber, G. D. y Leinekugel-Le-Cocq, D., “Design of a pressure swing adsorption process for postcombustion co<sub>2</sub> capture,” *Industrial and Engineering Chemistry Research*, vol. 52, pp. 5985–5996, 2013, [doi:10.1021/IE400015A/SUPPL\\_FILE/IE40001](https://doi.org/10.1021/IE400015A/SUPPL_FILE/IE40001)



- [74] Cavenati, S., Grande, C. A., y Rodrigues, A. E., “Adsorption equilibrium of methane, carbon dioxide, and nitrogen on zeolite 13x at high pressures,” *Journal of Chemical and Engineering Data*, vol. 49, pp. 1095–1101, 2004, [doi:10.1021/JE0498917](https://doi.org/10.1021/JE0498917).
- [75] Departamento de Ingeniería Industrial, “Apuntes de evaluación de proyectos in42a,” 1999.
- [76] Carberry, J. J., Walker, W. H., White, A. H., Jackson, D. D., James, J. H., Lewis, W. K., y Parmelee, H. A. C. H. C., *Design and Economics for Chemical Engineers*. MacGraw-Hill International Editions., 4ta ed., 1991.
- [77] GlobeNewswire, “Sinocoking aboveground facility operating at 100 % capacity,” 2014, <https://www.globenewswire.com/news-release/2014/11/25/686093/10109845/en/Sinocoking-Aboveground-Facility-Operating-at-100-Capacity-and-Generating-25-000-Cubic-Meters-of-Syngas-Per-Hour.html>.
- [78] Corp., H. C. E. T., “Hongli clean energy technologies corp. reports fiscal year 2016 q1 financial results,” 2016.
- [79] INE, “Índice de remuneraciones e Índice de costo de la mano de obra,” 2023, <https://www.ine.gob.cl/ine-ciudadano/definiciones-estadisticas/economia/indice-de-remuneraciones>.
- [80] INE, “Remuneraciones y costo laborales,” 2023, <https://www.ine.gob.cl/estadisticas/sociales/mercado-laboral/remuneraciones-y-costos-laborales>.
- [81] Alibaba, “Pellet zeolite 13x molecular sieve lithium zeolite molecular sieve 13x price - buy zeolite 13x,molecular sieve zeolite 13x,zeolite 13x price product on alibaba.com.”, [https://www.alibaba.com/product-detail/Pellet-Zeolite-13x-Molecular-Sieve-Lithium\\_60196376745.html?s=p](https://www.alibaba.com/product-detail/Pellet-Zeolite-13x-Molecular-Sieve-Lithium_60196376745.html?s=p).
- [82] Leabon, Z., “Industry filtration equipment chamber press filter machine automatic hydraulic filter press machine price for sale,” 2023, [https://www.alibaba.com/product-detail/Industry-Filtration-Equipment-Chamber-Press-Filter\\_60761594874.html?spm=a2700.galleryofferlist.p\\_offer.d\\_image.4e1762b39497qA&s=p](https://www.alibaba.com/product-detail/Industry-Filtration-Equipment-Chamber-Press-Filter_60761594874.html?spm=a2700.galleryofferlist.p_offer.d_image.4e1762b39497qA&s=p).
- [83] Jiutian, Z., “Mining equipment rotary river sand drum dryer for sale,” 2023, [https://www.alibaba.com/product-detail/Mining-Equipment-Rotary-River-Sand-Drum\\_1601042872958.html?spm=a2700.galleryofferlist.p\\_offer.d\\_title.682634c9AYGqbA&s=p](https://www.alibaba.com/product-detail/Mining-Equipment-Rotary-River-Sand-Drum_1601042872958.html?spm=a2700.galleryofferlist.p_offer.d_title.682634c9AYGqbA&s=p).
- [84] Hengchang, J., “Factory direct supply 1 5 10 20 50 100 200 t/h complete quarry crushing machine jaw crusher for limestone marble basalt granite,” 2023, [https://www.alibaba.com/product-detail/Factory-Direct-Supply-1-5-10\\_1600738541926.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal\\_offer.d\\_title.35274119Ql5Hga](https://www.alibaba.com/product-detail/Factory-Direct-Supply-1-5-10_1600738541926.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_title.35274119Ql5Hga).
- [85] Limited, O. M. P., “Downdraft biomass gasifiers at rs 1800000/unit | mehsana | id: 27460353062,” 2023, <https://www.indiamart.com/proddetail/downdraft-biomass-gas>

ifiers-27460353062.html?pos=2&kwd=downdraft\%20gasifier&tags=A|||7611.643|Price|product|||TS.

- [86] Vegemac, “Blower for pto tractor - airflow 5.000 m<sup>3</sup>/h,” 2023, <https://www.vegemac.be/en/intermac-leaf-blower-int-asf290>.
- [87] Agronema, “Low pressure centrifugal fan 1500 m<sup>3</sup>/h - 400pa,” 2023, <https://www.agronema.com/es/low-pressure-centrifugal-fan-1500-m3/h-400pa>.
- [88] Technologies, E., “Psa nitrogen gas plant,” 2023, <https://www.indiamart.com/prodetail/psa-nitrogen-gas-plant-12548682755.html?pos=4&kwd=pressure\%20swing\%20adsorption\%20nitrogen&tags=|||7613.566|Price|product|||TS|type=attr=1|attrS>.
- [89] SII, “Nueva tabla de vida útil de los bienes físicos del activo inmovilizado,” 2002, [https://www.sii.cl/valores\\_y\\_fechas/tabla\\_vida\\_util\\_activo\\_inmovilizado.html](https://www.sii.cl/valores_y_fechas/tabla_vida_util_activo_inmovilizado.html).
- [90] Tianbang, “Titanium shell and tube heat exchanger shell and coil /condenser /evaporator for steam and oil - buy titanium tube heat exchanger,heat exchanger shell and coil,shell & tube heat exchanger product on alibaba.com,” 2023, [https://www.alibaba.com/product-detail/Titanium-Shell-and-Tube-Heat-Exchanger\\_60525894521.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal\\_offer.d\\_title.e6a5487fASTTCc](https://www.alibaba.com/product-detail/Titanium-Shell-and-Tube-Heat-Exchanger_60525894521.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_title.e6a5487fASTTCc).
- [91] Technology, A. W. E. P., “Cyclone separator / industrial cyclones for fine sawdust from sanding - buy cyclone separator,industrial cyclones for fine sawdust from sanding,mini cyclone separator industrial pulse-plenum dust collector product on alibaba.com,” 2023, [https://www.alibaba.com/product-detail/Cyclone-Separator-Industrial-Cyclones-for-fine\\_1600687862320.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal\\_offer.d\\_title.2a0a4a322SYLKD](https://www.alibaba.com/product-detail/Cyclone-Separator-Industrial-Cyclones-for-fine_1600687862320.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_title.2a0a4a322SYLKD).
- [92] HONGBO gas equipment, “Chemical industrial gas pressure swing adsorption nitrogen making mechanism nitrogen machine - buy nitrogen filling machine,nitrogen machine,nitrogen gas filling machine product on alibaba.com.”, [https://www.alibaba.com/product-detail/Chemical-industrial-gas-pressure-swing-adsorption\\_1600538233813.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal\\_offer.d\\_title.48114233fZusxe](https://www.alibaba.com/product-detail/Chemical-industrial-gas-pressure-swing-adsorption_1600538233813.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_title.48114233fZusxe).
- [93] Tavera, C. G., Raab, T., y Trujillo, L. H., “Valorization of biogas digestate as organic fertilizer for closing the loop on the economic viability to develop biogas projects in colombia,” *Cleaner and Circular Bioeconomy*, vol. 4, p. 100035, 2023, doi:10.1016/J.CLCB.2022.100035.
- [94] Ministerio de Energía, “Factores de emisión – energía abierta | comisión nacional de energía,” 2022, <http://energiaabierta.cl/visualizaciones/factor-de-emision-sic-sing/>.
- [95] Gu, H. y Bergman, R., “Cradle-to-grave life cycle assessment of syngas electricity from woody biomass residues,” *Wood and Fiber Science*. 49(2), 2017: 177-192., vol. 49, pp. 177–192, 2017, <https://www.fs.usda.gov/research/treesearch/54792>.
- [96] Bhaduri, S., Berger, B., Pochet, M., Jeanmart, H., y Contino, F., “Hcci engine operated with unscrubbed biomass syngas,” *Fuel Processing Technology*, vol. 157, pp. 52–58,

2017, [doi:10.1016/J.FUPROC.2016.10.011](https://doi.org/10.1016/J.FUPROC.2016.10.011).

- [97] Vázquez-Rowe, I., Golkowska, K., Lebuf, V., Vaneeckhaute, C., Michels, E., Meers, E., Benetto, E., y Koster, D., “Environmental assessment of digestate treatment technologies using lca methodology,” *Waste Management*, vol. 43, pp. 442–459, 2015, [doi:10.1016/J.WASMAN.2015.05.007](https://doi.org/10.1016/J.WASMAN.2015.05.007).
- [98] Dong, Y., Hossain, M. U., Li, H., y Liu, P., “Developing conversion factors of lcia methods for comparison of lca results in the construction sector,” *Sustainability (Switzerland)*, vol. 13, p. 9016, 2021, [doi:10.3390/SU13169016/S1](https://doi.org/10.3390/SU13169016/S1).
- [99] Cao, Z., Jung, D., Olszewski, M. P., Arauzo, P. J., y Kruse, A., “Hydrothermal carbonization of biogas digestate: Effect of digestate origin and process conditions,” *Waste Management*, vol. 100, pp. 138–150, 2019, [doi:10.1016/J.WASMAN.2019.09.009](https://doi.org/10.1016/J.WASMAN.2019.09.009).
- [100] Chang, S., Zhang, Z., Cao, L., Ma, L., You, S., y Li, W., “Co-gasification of digestate and lignite in a downdraft fixed bed gasifier: Effect of temperature,” *Energy Conversion and Management*, vol. 213, p. 112798, 2020, [doi:10.1016/J.ENCONMAN.2020.112798](https://doi.org/10.1016/J.ENCONMAN.2020.112798).
- [101] Babu, B. V. y Sheth, P. N., “Modeling and simulation of reduction zone of downdraft biomass gasifier: Effect of char reactivity factor,” *Energy Conversion and Management*, vol. 47, pp. 2602–2611, 2006, [doi:10.1016/J.ENCONMAN.2005.10.032](https://doi.org/10.1016/J.ENCONMAN.2005.10.032).
- [102] Masmoudi, M. A., Sahraoui, M., Grioui, N., y Halouani, K., “2-d modeling of thermo-kinetics coupled with heat and mass transfer in the reduction zone of a fixed bed downdraft biomass gasifier,” *Renewable Energy*, vol. 66, pp. 288–298, 2014, [doi:10.1016/J.RENENE.2013.12.016](https://doi.org/10.1016/J.RENENE.2013.12.016).

# Anexos

## Anexo A. Selección tecnología de valorización

### A.1. Construcción matrices de comparación

Un aspecto fundamental del Proceso Analítico Jerárquico es el uso de comparaciones por pares donde se asigna un valor a cada comparación según la escala fundamental de importancia. A partir de estas comparaciones se construyen matrices de comparación de tamaño (4 x 4), debido a que se evalúan 4 tecnologías de valorización. Por otro lado, el número de matrices depende del número de subcriterios definidos; en este caso corresponden 5 matrices de comparación.

La matriz se construye en base a comparaciones de a pares entre las diferentes tecnologías, por lo que, se necesita emitir 12 juicios comparativos asignando un valor según la escala fundamental, para ello se considera la información recabada para cada subcriterio; tanto datos bibliográficos como juicios de la contraparte. Por ejemplo, para el subcriterio “Grado de madurez tecnológica”, se estima que el grado de madurez de la combustión (A1) es considerablemente mayor que el de la carbonización hidrotermal (A2) por lo que se valora con un 5, de esta forma se van realizando las diferentes comparaciones y completando la matriz; con respecto a los recíprocos de cada comparación, estos se asignan automáticamente.

A continuación se presenta la matriz de comparación, donde A1, A2, A3 y A4 corresponden a combustión, carbonización hidrotermal, gasificación y pirólisis respectivamente.

Tabla A.1: Construcción matriz de comparación del subcriterio Grado de Madurez Tecnológica

Matriz de Comparación de Alternativas C1				
	A1	A2	A3	A4
A1	1	5	3	7
A2	1/5	1	1/3	3
A3	1/3	3	1	5
A4	1/7	1/3	1/5	1
Suma	1,68	9,33	4,53	16,00

Este procedimiento se repite para los restantes subcriterios obteniendo las matrices de comparación presentadas en el Anexo A.2

## A.2. Matrices de comparación, PAJ

A continuación se presentan las matrices de comparación para cada subcriterio. Donde:

- C1: Subcriterio Grado de Madurez Tecnológica
- C2: Subcriterio potencial de uso
- C3: Subcriterio costo estimado
- C4: Emisiones GEI
- C5: Manejo de RILes y RISes

Y a su vez:

- A1: Combustión
- A2: Carbonización hidrotermal
- A3: Gasificación
- A4: Pirólisis

Tabla A.2: Matriz de comparación del subcriterio Grado de Madurez Tecnológica

Matriz de Comparación de Alternativas C1				
	A1	A2	A3	A4
A1	1,00	5,00	3,00	7,00
A2	0,20	1,00	0,33	3,00
A3	0,33	3,00	1,00	5,00
A4	0,14	0,33	0,20	1,00
Suma	1,68	9,33	4,53	16,00

Tabla A.3: Matriz de comparación del subcriterio potencial de uso

Matriz de Comparación de Alternativas C2				
	A1	A2	A3	A4
A1	1,00	1,00	0,11	0,33
A2	1,00	1,00	0,14	0,33
A3	9,00	7,00	1,00	5,00
A4	3,00	3,00	0,20	1,00
Suma	14,00	12,00	1,45	6,67

Tabla A.4: Matriz de comparación del subcriterio costos estimados

Matriz de Comparación de Alternativas C3				
	A1	A2	A3	A4
A1	1,00	5,00	3,00	0,33
A2	0,20	1,00	0,33	0,14
A3	0,33	3,00	1,00	0,33
A4	3,00	7,00	3,00	1,00
Suma	4,53	16,00	7,33	1,81

Tabla A.5: Matriz de comparación del subcriterio emisiones GEI

Matriz de Comparación de Alternativas C4				
	A1	A2	A3	A4
A1	1,0	0,1	0,1	0,1
A2	7,0	1,0	0,3	1,0
A3	9,0	3,0	1,0	1,0
A4	7,0	1,0	1,0	1,0
Suma	24,0	5,1	2,4	3,1

Tabla A.6: Matriz de comparación del subcriterio manejo de RILes y RISes

Matriz de Comparación de Alternativas C5				
	A1	A2	A3	A4
A1	1	3,00	1	1
A2	0,33	1	0,20	0,2
A3	1	5	1	1
A4	1,00	5,00	1	1
Suma	3,33	14,00	3,20	3,20

### A.3. Cálculo vector de priorización

Para el cálculo del vector de priorización se utiliza el método del promedio de la columna normalizada a partir de la matriz de comparación. En este método los elementos de cada columna se dividen por la suma de la misma, obteniendo la matriz normalizada, luego se suman los elementos de cada fila resultante y se dividen por el número de elementos de la fila.

$$P_i = \frac{1}{n} \sum_{j=1}^n \frac{A_{ij}}{\sum_{k=1}^n A_{kj}} \quad (\text{A.1})$$

Donde:

- $P_i$  = es el elemento i-ésimo del vector de priorización P.
- $A_{ij}$  = es el elemento en la fila “i”, columna “j” de la matriz de comparación A.
- $n = 4$ , número de elementos en la fila.

A continuación se presenta el cálculo del primer elemento del vector de priorización:

$$\sum_{k=1}^n A_{kj} = 1 + 0,2 + 0,33 + 0,14 = 1,68 \quad (\text{A.2})$$

$$\frac{A_{ij}}{\sum_{k=1}^n A_{kj}} = \frac{1}{1,68} = 0,60 \quad (\text{A.3})$$

Se realiza la división anterior con los demás elementos de la matriz, obteniendo:

$$\frac{1}{n} \sum_{j=1}^n \frac{A_{ij}}{\sum_{k=1}^n A_{kj}} = \frac{0,60 + 0,54 + 0,66 + 0,44}{1,68} = 0,56 \quad (\text{A.4})$$

De esta forma, se construye la presente matriz de comparación normalizada y el vector de priorización:

Tabla A.7: Matriz de comparación normalizada del subcriterio Grado de Madurez Tecnológica y vector de priorización

Matriz de Comparación de Alternativas C1					
	A1	A2	A3	A4	Vector de prioridad
A1	0,60	0,54	0,66	7,00	0,56
A2	0,12	0,11	0,07	3,00	0,12
A3	0,20	0,32	0,22	5,00	0,26
A4	0,09	0,33	0,04	1,00	0,06

Este procedimiento se repite para los demás subcriterios obteniendo los siguientes vectores de priorización:

Tabla A.8: Vectores de priorización para los 5 subcriterios.

Vectores de prioridad					
Tecnología / Subcriterio	C1	C2	C3	C4	C5
A1	0,56	0,07	0,28	0,04	0,28
A2	0,12	0,08	0,06	0,24	0,07
A3	0,26	0,67	0,15	0,42	0,32
A4	0,06	0,19	0,52	0,30	0,32

#### A.4. Cálculo Indicador de Relación de Consistencia

Dado que las comparaciones se realizan diferentes juicios que pueden ser personal o subjetivos, puede existir cierto grado de incoherencia, para garantizar la coherencia entre estos

juicios se calcula el Indicador de Relación de Consistencia (IRC), el cual es la razón entre el Índice de Consistencia (IC) y el Índice Aleatorio (IA) [27].

$$IRC = \frac{IC}{IA} \quad (A.5)$$

Donde:

$$IC = \frac{\lambda_{max} - n}{n - 1} \quad (A.6)$$

Con “n” = 4, el tamaño de la matriz y “ $\lambda_{max}$ ” la suma del producto entre los elementos del vector de priorización y la suma de la columna respectiva en la matriz de comparación (presentada en la Tabla A.1), por ejemplo, para el primer subcriterio corresponde a:

$$\lambda_{max} = 0,56 \cdot 1,68 + 0,12 \cdot 9,33 + 0,26 \cdot 4,53 + 0,06 \cdot 16 = 4,18 \quad (A.7)$$

En consecuencia:

$$IC = \frac{4,18 - 4}{4 - 1} = 0,06 \quad (A.8)$$

Por otro lado, IC se encuentra reportado en bibliografía [27] y depende del tamaño de la matriz de comparación, en este caso  $IC = 0,90$ .

Por último, se obtiene el IRC:

$$IRC = \frac{0,06}{0,90} = 0,07 = 7\% \quad (A.9)$$

Este procedimiento se repite con los subcriterios restantes.

## A.5. Construcción matriz de resultados

Para construir la matriz de resultados, se debe multiplicar los vectores de priorización por la importancia de cada subcriterio, y por último, el puntaje que obtiene cada tecnología será la suma de estos elementos. Ejemplificando la primera tecnología obtiene el siguiente puntaje, donde cada término corresponde a la ponderación de la combustión en los diferentes subcriterios:

$$MR_{combustión} = 0,56 \cdot 0,3 + 0,07 + 0,2 + 0,28 \cdot 0,25 + 0,04 \cdot 0,15 + 0,28 \cdot 0,1 = 0,29 = 29\% \quad (A.10)$$

## Anexo B. Análisis técnico

### B.1. Composición del digestato

La composición del digestato proveniente de lodos sanitarios utilizada corresponde a la reportada por la Biofactoría de Aguas Andinas [57], presentada en la Tabla B.1, donde la



suma de las cenizas corresponde a 25,6% y minerales a 11,8%.

Para obtener la composición molar de cada especie, se define una flujo de digestato seco como base de cálculo que corresponde al flujo de entrada al gasificador, este valor se multiplica por el porcentaje de la especie correspondiente y se divide por su peso molecular, en particular para el carbono:

$$n_C = \frac{x_C \cdot F_{dig}}{PM_C} \quad (B.1)$$

Con:

- $n_C$  = flujo molar del carbono, [mol h<sup>-1</sup>].
- $F_{dig}$  = 710,62 [kg h<sup>-1</sup>], flujo de digestato seco.
- $y_C$  = 33,3% [kg kg<sup>-1</sup>], composición del carbono en el digestato en base seca.
- $PM_C$  = 0,012 [kg mol<sup>-1</sup>], peso molecular del carbono.

Obteniendo:

$$n_C = 19.642 \left[ \frac{mol}{h} \right]$$

Se repite esto para las demás especies, obteniendo el flujo molar total de digestato, que corresponde a:

$$n_T = 65.047 \left[ \frac{mol}{h} \right]$$

Finalmente para obtener la fracción molar, se divide el flujo molar de cada especie por los moles totales de digestato:

$$x_C = \frac{n_C}{n_T} \cdot 100 \quad (B.2)$$

Obteniendo:

- $n_C = 30,20$
- $n_N = 4,13$
- $n_H = 53,11$
- $n_O = 12,02$
- $n_S = 0,55$

Es importante mencionar que se multiplica por 100 debido a que el modelo no recibe valores menores a 1.

Posteriormente se realiza el cálculo de los moles de agua por mol de digestato “w”, donde:

$$w = \frac{n_{dig,util} \cdot (1 - H_{in})}{PM_{H_2O}} \cdot n_{dig} \quad (B.3)$$

Con:

- $w$  = proporción molar de agua del digestato en la entrada del gasificador,  $[\text{mol mol}^{-1}]$ .
- $F_{dig,util} = 355,31 [\text{kg h}^{-1}]$ , flujo de digestato útil (input al modelo).
- $H_{in} = 15\%$ , humedad en base húmeda del digestato.
- $PM_{dig} = 0,684 [\text{kg mol}^{-1}]$ , peso molecular del digestato calculado en el modelo.
- $n_{dig} = 519,42 [\text{mol h}^{-1}]$ , moles de digestato a la entrada del gasificador.

Obteniendo:

$$w = 5,69$$

Tabla B.1: Composición química del digestato proveniente de lodos sanitarios [57].

Elemento	Valor [% M.S]
Materia orgánica	
C	33,5
H	4,9
O	17,6
N	5,3
S	1,6
Cenizas	
SiO <sub>2</sub>	9,3
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	3,6
CaO	3,6
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	2,4
MgO	0,6
SO <sub>3</sub>	0,7
TiO <sub>2</sub>	1,1
MnO	0,3
Na <sub>2</sub> O	0,9
K <sub>2</sub> O	1,3
Minerales	
As	$7,8 \cdot 10^{-4}$
Cd	$1,1 \cdot 10^{-4}$
Ca	6,4
Cu	$4,4 \cdot 10^{-2}$
Cr	$1,5 \cdot 10^{-2}$
P	2,5
Fe	1,9
Mg	0,8
Mn	$3,0 \cdot 10^{-2}$
Hg	$1,1 \cdot 10^{-4}$
Mo	$1,0 \cdot 10^{-3}$
Ni	$2,5 \cdot 10^{-3}$
Pl	$4,0 \cdot 10^{-3}$
Se	$1,3 \cdot 10^{-3}$
Zi	0,1

## B.2. Cálculo CRF

Ya que tres de las cuatro reacciones modeladas en la zona de reducción del gasificador son en base a carbón, se hace necesario introducir el *Char reactivity factor* que representa la reactividad del carbono [101]. Este se define como [58]:

$$CRF = A \cdot \eta \cdot e^{B \cdot z} \quad (B.4)$$

Donde “A” y “B” son constantes adimensionales y corresponden a 1 y 36,7 respectivamente, “z” se refiere al largo de la zona de reducción en metros y “ $\eta$ ” se conoce como el factor de efectividad de reacción que compara la velocidad de reacción con la difusividad de gases en el seno de la fase gas y se define como:

$$\eta = \frac{1}{\phi} \cdot \left( \frac{1}{\tanh(3 \cdot \phi)} + \frac{1}{3 \cdot \phi_i} \right) \approx \frac{1}{2 \cdot \phi^2} \quad (B.5)$$

Se utiliza la expresión aproximada, donde “ $\phi$ ” es el módulo de Thiele que relaciona el consumo de una partícula sólida con la reacción y la difusividad de los reactivos gaseosos hasta la superficie sólida, se define como:

$$\phi = d_p \cdot \left( \frac{8,5}{D_{i,eff}} \right)^{0,5} \quad (B.6)$$

Con “ $D_{i,eff}$ ” la difusividad efectiva del seno de la fase gas del compuesto gaseoso que reacciona con el carbono sólido, en particular, dado que el vapor de agua presenta la mayor composición de los gases reactivos en la zona de reducción se aproxima a la difusividad de este compuesto, siendo igual a  $1,135 \cdot 10^{-4} \text{ [m}^2 \text{ s}^{-1}\text{]}$ . Por otro lado, “ $d_p$ ” corresponde al diámetro decreciente de partícula y se define a continuación:

$$d_p = d_{p0} \cdot \frac{nr_C}{nr_{C0}} \quad (B.7)$$

Donde “ $nr_C$ ” y “ $nr_{C0}$ ” corresponden a los moles finales e iniciales de carbono en la zona de reducción, respectivamente.

Por último es importante mencionar que el CRF varía dependiendo de la reacción y con ello también  $\eta$  y  $\phi$ , sin embargo, estos se fijan como se indica anteriormente al igual que en [58] y [57], debido a que de esta forma el modelo entrega resultados más realistas como es la presencia de dióxido de carbono en el syngas.

A continuación se presenta la definición por reacción para el CRF [102]:

$$CRF_i = A \cdot \eta_i \cdot e^{B \cdot z} \quad (B.8)$$

$$\eta_i = \frac{1}{\phi_i} \cdot \left( \frac{1}{\tanh(3 \cdot \phi_i)} + \frac{1}{3 \cdot \phi_i} \right) \approx \frac{1}{2 \cdot \phi_i^2} \quad (\text{B.9})$$

$$\phi_i = d_p \cdot \left( \frac{A_i \cdot e^{\frac{-E_i}{R \cdot T}}}{D_{i,eff}} \right)^{0,5} \quad (\text{B.10})$$

Donde el subíndice “i” hace referencia a la reacción, “A<sub>i</sub>” y “E<sub>i</sub>” a los factores de frecuencia y energía de activación para cada reacción, “R” a la constante de los gases ideales y “T” a la temperatura en la zona de reducción.

### B.3. Código computacional del modelo del gasificador

A continuación se presenta el código desarrollado para el modelo matemático del gasificador:

Código B.1: Script main.m

```

1 %% Archivo main - Definición parámetros
2 % Resuelve los balance de masas y energía para cada zona, entregando
3 % la composición molar del gas en conjunto con la temperatura y presión
4 % en la zona de reducción
5
6 % Configuración para fsolve
7 options = optimoptions('fsolve','Algorithm','levenberg-marquardt', ...
8     'TolX',1e-09);
9
10 %% Definición de parámetros.
11 % Característica flujo de entrada
12 M_dig = 570.248791/2; % Flujo de digestato a la entrada, sin considerar
13     % las cenizas y minerales [kg/h]
14 H_dig = 15/100; % Humedad del digestato (fracción)
15 T_in = 77.03 + 273.15; % Temperatura entrada digestato [K]
16 C_f = 20/100; % Porcentaje de carbono fijo [%]
17
18 % Dimensiones gasificador
19 l_red = 604.244051; % Alto zona de reducción [mm]
20 d_p = 60; % Tamaño de partícula [mm]
21 D_a = 732.417031; % Diámetro de la garganta [mm]
22
23 %Cálculo de masas efectivas
24 M_dig_seco = M_dig*(1 - H_dig); % Flujo digestato seco [kg/h]
25 M_H2O = M_dig*H_dig; % Flujo de agua en la entrada [kg/h]
26
27 % Composición elemental en la forma C_bC H_bH O_bO S_bS N_bN * wH2O
28 bC = 30.20; % Moles totales de carbono [mol]

```

```

29 bH = 53.11; % Moles totales de hidrógeno [mol]
30 bO = 12.02; % Moles totales de oxígeno [mol]
31 bN = 4.13; % Moles totales de nitrógeno [mol]
32 bS = 0.55; % Moles totales de azufre [mol]}
33
34 % Pesos moleculares
35 PM_dig = 12.011*bC + 1.00784*bH + 15.999*bO + 14.0067*bN + 32.065*bS; % PM
    ↪ digesatato [g/mol]
36 PM_H2O = 2*1.00784 + 1*15.999; % PM agua [g/mol]
37
38 % Flujo molar [mol/h]
39 n_dig = 1000*M_dig/PM_dig; % Flujo molar digestato de entrada [mol/h]
40 n_dig_seco = 1000*M_dig_seco/PM_dig; % Flujo molar digestato seco [mol/h]
41 n_H2O = 1000*M_H2O/PM_H2O; % Flujo molar de agua entrada [mol/h]
42 w = n_H2O/n_dig; % Moles de agua en el digestato por mol de digestato
43
44 %% Secado y pirólisis
45
46 % Secado: Se tiene la siguiente reacción
47 % C_bC H_bH O_mO + wH2O -> C_vC H_vH O_vO + fC + wH2O
48 f = C_f*bC; % Moles de carbono fijo en el digestato por mol de digestato
49 vC = bC - f; % Mol de carbono volátil por mol de digestato
50 vH = bH; % Moles de hidrógeno volátil por mol de digestato
51 vO = bO; % Moles de oxígeno volátil por mol de digestato
52
53 % Pirólisis
54 % Balance de masa estequiométrico pirólisis
55 BM_p = [vC, vH, vO]; % Vector moles de C, H, O por mol de digestato
56 np0 = [vC, 1, 1, 1, 1, 1, 1]; % Adivinanza inicial de coeficientes
57 % estequiométricos para C, CO2, CO, CH4,
58 % C2H2, H2 y H2O
59
60 % Resolución balance estequiométrico, entre vector de mol/h por especie
61 npiro_s = fsolve(@(np) BM_pirolisis(np, BM_p), np0, options);
62
63 %Balance de energía pirólisis
64 T_ext = 270 + 273.15; % Temperatura que alcanza el aire [K]
65 BE_p = [1, w, npiro_s, f, T_in, T_ext]; % Vector con flujos de digestato y
66 % agua en la entrada (1, w), coeficientes estequiométricos de las
67 % diferentes especies involucradas en la reacción (npiro_s) y las
68 % temperatura de entrada (T_in) y externa (T_ext)
69 T_p0 = 626; % Adivinanza temperatura pirólisis [K]
70
71 % Resolución balance de energía
72 Tpiro_s = fsolve(@(Tpiro) BE_pirolisis(Tpiro, BE_p), T_p0, options);

```

```

73 T_in_air = 15 + 273.15; % Temperatura de ingreso del aire [K]
74 Q = Qp_loss(Tpiro_s, T_ext); % Calor liberado pirólisis [J/s]
75 masa_air = -Q/(1017*(T_ext - T_in_air))*3600;
76
77 %% Oxidación
78 %Balance de masa estequiométrico combustión
79 n_air = (1/5)*(2*vC + 0.5*vH - vO)/2; % El oxígeno alimentado es un 1/5 del
80                                     % requerido para combustionar el
81                                     % total del digestato
82 Ratio = C_f;
83 PBMc = [npiro_s(1), f, npiro_s(2), npiro_s(3), npiro_s(4), npiro_s(5), ...
84         npiro_s(6), npiro_s(7), w, n_air, Ratio]; % Vector con coeficientes
85 % estequiométricos de las especies involucradas en la reacción (npiro_s),
86 % los moles de agua por mol de digestato (w), moles de aire (n_air) y el
87 % porcentaje de carbono fijo.
88 nox_0 = [1, 1, 1, 1, 1, 1]; % Adivinanza inicial de coeficientes
89         % estequiométricos para C, CO2, CO, CH4, C2H2
90         % y H2
91
92 % Resolución Balance Estequiométrico, entrega vector de mol/h
93 nox_s = fsolve(@(nox) BM_oxidacion(nox, PBMc), nox_0, options);
94
95 % Balance de energía oxidación
96 BE_ox = [w, npiro_s, f, n_air, nox_s, Tpiro_s]; % Vector con moles de agua
97 % por mol de digestato (w), coeficientes estequiométricos de las diferentes
98 % especies involucradas en la reacción de pirólisis y oxidación (npiro_s y
99 % nox_s), moles de carbón fijo por % mol de digestato (f) y temperatura
100 % de la pirólisis
101 Toxi_0 = Tpiro_s; % Adivinanza temperatura zona oxidación
102
103 % Resolución balance de energía
104 Toxi_s = fsolve(@(Toxi) BE_oxidacion (Toxi, BE_ox), Toxi_0, options);
105
106 % Salida moles de oxidación por especie [mol/h] (Se agrega H2 al final)
107 noxi_t = n_dig*[nox_s npiro_s(6)];
108
109 %% Reducción
110
111 % Dimensiones gasificador
112 l_reduc = l_red/1000; % Largo zona reducción [m]
113 D1 = D_a/1000; % Diámetro de la garganta [m]
114 D2 = 2.3*D1; % Grosor del metal [m]
115 V = (l_reduc*pi/3)*((D1^2 + D1*D2 + D2^2)/4); % Volumen zona reducción [m3]
116 R = 8.314; % Constante gases ideales [J/ mol K]
117 dz = 0:0.001:l_reduc; % Diferencial a lo largo de la zona de reducción [m]

```

```

118
119 % Presiones parciales de cada especie en la zona de reducción [Pa]
120 PCO2 = nox_s(2)*R*(Toxi_s + 273.15)/V;
121 PCO = nox_s(3)*R*(Toxi_s + 273.15)/V;
122 PCH4 = nox_s(4)*R*(Toxi_s + 273.15)/V;
123 PH2O = nox_s(5)*R*(Toxi_s + 273.15)/V;
124 PH2 = npiro_s(6)*R*(Toxi_s + 273.15)/V;
125 PN2 = nox_s(6)*R*(Toxi_s + 273.15)/V;
126 Pt = PCO2 + PCO + PH2O + PH2 + PCH4 + PH2 + PN2; % Presión total [Pa]
127
128 PM_gas = 20.34; % Peso molecular del syngas aproximada [g/mol]
129 % Adivinanza velocidad del gas
130 v0 = ((M_dig/3600)/(pi*(D1^2/4)))/rho_gas(Pt, Toxi_s, PM_gas);
131 Mol_0 = [nox_i_t(1), noxi_t(2), noxi_t(3), noxi_t(4), 0, noxi_t(5), ...
132         noxi_t(6), Toxi_s, v0, Pt]; % Adivinanza de moles (C, CO2, CO,
133                                     % CH4, H2, H2O y N2), temperatura de reducción,
134                                     % velocidad del gas y presión.
135
136 % Resolución sistema de EDOs zona de reducción
137 [z, Sr] = ode23s(@(z, Sr) reduccion(z, Sr, V, noxi_t(1), d_p), ...
138                dz, Mol_0);
139
140 %% Comparación y gráfico
141 S = zeros(length(z),10);
142
143 % Moles/m3 h por especie
144 for i = 1:7
145     S(:,i) = Sr(:,i);
146 end
147
148 S(:,8) = Sr(:,8); % Temperatura
149 S(:,9) = Sr(:,9); % Velocidad de gas
150 S(:,10) = Sr(:,10); % Presión
151
152 % Moles de cada especie [mol/h]
153 CO = S(length(z), 1)*V;
154 CO20 = S(length(z), 2)*V;
155 CO0 = S(length(z), 3)*V;
156 CH40 = S(length(z), 4)*V;
157 H20 = S(length(z), 5)*V;
158 H2O0 = S(length(z), 6)*V;
159 N20 = S(length(z), 7)*V;
160
161 Molesfinal = CO20 + CO0 + CH40 + H20 + N20 + H2O0 + CO; % [mol/h]
162 Flujofinal = (CO*12.011 + CO0*28.01 + CO20*44.01 + CH40*16.04 ...

```



```

163         + H2O*2.016 + N2O*28.0134 ...
164         + H2O0*18.01528)/1000; % Flujo syngas producido [kg/h]
165 Flujoaire = n_air*n_dig*(31.998 + 3.7619*28.0134)/1000; %[kg/h]
166 FO2 = n_air*n_dig*(31.998/1000);
167 FN2 = n_air*n_dig*(3.7619*28.0134)/1000;
168
169 % Composición molar del gas de síntesis
170 ToPlot = [CO0/Molesfinal, H2O/Molesfinal, CH40/Molesfinal, ...
171           CO20/Molesfinal, N20/Molesfinal H2O0/Molesfinal]*100;
172
173 % Gráfico composición molar del gas
174 figure1 = figure('NumberTitle','off','Name', ...
175                 'Composición molar del gas producto');
176 bar(ToPlot, .50, 'FaceColor','#7E2F8E');
177 title('Composición molar del gas producto');
178 grid on
179 set(gca,'xticklabel', {'CO', 'H2', 'CH4', 'CO2', 'N2', 'H2O'})
180 xlabel('Compuesto')
181 ylabel('Composición [%]','FontSize',12);
182
183 % Gráfico moles de carbono en la zona de reducción
184 figure2 = figure('NumberTitle','off','Name', ...
185                 'Moles de Carbono a lo largo de la zona de reducción');
186 plot(z, S(:,1), 'LineWidth', 2, 'Color', '#77AC30');
187 title('Moles de carbono a lo largo de la zona de reducción');
188 grid on
189 xlabel('Alto zona de reducción [m]', 'FontSize', 12);
190 ylabel('Moles de Carbono [mol]', 'FontSize', 12);
191
192 % Gráfico temperatura en la zona de reducción
193 figure3 = figure('NumberTitle', 'off', 'Name', ...
194                 'Temperatura a lo largo de la zona de reducción');
195 plot(z, S(:,8), 'LineWidth', 2, 'Color', '#D95319');
196 title('Temperatura a lo largo de la zona de reducción');
197 grid on
198 xlabel({'Alto zona de reducción [m]'}, 'FontSize', 12);
199 ylabel('Temperatura [K]', 'FontSize', 12);

```

Código B.2: Script para el balance de masa en la zona de pirólisis  
BM\_pirólisis.m

```

1 %% Submodelo de la zona de secado y pirólisis - Balance de masa %%
2
3 % En esta zona ocurren dos reacciones:
4 % 1.Rxn de secado C_bC H_bH O_bO * wH2O

```

```

5 % ->C_vC H_vH O_vO + np_Cf C_nvC + wH2O
6 % 2.Rxn de pirólisis: C_vC H_vH O_vO + C_nvC -> np_C C + np_CO2 CO2 +
7 % np_CO CO + np_CH4 CH4 + np_H2 H2 + np_H2O H2O
8
9 function BM_piro = BM_pirólisis(np, vi)
10 % Se define el conjunto de ecuaciones que determina la etapa de pirólisis
11 % Recibe un vector "np", que consiste en el coeficiente estequiométrico de
12 % cada especie y "vi", que son los moles de especie (C, H, O) volátiles por
13 % mol de digestato
14
15 % Definición vector np
16 np_C = np(1);
17 np_CO2 = np(2);
18 np_CO = np(3);
19 np_CH4 = np(4);
20 np_C2H2 = np(5);
21 np_H2 = np(6);
22 np_H2O = np(7);
23
24 %Definición vector vi
25 vC = vi(1);
26 vH = vi(2);
27 vO = vi(3);
28
29 % Nota: para utilizar fsolve se deben plantear ecuaciones igual a 0
30 % Balance de masa por especie para rxn 2
31 BC = np_C + np_CO2 + np_CO + np_CH4 + 2*np_C2H2 - vC; % BM para el carbono
32 BH = 4*np_CH4 + 2*np_H2 + 2*np_C2H2 + 2*np_H2O - vH; % BM para el hidrógeno
33 BO = 2*np_CO2 + np_CO + np_H2O - vO; % BM para el oxígeno
34
35 % Razones dadas por supuestos, se iguala a 0 para utilizar fsolve
36 R1 = 2*np_CO2 + np_CO - 1/5*vO; % 1/5 del oxígeno alimentado reacciona
37 % con el hidrógeno para formar CO y CO2
38 R2 = 4*np_CH4 + 2*np_C2H2 - 1/2*vH; % El 50 % del hidrógeno disponible es
39 % liberado en forma de CH4 y C2H2
40 R3 = np_CO/np_CO2 - 44/28; % La razón molar de CO y CO2 es igual a la
41 % razón de sus pesos moleculares
42 R4 = np_CH4/np_C2H2 - 26/16; % La razón molar de CH4 y C2H2 formados es
43 % inversamente proporcional a la razón de sus
44 % pesos moleculares
45
46 BM_piro = [BC; BH; BO; R1; R2; R3; R4];

```

Código B.3: Script para el balance de energía en la zona de pirólisis

BE\_pirolysis.m

```

1 %% Submodelo de la zona de secado y pirólisis - Balance de energía %%
2 function BE_piro = BE_pirolysis(T, P)
3 %% Se define el balance de energía a resolver utilizando fsolve.
4 %% Recibe un vector "T" que es la temperatura de operación en la zona y "P",
5 %% que son los flujos de digestato y agua en la entrada, junto con los
6 %% coeficientes estequiométricos de las diferentes especies involucradas
7 %% en la reacción y la temperaturas de entrada y externa.
8
9 %% Composición elemental en la forma C_bC H_bH O_bO S_bS N_bN * wH2O
10 bC = 30.20; %% Moles totales de carbono [mol]
11 bH = 53.11; %% Moles totales de hidrógeno [mol]
12 bO = 12.02; %% Moles totales de oxígeno [mol]
13 bN = 4.13; %% Moles totales de nitrógeno [mol]
14 bS = 0.55; %% Moles totales de azufre [mol]}
15
16 %% Definición T
17 T_piro_K = T(1); %% Temperatura de pirólisis [K]
18 %T_piro_K = T(1) + 273.15; %% Temperatura de pirólisis [K]
19
20 %% Definición vector "P"
21 %% Flujo máscopicos
22 m_dig = P(1); %% Flujo de entrada del digestato [mol/h]
23 m_H2O = P(2); %% Flujo de agua (humedad) en el digestato [mol/h]
24
25 %% Coeficientes estequiométricos
26 np_C = P(3);
27 np_CO2 = P(4);
28 np_CO = P(5);
29 np_CH4 = P(6);
30 np_C2H2 = P(7);
31 np_H2 = P(8);
32 np_H2O = P(9);
33 np_Cf = P(10); %% Coeficiente estequiométrico del carbono no volátil (fijo)
34
35 %% Temperaturas
36 T_i_K = P(11); %% Temperatura de ingreso del digestato [K]
37 T_ext = P(12); %% Tempertura del fluido externo (vapor de agua) [K]
38
39 %T_i_K = T_i + 273.15; %% Temperatura de ingreso del digestato [K]
40 T_ref = 298.15; %% Tempertura de referencia [K]
41
42 %% Calculo entalpía
43 %% Se calcula como Delta H = H_productos - H_reactantes

```

```

44 PM_dig = 12.011*bC + 1.00784*bH + 15.999*bO + 14.0067*bN + 32.065*bS;
45 H_dig = 105100; % Entalpía wastewater a 25[°C] en [J/kg]
46
47 % Entalpía compuestos en m*(hf + cp*Delta T) [J]
48 h_dig_in = m_dig*H_dig*PM_dig/1000;
49 h_H2O_in = m_H2O*(-241814 + Cp('H2O', T_ref, T_i_K));
50 h_C_out = (np_C + np_Cf)*Cp('C', T_ref, T_piro_K);
51 h_CO2_out = np_CO2*(-393510 + Cp('CO2', T_ref, T_piro_K));
52 h_CO_out = np_CO*(-110530 + Cp('CO', T_ref, T_piro_K));
53 h_CH4_out = np_CH4*(-74520 + Cp('CH4', T_ref, T_piro_K));
54 h_H2_out = np_H2*Cp('H2', T_ref, T_piro_K);
55 h_C2H2_out = np_C2H2*(228200 + Cp('C2H2', T_ref, T_piro_K));
56 h_H2O_out = (m_H2O + np_H2O)*(-241814 + Cp('H2O', T_ref, T_piro_K));
57
58 % Entalpía: Productos - Reactantes
59 Delta_H = (h_C_out + h_CO2_out + h_CO_out + h_CH4_out + h_H2_out + ...
60           h_C2H2_out + h_H2O_out) - (h_dig_in + h_H2O_in);
61
62 % Pérdida de calor en [J]
63 Q_p = Qp_loss(T_piro_K, T_ext);
64
65 % Balance de energía en [J]
66 BE_piro = Delta_H - Q_p;

```

Código B.4: Script para la pérdida de calor en la zona de pirólisis Qp\_loss.m

```

1 %% Cálculo calor liberado en pirólisis %%
2 function Q = Qp_loss(T_in, T_ext)
3 % Función que calcula el calor liberado en pirólisis, recibe como
4 % argumentos las temperaturas del fluido interno y externo en [K]
5
6 % Parámetros termodinámicos
7 k_ac = 16.3; % Conductividad térmica acero [W /m K]
8 h_vap = 1064.22; % Coeficiente de convección vapor de agua [W/ m2 K]
9 h_dig = 280.64; % Coeficiente de convección digestato [W/ m2 K]
10
11 e = 0.255/1000; % Espesor del material [m]
12
13 % Diámetro donde se encuentra cada especie
14 D_vap = 4.795 + e + 0.2; % Diámetro en donde se encuentra el vapor[m]
15 D_dig = 4.795 - e; % Diámetro en donde se encuentra el digestato [m]
16 D_log = (D_vap - D_dig)/(2*log(D_vap/D_dig)); % Diámetro logarítmico [m]
17
18 % Medidas gasificador

```

```

19 L_p = 4698.77; % Largo zona secado y pirólisis [m]
20 A_p = pi*D_log*L_p; % Área zona de pirólisis y secado [m2]
21
22 % Resistencia [m2 K / W]
23 R = (1/h_vap) + (1/h_dig)*(D_vap/D_dig) + (e/k_ac)*(D_vap/D_log);
24
25 U = 1/R; % Coeficiente global de transferencia de calor [W/ m2 K]
26
27 % Cálculo pérdida de calor en [J/s]
28 Q = 3600*U*A_p*(T_ext - T_in);

```

Código B.5: Script para el balance de masa en la zona de oxidación  
BM\_oxidacion.m

```

1 %% Submodelo de la zona de oxidación - Balance de masa %%
2
3 function BM_oxi = BM_oxidacion(nox, np)
4 % Se define el conjunto de ecuaciones que determina la etapa de oxidación
5 % Recibe un vector "nox" y "np", que consisten en los coeficientes
6 % estequiométricos de cada especie en las reacciones de oxidación y
7 % pirólisis, respectivamente
8
9 % Definición vector np
10 np_C = np(1) + np(2); % np(1) corresponde a carbono volátil y np(2) al fijo
11 np_CO2 = np(3);
12 np_CO = np(4);
13 np_CH4 = np(5);
14 np_C2H2 = np(6);
15 np_H2 = np(7);
16 np_H2O = np(8) + np(9); % np(9) corresponde al agua en el flujo de entrada
17 % y np(8) al agua producida en la pirólisis
18 n_air = np(10); % Entrada de aire (agente gasificante)
19 Ratio = np(11); % Razón metano y carbono fijo
20
21 % Definición vector nox
22 nox_C = nox(1);
23 nox_CO2 = nox(2);
24 nox_CO = nox(3);
25 nox_CH4 = nox(4);
26 nox_H2O = nox(5);
27 nox_N2 = nox(6);
28
29 % Nota: para utilizar fsolve se deben plantear ecuaciones igual a 0
30 % Balance de masa por especie
31

```

```

32 % Balance para el carbono
33 bC = (nox_C + nox_CO2 + nox_CO + nox_CH4) - (np_C + np_CO2 + np_CO ...
34     + np_CH4 + 2*np_C2H2);
35 % Balance para el hidrógeno
36 bH = (4*nox_CH4 + 2*nox_H2O) - (4*np_CH4 + 2*np_H2 + 2*np_C2H2 + 2*np_H2O);
37 % Balance para el oxígeno
38 bO = (2*nox_CO2 + nox_CO + nox_H2O) - (2*np_CO2 + np_CO + np_H2O ...
39     + 2*n_air);
40 % Balance para el nitrógeno
41 bN = 2*n_air*(79/21) - 2*nox_N2;
42
43 % Supuestos
44 R1 = nox_CO/nox_CO2 - 3.5606; % La razón molar de CO y CO2 es inversa a la
45     % razón de las energías de oxidación del C
46 R2 = nox_CH4/np_C - Ratio; % La razón molar entre CH4 y C es igual al
47     % carbono fijo
48
49 BM_oxi = [bC; bH; bO; bN; R1; R2];

```

Código B.6: Script para el balance de energía en la zona de oxidación  
BE\_oxidacion.m

```

1 %% Submodelo de la zona de oxidación - Balance de energía %%
2
3 function BE_oxi = BE_oxidacion(T, P)
4 % Se define el balance de energía a resolver utilizando fsolve.
5 % Recibe un vector "T" que es la temperatura de operación en la zona y "P",
6 % que son los flujos de digestato y agua en la entrada, junto con los
7 % coeficientes estequiométricos de las diferentes especies involucradas
8 % en la reacción y la temperaturas de entrada, externa y de referencia.
9
10 % Definición T
11 %T_oxi = T; % Temperatura de oxidación [°C]
12 T_oxi_K = T; %T_oxi + 273.15; % Temperatura de oxidación [K]
13
14 % Definición vector "P"
15 n_H2O = P(1); % Coef. estequiométrico del agua en el flujo de entrada
16 np_C = P(2);
17 np_CO2 = P(3);
18 np_CO = P(4);
19 np_CH4 = P(5);
20 np_H2 = P(6);
21 np_C2H2 = P(7);
22 np_H2O = P(8);
23 np_Cf = P(9); % Coeficiente estequiométrico del carbón fijo

```

```

24 n_air = P(10);
25 nox_C = P(11);
26 nox_CO2 = P(12);
27 nox_CO = P(13);
28 nox_CH4 = P(14);
29 nox_H2O = P(15);
30 nox_N2 = P(16);
31
32 % Temperaturas
33 T_i_K = P(17); % Temperatura de ingreso del digestato [°C]
34
35 %T_i_K = T_i + 273.15; % Temperatura de ingreso del digestato [K]
36 T_ref = 298.15; % Tempertaura de referencia [K]
37 T_air = 298.15; % Temperatura de entrada del aire [K]
38
39 % Calculo entalpia
40 % Se calcula como Delta H = H_productos - H_reactantes
41
42 % Entalpia compuestos en m*(hf + cp*Delta T) [J]
43 h_C_in = (np_C + np_Cf)*Cp('C', T_ref, T_i_K);
44 h_CO2_in = np_CO2*(-393510 + Cp('CO2', T_ref, T_i_K));
45 h_CO_in = np_CO*(-110530 + Cp('CO', T_ref, T_i_K));
46 h_CH4_in = np_CH4*(-74520 + Cp('CH4', T_ref, T_i_K));
47 h_H2_in = np_H2*Cp('H2', T_ref, T_i_K);
48 h_C2H2_in = np_C2H2*(228200 + Cp('C2H2', T_ref, T_i_K));
49 h_H2O_in = (n_H2O + np_H2O)*(-241814 + Cp('H2O', T_ref, T_i_K));
50 h_O2_in = n_air*Cp('O2', T_ref, T_air);
51 h_N2_in = n_air*(79/21)*Cp('N2', T_ref, T_air);
52
53 h_C_out = nox_C*Cp('C', T_ref, T_oxi_K);
54 h_CO2_out = nox_CO2*(-393510 + Cp('CO2', T_ref, T_oxi_K));
55 h_CO_out = nox_CO*(-110530 + Cp('CO', T_ref, T_oxi_K));
56 h_CH4_out = nox_CH4*(-74520 + Cp('CH4', T_ref, T_oxi_K));
57 h_H2O_out = nox_H2O*(-241814 + Cp('H2O', T_ref, T_oxi_K));
58 h_N2_out = nox_N2*Cp('N2', T_ref, T_oxi_K);
59
60 % Entalpia: Productos - Reactantes
61 Delta_H = (h_C_out + h_CO2_out + h_CO_out + h_CH4_out + h_H2O_out ...
62           + h_N2_out) - (h_C_in + h_CO2_in + h_CO_in + h_CH4_in ...
63           + h_H2_in + h_C2H2_in + h_H2O_in + h_O2_in + h_N2_in);
64
65 % Pérdida de calor en [J]
66 Q_ox = 0;
67
68 % Balance de energía en [J]

```

```
69 BE_oxi = Delta_H - Q_ox;
```

Código B.7: Script para el balance de masa y energía en la zona de reducción  
reduccion.m

```
1 %% Submodelo de la zona de reducción %%
2
3 function dS = reduccion(z, Sr, V, nr_CO, dp)
4 % Se define el sistema de EDOs que determina la etapa de reducción
5 % Recibe un vector
6
7 % Definición vector S
8 % Coeficientes estequiométricos
9 nr_C = Sr(1);
10 nr_CO2 = Sr(2);
11 nr_CO = Sr(3);
12 nr_CH4 = Sr(4);
13 nr_H2 = Sr(5);
14 nr_H2O = Sr(6);
15 nr_N2 = Sr(7);
16
17 % Parámetros de operación
18 T = Sr(8); % Temperatura de operación [K]
19 v = Sr(9); % Velocidad del gas [m/s]
20 P = Sr(10); % Presión en la zona de reducción [Pa]
21
22 n_t = (nr_CO2 + nr_CO + nr_CH4 + nr_H2 + nr_H2O + nr_N2); % Moles totales
23 % gas[mol/h m3]
24
25 %T_aux = T + 273.15; % [K]
26 T_ref = 298.15; % Temperatura de referencia [K]
27 ratio_rho = 0.2354/0.3627; %1.1 Razón entre la densidad del syngas y el aire
28
29 % Cinética
30 R = 8.314; % Constante de gases ideales [J/mol K]
31
32 % Factor de frecuencia [1/s]
33 A1 = 3.616*10;
34 A2 = 1.517*10^4;
35 A3 = 4.189*10^-3;
36 A4 = 7.301*10^-2;
37
38 % Energías de activación [J/ mol]
39 E1 = 77390;
40 E2 = 121620;
```



```

41 E3 = 19210;
42 E4 = 36150;
43
44 % Presiones de cada compuesto [Pa] P/V quite V
45 P_CO2 = nr_CO2*R*T;
46 P_CO = nr_CO*R*T;
47 P_H2O = nr_H2O*R*T;
48 P_H2 = nr_H2*R*T;
49 P_CH4 = nr_CH4*R*T;
50 P_N2 = nr_N2*R*T;
51 P_T = P_CO2 + P_CO + P_H2O + P_H2 + P_CH4 + P_N2; % Presión total [Pa]
52
53 % Cálculo de energía libre de Gibbs (G) para obtener ctes. de equilibrio
54 % en [J/mol]
55 G_CO2 = (-393510 + Cp('CO2', T_ref, T)) - 213.677*T;
56 G_CO = (-110530 + Cp('CO', T_ref, T)) - 197.556*T;
57 G_H2 = Cp('H2', T_ref, T) - 130.571*T;
58 G_CH4 = (-74520 + Cp('CH4', T_ref, T)) - 186.27*T;
59 G_C = Cp('C', T_ref, T) - 5.74*T;
60 G_H2O = (-241814 + Cp('H2O', T_ref, T)) - 188.724*T;
61
62 % Cálculo constantes de equilibrio
63 K1 = exp(-(2*G_CO - G_C - G_CO2)/(R*T));
64 K2 = exp(-(G_CO + G_H2 - G_H2O - G_C)/(R*T));
65 K3 = exp(-(G_CH4 - G_C - 2*G_H2)/(R*T));
66 K4 = exp(-(G_CO + 3*G_H2 - G_H2O - G_CH4)/(R*T));
67
68 % Cálculo CRF
69 % Para calcular el CRF se hace necesario obtener thiele
70 d_p0 = dp/1000; % Diámetro inicial de partícula [m]
71 d_eff = 0.0001135; % Difusividad efectiva en el seno del gas (N2)
72
73 % Cálculo CRF
74 A = 1;
75 B = 36.7;
76 thiele = d_p0*(8.5/d_eff)^0.5;
77 nu = (nr_C/nr_CO)/(3*thiele^2);
78 CRF = A*nu*exp(B*z);
79
80 % Velocidad de reacción en [mol/m3 s]
81 r1 = n_t*CRF*A1*exp(-E1/(R*T))*((P_CO2/P_T) - (P_CO/P_T)^2/K1);
82 r2 = n_t*CRF*A2*exp(-E2/(R*T))*((P_H2O/P_T) - (P_CO/P_T)...
83     *(P_H2/P_T)/K2);
84 r3 = n_t*CRF*A3*exp(-E3/(R*T))*((P_H2/P_T)^2 - (P_CH4/P_T)/K3);
85 r4 = n_t*A4*exp(-E4/(R*T))*((P_CH4/P_T)*(P_H2O/P_T) ...

```

```

86     - (P_CO/P_T)*(P_H2/P_T)^3/K4);
87
88 % Entalpía reacciones [J/mol]
89 dH1 = 172460;
90 dH2 = 131720;
91 dH3 = -74810;
92 dH4 = 206080;
93
94 % Balance de masa por especie según las reacciones
95 R_C = -r1 - r2 - r3;
96 R_CO2 = -r1;
97 R_CO = 2*r1 + r2 + r4;
98 R_CH4 = r3 - r4;
99 R_H2 = r2 - 2*r3 + 3*r4;
100 R_H2O = -r2 - r4;
101 R_N2 = 0;
102
103 % Calor específico a determinada temperatura [J/mol K]
104 Cp_C = (2.673 + 0.002617*T - 116900/T^2)/0.239;
105 Cp_CO2 = (10.34 + 0.00274*T - 195500/T^2)/0.239;
106 Cp_CH4 = (5.34 + 0.0115*T)/0.239;
107 Cp_CO = (6.60 + 0.0012*T)/0.239;
108 Cp_H2 = (6.62 + 0.00081*T)/0.239;
109 Cp_H2O = (8.22 + 0.00015*T + 0.00000134*T^2)/0.239;
110 Cp_N2 = (6.50 + 0.00100*T)/0.239;
111
112 % Sumatoria de concentración molar de cada especie por su calor específico
113 sum_n_c = (nr_C*Cp_C + nr_CO2*Cp_CO2 + nr_CO*Cp_CO + nr_CH4*Cp_CH4 ...
114           + nr_H2*Cp_H2 + nr_H2O*Cp_H2O + nr_N2*Cp_N2)/V; % [J/m3 K]
115
116 % Sumatoria velocidad neta de creación de cada especie
117 sum_R = R_C + R_CO2 + R_CO + R_CH4 + R_H2 + R_H2O + R_N2;
118
119 % Sumatoria velocidades de reacción por su respectiva entalpía
120 sum_r_dH = r1*dH1 + r2*dH2 + r3*dH3 + r4*dH4;
121
122 % Sumatoria vel. neta de creación de cada especie por su calor específico
123 sum_R_c = R_C*Cp_C + R_CO2*Cp_CO2 + R_CO*Cp_CO + R_CH4*Cp_CH4 ...
124           + R_H2*Cp_H2 + R_H2O*Cp_H2O + R_N2*Cp_N2;
125
126 % Sistema de EDOs de la zona de reducción
127 % Ec. presión
128 dP = 1183*ratio_rho*v^2 + 388.19*v - 79.896;
129
130 % Ec. velocidad aire

```

```

131 dv = (1/(sum_n_c + n_t*R))*((sum_n_c*sum_R)/n_t - sum_r_dH/T ...
132     - dP*(v/T + v*sum_n_c/P) - sum_R_c);
133
134 % Ec. temperatura
135 dT = (1/(v*sum_n_c))*(-sum_r_dH - v*dP - P*dv - T*sum_R_c);
136
137 % Ecuaciones para cada especie
138 dC = ((1/v)*(R_C - (nr_C/V)*dv));
139 dCO2 = ((1/v)*(R_CO2 - (nr_CO2/V)*dv));
140 dCO = ((1/v)*(R_CO - (nr_CO/V)*dv));
141 dCH4 = (1/v)*(R_CH4 - (nr_CH4/V)*dv);
142 dH2 = ((1/v)*(R_H2 - (nr_H2/V)*dv));
143 dH2O = (1/v)*(R_H2O - (nr_H2O/V)*dv);
144 dN2 = (1/v)*(R_N2 - (nr_N2/V)*dv);
145
146 dS = [dC; dCO2; dCO; dCH4; dH2; dH2O; dN2; dT; dv; dP];

```

Código B.8: Script para calcular el calor específico de los gases en el equipo  
Cp.m

```

1 %% Cálculo calor específico
2
3 function C_p = Cp(C_i, T_i, T_f)
4 % Recibe el nombre del compuesto, la temperatura inicial y final, para
5 % calcular el calor específico en [J/ mol K]
6
7 switch C_i
8     case 'H2O'
9         C_p = integral(@(T) 8.22 + 0.00015.*T + 0.00000134.*T.^2, ...
10             T_i, T_f)/0.239;
11     case 'C'
12         C_p = integral(@(T) 2.673 + 0.002617.*T - 116900./T.^2, T_i, ...
13             T_f)/0.239;
14     case 'CO2'
15         C_p = integral(@(T) 10.34 + 0.00274.*T - 195500./T.^2, T_i, ...
16             T_f)/0.239;
17     case 'CO'
18         C_p = integral(@(T) 6.60 + 0.0012.*T, T_i, T_f)/0.239;
19     case 'CH4'
20         C_p = integral(@(T) 5.34 + 0.0115.*T, T_i, T_f)/0.239;
21     case 'H2'
22         C_p = integral(@(T) 6.62 + 0.00081.*T, T_i, T_f)/0.239;
23     case 'C2H2'
24         C_p = integral(@(T) 21.8 + 0.092143.*T - 6.527e-5.*T.^2 + ...
25             18.21e-9.*T.^3, T_i, T_f);

```

```

26 case 'O2'
27     C_p = integral(@(T) 8.22 + 0.00015.*T + 0.00000134.*T.^2, T_i, ...
28             T_f)/0.239;
29 case 'N2'
30     C_p = integral(@(T) 6.50 + 0.00100.*T, T_i, T_f)/0.239;
31 end

```

Código B.9: Script para la densidad del gas de síntesis en el gasificador  
rho\_gas.m

```

1 %% Densidad del gas producto
2
3 function rho = rho_gas(P, T, PM)
4 % Función que calcula la densidad del gas producto, recibiendo la presión,
5 % temperatura y peso molecular
6
7 % % Variables y constantes
8 R = 0.08205746; % Constante de los gases ideales [atm L/mol K]
9 Pc = P*9.87*10^(-6); % Presión del gas en [atm]
10 Tc = T + 273.15; % Temperatura del gas en [K]
11
12 % % Cálculo
13 rho = Pc*PM/(R*Tc); % Densidad en [g/L] o [kg/m3]

```

Código B.10: Script para calcular la entalpía del digestato h\_dig.m

```

1 %% Cálculo de la entalpía del digestato
2 function h = h_dig(T_aux)
3 % Recibe la temperatura del digestato y calcula su entalpía considerando
4 % el calor específico constante
5
6 T_ref = 30 + 273.15; % Temperatura de referencia [K]
7 T = T_aux + 273.15; % Temperatura del digestato [K]
8
9 %% Completar con datos del digestato
10 PM_dig = 12*28.5 + 1*49.7 + 16*11.3; % Peso molecular digestato [g/mol],
11     % forma CHO
12
13 h_f = 1413.2*PM_dig; % Entalpía de formación digestato [J/mol]
14 Cp_dig = 0.55*PM_dig; % Calor específico digestato [J/ mol K]
15
16 % Entalpía [J/mol]
17 h = h_f + Cp_dig*(T - T_ref);

```

## B.4. Cálculo densidad y viscosidad cinemática del gas de síntesis

Para el cálculo de la densidad del gas de síntesis se utiliza la siguiente ecuación [62] [65]:

$$\rho_{syngas} = 0,957 \cdot e^{-0,002 \cdot T} \quad (B.11)$$

Con “T” la temperatura del gas de síntesis.

Con respecto a la viscosidad cinemática, se tiene la siguiente ecuación:

$$\nu_{syngas} = \frac{\mu_{syngas}}{\rho_{syngas}} \quad (B.12)$$

Donde “ $\rho_{syngas}$ ” corresponde a la densidad y “ $\mu_{syngas}$ ” a la viscosidad dinámica en [kg m<sup>-1</sup> s<sup>-1</sup>], que se obtiene con:

$$\mu_{syngas} = 10^{-11} \cdot T + 2 \cdot 10^{-8} \cdot T + 10^{-5} \quad (B.13)$$

## B.5. Calor específico del gas de síntesis

Para resolver el balance de energía del gas de síntesis en el intercambiador de calor, es necesario contar con el calor específico del combustible, el cual se estima multiplicando la fracción másica de cada especie que compone el combustible por su calor específico:

$$Cp_{syngas} = \sum_i x_i \cdot Cp_i \quad (B.14)$$

Con “ $x_i$ ” y “ $Cp_i$ ” la fracción másica<sup>2</sup> y calor específico de la especie “i”, correspondiente a CO<sub>2</sub>, CO, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub> y N<sub>2</sub>. A continuación se presentan los resultados:

Tabla B.2: Calor específico del gas de síntesis a la entrada del intercambiador de calor.

Especie / Valor	Composición másica	Calor específico [kJ kg <sup>-1</sup> K <sup>-1</sup> ]	Calor específico ponderado [kJ kg <sup>-1</sup> K <sup>-1</sup> ]
CO <sub>2</sub>	2,93 %	1,10	0,03
CO	43,52 %	1,10	0,48
CH <sub>4</sub>	4,18 %	3,43	0,14
H <sub>2</sub>	2,60 %	14,57	0,38
H <sub>2</sub> O	3,59 %	2,00	0,07
N <sub>2</sub>	42,10 %	1,09	0,46
		Total	1,56

<sup>2</sup> Correspondiente a los flujos de salida del gasificador, presentados en la Sección 4.3.6

## B.6. Temperatura del syngas en el intercambiador

Para calcular el coeficiente de convección externo es necesario contar con ciertas propiedades del gas de síntesis como la viscosidad cinemática, conductividad térmica y el número de Prandtl, para ello se determina la temperatura media entre la pared exterior y el fluido que circula por la carcasa y se hayan las propiedades del syngas a esa temperatura.

En particular, la temperatura media del agua ( $\bar{T}_{agua}$ ) en el interior de los tubos será el promedio de la temperatura de entrada (15 [°C]) y la de salida (40 [°C]), correspondiendo a 27,5 [°C], esto se realiza de forma análoga para el syngas, el cual tiene temperatura de entrada y salida de 795 y 50 [°C], obteniendo un promedio de  $\bar{T}_{syngas}$  422,5 [°C]. Luego se asume que la temperatura en un punto medio de la pared de cada tubo será:

$$\bar{T}_{tubo} = \frac{\bar{T}_{agua} + \bar{T}_{syngas}}{2} \quad (B.15)$$

Obteniendo una temperatura  $\bar{T}_{tubo} = 225$  [°C]. A partir de esto, se define que la temperatura a la cual se encuentran las propiedades para el gas de síntesis será el promedio entre la temperatura de los tubos y el syngas:

$$\bar{T}_{prop.} = \frac{\bar{T}_{tubos} + \bar{T}_{syngas}}{2} = 323,75 [°C] \quad (B.16)$$

A esta temperatura ( $\bar{T}_{prop.}$ ), se tienen las siguientes propiedades para el gas de síntesis:

- Viscosidad cinemática ( $\nu_{syngas}$ ) = 2,00  $\cdot 10^{-5}$  [m<sup>2</sup> s<sup>-1</sup>].
- Conductividad térmica = 0,045 [W m<sup>-1</sup> K<sup>-1</sup>]
- Número de Prandtl = 0,71 [-]

## B.7. Flujo volumétrico final del gas de síntesis

Para obtener el flujo volumétrico final del gas de síntesis presentado en la Sección 4.7 se multiplica el flujo másico de cada especie<sup>3</sup> que compone el gas de síntesis, por su densidad a 0 [°C]:

$$Q_{syngas} = \sum F_{i,syngas} \cdot PM_i \quad (B.17)$$

Con “ $F_{i,syngas}$ ” el flujo másico de la especie “i” en el syngas, “ $PM_i$ ” el peso molecular de la especie “i”, donde se consideran las especies CO<sub>2</sub>, CO, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub> y N<sub>2</sub> y se desprecian las cenizas y minerales dada su baja composición. En la Tabla B.3, se presenta el caudal final:

---

<sup>3</sup> Flujos a la salida del equipo PSA.

Tabla B.3: Caudal volumétrico del gas de síntesis luego de la purificación.

Especie / Dato	Flujo másico [kg h <sup>-1</sup> ]	Densidad [kg m <sup>-3</sup> ]	Flujo volumétrico [m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup> ]
CO <sub>2</sub>	38,6	2,0	19,8
CO	574,9	1,2	463,6
CH <sub>4</sub>	55,2	0,7	77,9
H <sub>2</sub>	34,2	0,1	386,4
N <sub>2</sub>	11,1	1,3	8,8
		Total	956,5

## Anexo C. Análisis económico

### C.1. Análisis de sensibilidad

A continuación se presentan los datos graficados en las Figuras 5.1 y 5.2 producto del análisis de sensibilidad realizado para la venta de gas de síntesis y la venta de digestato como fertilizante:

Tabla C.1: Análisis de sensibilidad para la venta del gas de síntesis.

Venta de gas de síntesis			
Variación	Precio [USD m <sup>-1</sup> ]	VAN [USD]	TIR
-20 %	0,0956	478.054	13,0 %
-10 %	0,1076	875.199	22,5 %
0 %	0,1195	1.272.344	31,3 %
10 %	0,1315	1.669.490	39,8 %
20 %	0,1434	2.066.635	48,1 %

Tabla C.2: Análisis de sensibilidad para la venta de digestato como fertilizante.

Venta de digestato como fertilizante			
Variación	Precio [USD t <sup>-1</sup> ]	VAN [USD]	TIR
-20 %	5,77	16.507	3,7 %
-10 %	6,49	76.240	15,0 %
0 %	7,21	135.625	24,6 %
10 %	7,93	195.015	33,5 %
20 %	8,65	254.402	41,9 %

## Anexo D. Análisis ambiental

## D.1. Poder calorífico del gas de síntesis

Las emisiones de gases de efecto invernadero producto de la combustión del gas de síntesis se calculan multiplicando el factor de emisión de gases de efecto invernadero por la energía eléctrica, es necesario determinar el poder calorífico del gas de síntesis, el cual se obtiene con la multiplicación de la fracción volumétrica de cada especie que compone el combustible por su poder calorífico:

$$PC_{syngas} = \sum_i x_i \cdot PC_i \quad (D.1)$$

Con “ $x_i$ ” y “ $PC_i$ ” la fracción volumétrica<sup>4</sup> y poder calorífico de la especie “ $i$ ”, correspondiente a CO, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>, se desprecia la composición de CO<sub>2</sub> y N<sub>2</sub>. A continuación se presentan los resultados:

Tabla D.1: Poder calorífico del gas de síntesis.

Especie / Dato	Composición volumétrica	Poder calorífico [MJ m <sup>-3</sup> ]	Poder calorífico ponderado [MJ m <sup>-3</sup> ]
CO	48,47 %	12,0	5,83
CH <sub>4</sub>	8,14 %	37,8	3,08
H <sub>2</sub>	40,39 %	11,8	4,75
		Total	13,66

---

<sup>4</sup> Presentadas en la Sección 4.7