



Universidad de Concepción
Facultad de ingeniería
Departamento de ingeniería química



Valorización energética de lodos biológicos de planta de tratamiento de aguas servidas

Por

Manuel Antonio Cárdenas Gamín

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

Profesor Guía

Claudio Zaror Zaror

Profesional Supervisor

Joaquín Faundez

Junio, 2023

Concepción (Chile)

©2023 Manuel Antonio Cárdenas Gamín

©2023 Manuel Antonio Cárdenas Gamín

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

Dedicatoria y Agradecimientos

Quiero dar las gracias al profesor Claudio Zaror por el apoyo en esta memoria de título y por la sabiduría brindada. También agradecer a los profesores y funcionarios de la facultad de ingeniería química por el trabajo que realizan día a día.

A mis amigos Andrés y Álvaro, agradecerles por todo el apoyo en este largo camino, no se olvidarán esas jornadas de estudio y trabajos que hicimos. Espero que se mantenga la amistad por muchos años más.

Mis amigos de Coyhaique, agradecerles por la amistad durante más de 10 años, por sus consejos, risas y todo lo bueno que entregan.

Agradecer a la empresa Aguaspatagonia y sus trabajadores por darme la posibilidad de realizar mi práctica profesional. Una mención especial a Manuel, Joaquín, José Luis, Jennifer, Francisco y Daniel quienes me dieron de su tiempo y consejos para crecer como profesional.

Por último, dar las gracias a mi familia en especial a mis padres Mario y Rosa por darme la posibilidad de salir a estudiar fuera de la región y por su apoyo incondicional, estaré eternamente agradecido.

Resumen

La planta de tratamiento de Coyhaique (Aguas Patagonia) genera lodos biológicos cuya disposición presenta severos desafíos ambientales y ofrece un interesante potencial de valorización. En efecto, la generación de biogás a partir de dichos lodos y su transformación en electricidad es una opción bastante frecuente en muchos países; sin embargo, no existe claridad acerca de su viabilidad económica bajo las condiciones existentes en la Región de Aysén. Esta memoria de título tiene como objetivo evaluar técnica y económicamente la opción de generación eléctrica a partir de los lodos secundarios de dicha planta de tratamiento. Los objetivos específicos se centran en estimar la tasa potencial de generación de biogás en base a los datos históricos de funcionamiento de la planta de tratamiento, dimensionar un sistema para generación de biogás y electricidad a partir de los lodos biológicos, y determinar los parámetros de rentabilidad económica asociados a la generación eléctrica a partir del biogás generado.

En base a los antecedentes recopilados, se estima una generación de biometano y de electricidad del orden de 97,1 m³/día y 367 kWh/día, respectivamente. Con las condiciones del estudio se requiere un biodigestor continuo de mezcla completa con un volumen de 3.477 m³ y un intercambiador de calor para transferir 225 kW al biodigestor. Debido a las bajas temperaturas de los lodos (13 – 17°C) se requiere un suministro energético de 203kW para mantener una temperatura de 33,1°C en el biodigestor, lo que reduce de manera significativa la cantidad de energía útil para exportar.

Desgraciadamente, bajo las condiciones de este estudio, el proyecto no es rentable, ya que la inversión requerida es del orden de US\$ 6,6 millones, con un VAN de USD\$ -7,8 millones y TIR del 7%, considerando un plazo de 25 años y una tasa de descuento del 15%.

La rentabilidad de un proyecto de estas características podría incrementar si se aumenta la escala de producción, reducen las pérdidas de calor del sistema, incrementa la concentración de lodos tratados e incluye la venta de bio-abono como subproducto de mayor valor agregado.

Abstract

The Coyhaique treatment plant (Aguas Patagonia) generates biological sludge whose disposal presents severe environmental challenges and offers an interesting potential for valorization. Indeed, the generation of biogas from such sludge and its transformation into electricity is a common option in many countries; however, its economic feasibility under the existing conditions in the Aysén Region is not clear. The objective of this thesis is to evaluate the option of electricity generation technically and economically from the secondary sludge of this treatment plant. The specific objectives are focused on estimating the potential rate of biogas generation based on the historical data of the treatment plant operation, dimensioning a system for biogas and electricity generation from biological sludge, and determining the economic profitability parameters associated with electricity generation from the biogas generated.

Based on the background information gathered, biomethane and electricity generation is estimated at 97,1 m³/day and 367 kWh/day, respectively. Under the conditions of the study, a continuous full-mix biodigester with a volume of 3,477 m³ and a heat exchanger to transfer 225 kW to the biodigester are required. Due to low sludge temperatures (13 - 17°C) an energy supply of 203kW is required to maintain a temperature of 33.1°C in the biodigester, which significantly reduces the amount of useful energy for export.

Unfortunately, under the conditions of this study, the project is not profitable, since the required investment is of the order of US\$ 6.6 million, with an NPV of US\$ -7.8 million and IRR of 7%, considering a term of 25 years and a discount rate of 15%.

The profitability of such a project could be increased by increasing the scale of production, reducing the heat losses of the system, increasing the concentration of treated sludge and including the sale of bio-compost as a value-added by-product.

Indice

1	Introducción	1
2	Objetivos de memoria de título	3
2.1	Objetivo general	3
2.2	Objetivos específicos	3
3	Revisión de literatura	4
3.1	Digestión Anaeróbica	4
3.1.1	Etapas de la digestión anaeróbica	4
3.2	Producción de metano	7
4	Metodología de trabajo.....	12
4.1	Objetivo específico 1: Estimar la tasa potencial de generación de biogás en base a los datos históricos de funcionamiento de la planta de tratamiento.	12
4.2	Objetivo específico 2: Dimensionar un sistema para generación de biogás y electricidad a partir de los lodos biológicos.....	14
4.3	Objetivo específico 3: Determinar los parámetros para factibilidad económica de generación eléctrica a partir del biogás generado.	23
5	Resultados y discusión	30
5.1	Desarrollo objetivo específico 1: Estimar las tasas de generación de biogás estimadas en base a los datos históricos de funcionamiento de la planta de tratamiento.....	30
5.2	Desarrollo objetivo específico 2: Dimensionar un sistema para generación de biogás y electricidad a partir de los lodos biológicos propuesto.....	35
5.3	Desarrollo objetivo específico 3: Evaluación económica del sistema de generación de metano y electricidad	37
6	Conclusiones	41
7	Bibliografía.....	43
8	Anexo	55

8.1 Anexo A: Variables que afectan el proceso de digestión anaeróbica.....	55
8.2 Anexo B: Estudios relacionados a la producción de biogás.....	58
8.3 Anexo C: Modelos de biodigestores.....	62
8.4 Anexo D: Caracterización planta aguas servidas de Coyhaique	66
8.5 Anexo E: Cálculos de generación y diseño de la planta de biogás.....	71
8.6 Anexo F: Evaluación económica del proyecto	89

Lista de tablas

Tabla 1: Valores típicos para los parámetros de la digestión anaeróbica	6
Tabla 2: Composición química promedio del biogás	7
Tabla 3: Resumen de estudios reportados en literatura para tasas de generación de metano en condiciones normales y otros datos de interés para este trabajo, a partir de lodos biológico....	9
Tabla 4: Valores promedio a utilizar en los distintos cálculos de diseño	13
Tabla 5: Porcentajes típicos de los valores de inversión en capital para los segmentos de costes directos e indirectos en el caso de plantas polivalentes o grandes ampliaciones de instalaciones existentes.....	27
Tabla 6: Parámetros de diseño del biodigestor	36
Tabla 7: Parámetros de diseño del agitador tipo hélice	36
Tabla 8: Parámetros de diseño del intercambiador de calor	37
Tabla 9: Costo totales de inversión del proyecto	38
Tabla 10: Resultados de la evaluación económica	40
Tabla 11: Resumen del Análisis de Sensibilidad de Parámetros en la Rentabilidad del Proyecto..	40
Tabla 12: Grupos de bacterias y pH en el que se encuentran activas	56
Tabla 13: Resumen de los valores obtenidos para ambos tamaños de membrana.....	59
Tabla 14: Temperatura mínima media anual para la ciudad de Coyhaique (2021)	67
Tabla 15: Valores promedio por mes entre 2019 y 2022.....	67
Tabla 16: Valores promedio por mes entre 2018 y 2022.....	68
Tabla 17: Valores promedio de los caudales por mes entre 2018 y 2022.....	68
Tabla 18: Valores promedio de DQO 2020 y 2022	69
Tabla 19: Valores promedio del consumo eléctrico en la PTAS entre 2019 y 2022	69

Tabla 20: Desviación estándar, valor promedio y rango de trabajo para los parámetros medidos en la PTAS	70
Tabla 21: Variantes de diseño gasómetro tipo tres cuartos de esfera	87
Tabla 22: Costos de los equipos en la planta	91
Tabla 23: Costo total de inversión	92
Tabla 24: Flujo de caja entre el inicio hasta el año 5 del proyecto	95
Tabla 25: Flujo de caja entre el 6 y 10 año del proyecto	95
Tabla 26: Flujo de caja entre el 11 y 15 año del proyecto	96
Tabla 27: Flujo de caja entre el 16 y 20 año del proyecto	96
Tabla 28: Flujo de caja entre el 21 y 25 año del proyecto	97
Tabla 29: Resultados finales evaluación económica	97
Tabla 30: Precio de la energía eléctrica Coyhaique.....	98

Lista de figuras

Figura 1: Diagrama esquemático que muestra los diversos pasos involucrados en la degradación completa de la materia orgánica a metano y dióxido de carbono	5
Figura 2: Inversión y flujo de caja para operaciones industriales.....	24
Figura 3: pH promedio de los lodos biológicos entre 2019 y 2022	30
Figura 4: Temperatura promedio de los lodos biológicos entre 2018 y 2022	31
Figura 5: Caudal promedio de los lodos biológicos entre 2018 y 2022.....	32
Figura 6: DQO promedio entre 2020 y 2022 lodos biológicos.....	33
Figura 7: Consumo eléctrico en la planta de tratamiento	34
Figura 8: Diagrama de procesos de la planta de biogás propuesta	35
Figura 9: Los regímenes de temperatura, junto con la tasa de crecimiento del microorganismo metanogénico	57

Figura 10: Biodigestor tipo hindú.....	62
Figura 11: Biodigestor tipo Chino	63
Figura 12: Biodigestor discontinuo.....	63
Figura 13: Biodigestor tipo laguna	64
Figura 14: Biodigestor tipo tubular.....	64
Figura 15: Reactor continuamente agitado	65
Figura 16: Diagrama de bloques planta tratamiento de aguas servidas Coyhaique.....	66
Figura 17: pHmetro YSI Econsense pH100A.....	85
Figura 18: Medidor Oxígeno disuelto y Temperatura YSI Econsense OD200	85
Figura 19: Caudalímetro IFC 050, Krohne	85
Figura 20: Kit de tubos de ensayos para determinar DQO	86
Figura 21: Equipo DR 900 y Termo reactor HACH.....	86
Figura 22: Gasómetro tres cuartos, Austria	87
Figura 23: Grupo generador LH400BMG, China.....	88
Figura 24: Factor Marshall & Swift desde 1970-1990	90
Figura 25: Línea de tendencia Marshall & Swift.....	90

Nomenclatura

A_i : Área de superficie i	$[m^2]$	PC_{CH_4} : Poder calorífico del metano	$\left[\frac{kWh}{m^3}\right]$
C_{DQO} : Concentración DQO	$\left[\frac{mgO_2}{L}\right]$	Pr : Número de Prandtl	
CF : Flujo de caja	$[USD\$]$	Q : Caudal volumétrico	$\left[\frac{m^3}{día}\right]$
C_i : Costo del equipo i	$[USD\$]$	\dot{Q}_i : Calor requerido de la corriente i	$\left[\frac{kJ}{s}\right]$
CTP : Costo total de producción	$[USD\$]$	R_B : Radio biodigestor	$[in]$
$C_{p,i}$: Calor específico de la corriente i	$\left[\frac{kJ}{kg\ ^\circ C}\right]$	Re : Número de Reynolds	
D_A : Diámetro del agitador	$[m]$	S : Tensión admisible del material	$[PSI]$
D_B : Diámetro biodigestor	$[m]$	t : Espesor biodigestor	$[mm]$
d : Depreciación	$[USD\$]$	TIR : Tasa interna de retorno	$[\%]$
E : Eficiencia de soldadura		TRH : Tiempo de retención hidráulico	$[días]$
E_E : Energía Eléctrica	$[kWh]$	U : Coeficiente global de transferencia de calor	$\left[\frac{W}{m^2\ ^\circ K}\right]$
ef : Eficiencia generador eléctrico		UDI : Utilidad después de impuesto	$[USD\$]$
e_i : Espesor en el que se transmite el calor	$[m]$	$UNAI$: Utilidad neta antes de impuesto	$[USD\$]$
F_C : Factor de corrección		VAN : Valor actual neto	$[USD\$]$
$F_{CH_4/DQO}$: Tasa de generación de CH_4 Tasa de generación de metano	$\left[\frac{m^3}{kg}\right]$	V_B : Volumen biodigestor	$[m^3]$
H_B : Altura biodigestor	$[m]$	V_{CH_4} : Volumen de CH_4	$\left[\frac{m^3}{día}\right]$
h_i : Coeficiente de convección del fluido	$\left[\frac{W}{m^2\ ^\circ K}\right]$	v_i : Velocidad del fluido i	$\left[\frac{m}{s}\right]$
IT : Inversión total	$[USD\$]$	ΔT_i : Variación de temperatura corriente i	$[^\circ C]$
k_i : Conductividad térmica	$\left[\frac{W}{m\ K}\right]$	ΔT_{ln} : Temperatura media logarítmica	$[^\circ K]$
N_p : Número de poder		μ_i : Viscosidad del fluido i	
Nu : Número de Nusselt		ρ_i : Densidad del fluido i	$\left[\frac{kg}{m^3}\right]$
\dot{m}_i : Flujo masico de la corriente i	$\left[\frac{kg}{s}\right]$	$\%DQO$: Porcentaje de remoción de DQO	
$M\&S$: Factor Marshall & Swift			

P : Presión de diseño [PSI]

P_A : Potencia del agitador [kW]

1 Introducción

El crecimiento de la población a nivel mundial es cada vez mayor, lo que trae consigo un aumento en el consumo energético, así como también un incremento en la generación de residuos sólidos y líquidos, los cuales deben ser tratados previamente para reducir el impacto al medio ambiente (Chang et al., 2011). Al tratar las aguas residuales de una comunidad, se puede generar un subproducto denominado biogás, el cual se ha utilizado como fuente de energía durante siglos, para calentar agua o encender farolas, por ejemplo. Debido a los desafíos socioambientales del siglo XXI, se ha aumentado el interés en la producción de energía más limpia, proveniente de fuentes naturales o el aprovechamiento de los residuos para generar energía alternativa, como es el caso del biogás.

El biogás es producido por digestión anaeróbica de materia orgánica y está compuesto de metano (CH_4), dióxido de carbono (CO_2), ácido sulfhídrico (H_2S) y otros gases en menor cantidad. El biogás se puede combustionar para generar electricidad y calor, o se puede purificar en un mayor grado para obtener biometano, un gas similar al gas natural y que tiene las mismas aplicaciones. Este último se inyecta en las redes de distribución de gas o se comprime para ser usado como biocombustible en vehículos de transporte; además genera un lodo estabilizado el cual se puede llegar a utilizar como abono en la agricultura (Achinas et al, 2017). A modo de ejemplo, en 2020, la ciudad de Hamburgo (Alemania) implementó una planta de biogás, que posee un sistema de limpieza para obtener biometano puro, el cual podrá reemplazar al gas natural de 5.700 hogares. (Dziadosz, 2020)

En Chile se están desarrollando proyectos de generación de energía a partir del biogás a diferentes escalas y para distintos usos energéticos. Existe un proyecto para inyectar energía renovable no convencional (ERNC) al Sistema Eléctrico Nacional (SEN), a partir del biogás generado en la planta de tratamiento de aguas servidas de la Farfana de Santiago, con capacidad para producir 30.000 m^3 de gas natural diariamente y aportar hasta el 4% del consumo diario de los hogares de la capital (Revistaei, 2008).

Por otro lado, según la declaración de impacto ambiental, actualmente la planta Mapocho-Trebal cuenta con tres motores de cogeneración que permiten la generación de 8,2 MWh de energía eléctrica y 7,4 MW de potencia térmica, permitiendo abastecer el 100% de los requerimientos térmicos actuales del tratamiento de lodos (acondicionamiento térmico de lodos y calefacción de digestores) y el 70% de los requerimientos eléctricos actuales de dicha planta. (Revistaei, 2018)

Por su parte, Coyhaique (XI Región) ha experimentado un significativo crecimiento de su población en los últimos años, lo que ha afectado su capacidad para satisfacer los requerimientos energéticos debido al sobreconsumo y las condiciones climáticas adversas durante el invierno. Adicionalmente, la generación de desechos líquidos ha incrementado de forma paralela al crecimiento y consumo de la población. Por tal motivo, es interesante evaluar la factibilidad de implementar una planta de producción de biogás y electricidad a partir de los lodos biológicos generados en el tratamiento de aguas servidas (PTAS) de Coyhaique, operada por la empresa Aguas Patagonia. Si bien esta opción tecnológica se ha implementado en diferentes partes del mundo desde hace muchas décadas, existen factores locales que pueden afectar negativamente su factibilidad económica, tales como escala de producción, condiciones ambientales, características de operación de las plantas de tratamiento, costo de la electricidad y de alternativas energéticas, entre otros.

En dicho contexto, este trabajo de memoria de título tiene como objetivo analizar la viabilidad técnico-económica de la producción de biogás en la planta de tratamiento de aguas servidas de Coyhaique, para la generación de electricidad, la cual se podría utilizar en la misma planta o dirigirla hacia la red eléctrica, así contribuyendo a la sustentabilidad energética de la región.

2 Objetivos de memoria de título

2.1 Objetivo general

Evaluar la factibilidad técnica y económica de la valorización de los lodos biológicos de la planta de tratamiento de residuos de Coyhaique, mediante la producción de energía eléctrica a partir de biogás.

2.2 Objetivos específicos

- Estimar la tasa potencial de generación de biogás en base a los datos históricos de funcionamiento de la planta de tratamiento.
- Dimensionar un sistema para generación de biogás y electricidad a partir de los lodos biológicos.
- Determinar los parámetros de factibilidad económica de generación eléctrica a partir del biogás generado.

3 Revisión de literatura

En este capítulo se presentan antecedentes de literatura directamente relevantes al desarrollo de este trabajo. En primer lugar, se resumen conceptos generales sobre tratamiento de aguas servidas. En seguida, se revisan diferentes etapas de la digestión anaeróbica y las variables a tener en cuenta para el diseño de procesos. Por último, se muestra una visión general del biogás y su potencial utilización para la generación de electricidad.

Los sistemas de tratamiento de aguas residuales se encuentran plenamente documentados en literatura, por lo que aquí solo se presentan aspectos directamente vinculados a esta memoria.

La producción y gestión de lodos biológicos en las plantas de tratamiento de aguas residuales es un aspecto medioambiental importante (Dodd.,2012; Hreiz et al., 2015; Pei et al.,2019). El lodo generado es un material complejo y peligroso ya que es rico en microorganismos patógenos y contaminantes tóxicos, con el potencial de provocar graves riesgos para la salud y el medioambiente (Bolobajev et al., 2014; Anjum et al.,2016; Chang et al., 2011).

Para estabilizar y reducir la peligrosidad de los lodos biológicos se han desarrollado una serie de operaciones físicas, químicas y biológicas, entre las que destaca la digestión anaeróbica debido a que permite aprovechar el potencial energético de los lodos (Chang et al., 2011; Xu et al., 2014).

3.1 Digestión Anaeróbica

La descomposición microbiológica anaeróbica es un proceso en el que los microorganismos obtienen energía y se reproducen al metabolizar materia orgánica en un ambiente libre de oxígeno, lo que resulta en la producción de metano (CH₄). (Abatenh et al., 2018). El proceso involucra tipos diferentes de especies microbianas que interactúan, la mayoría de los cuales no producen directamente metano (Mackie et al., 1998).

3.1.1 Etapas de la digestión anaeróbica

Con el fin de simplificar la presentación de los aspectos microbiológicos, bioquímicos y cinéticos de la digestión anaeróbica, se han descrito varios esquemas que separan estos procesos complejos en varias etapas en las que intervienen diferentes grupos metabólicos de

bacterias. (Bailey.,1998). La hidrólisis de las macromoléculas presentes es la primera etapa para la degradación de la materia orgánica, proporcionando así los sustratos que sirven como fuente de energía y carbono para los diferentes procesos metabólicos posteriores, constituyendo la etapa limitante en la producción de metano (Chang et al., 2011). El propionato y los ácidos grasos de cadena larga, así como ciertos ácidos orgánicos y los alcoholes resultantes, son descompuestos por otro grupo de bacterias conocidas como bacterias acetogénicas que generan H_2 . Por otro lado, existen otras bacterias que producen acetato y, ocasionalmente, otros ácidos a partir de H_2 y CO_2 . (Mackie et al., 1998).

Finalmente, las bacterias metanogénicas aprovechan rápidamente el H_2 producido por otras bacterias para convertir el CO_2 en CH_4 . Algunas de estas bacterias también convierten el acetato en CO_2 y CH_4 , lo cual es una reacción significativa en términos cuantitativos. Aproximadamente el 70% del metano producido se origina a partir del grupo metilo presente en el acetato. (Mah et al., 1977). En la figura 1 se representa la degradación de la materia orgánica.

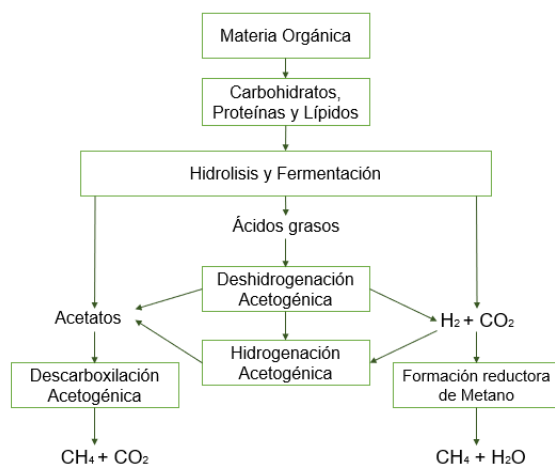


Figura 1: Diagrama esquemático que muestra los diversos pasos involucrados en la degradación completa de la materia orgánica a metano y dióxido de carbono. Fuente: (Mahmood et al., 2006)

La tasa de hidrólisis, en general, aumenta con la temperatura y con el tamaño de las partículas, debido fundamentalmente a la disponibilidad de superficie para la adsorción de las enzimas hidrolíticas. Existen pretratamientos, que permiten reducir el tamaño de las partículas, mejorando el proceso de hidrolisis, lo que trae como beneficios menores tiempos de retención y el tamaño de los reactores biológicos. (MINENERGIA et al., 2011)

En efecto, para ayudar a una rápida desintegración de la pared celular microbiana y liberar los compuestos intracelulares se han desarrollado pretratamientos físicos y/o químicos, como, por ejemplo, fotocatalisis; ozonización; hidrólisis térmica; ultrasonido, entre otros, aun cuando su implementación a escala industrial es limitada (Anjum et al.,2016; Zhang et al., 2010; Chang et al., 2011).

Los principales factores fisicoquímicos que afectan la eficiencia y velocidad de la digestión anaeróbica son:

- Naturaleza y composición de las materias primas
- Relación carbono-nitrógeno de las materias primas
- Sólidos totales y volátiles
- Temperatura y pH
- Presencia de sustancias inhibidoras
- Tiempo de retención hidráulico en el biodigestor

Estos factores fisicoquímicos deben ser tomados en consideración en el diseño de un sistema de generación de biogás y se describen en el Anexo 8.1, a modo de referencia.

La Tabla 1 resume los valores típicos de los principales factores fisicoquímicos, de acuerdo con información de literatura:

Referencias	Factores fisicoquímicos	Valores típicos
“Producción de biogás a partir de lodos de depuradora municipales” (Demirbas et al., 2016)	Relación C:N	[25-35]
“El biogás como fuente de energía renovable” (Balat & Balat., 2009)	Temperatura	[35-37]°C
“Estimación de la producción de biogás utilizando enfoques basados en datos para la digestión anaeróbica de aguas residuales municipales de regiones frías” (Asadi et al., 2020)	pH	[6,8-7,2]
“Efecto del tiempo de retención hidráulica en la digestión anaerobia” (Alepu & Li., 2016)	Tiempo de retención hidráulico	[15-30] días

Tabla 1: Valores típicos para los parámetros de la digestión anaeróbica Fuente: Elaboración Propia

3.2 Producción de metano

El biogás generado mediante digestión anaeróbica de la materia orgánica está compuesto principalmente por metano (CH₄) y dióxido de carbono (CO₂), con una composición química específica que depende del tipo de materia orgánica utilizada y de las condiciones de operación. El gas metano es lo que le da al biogás sus propiedades combustibles (Dee et al., 2022). En usos industriales, se requiere de tratamiento que permita purificar el metano y eliminar aquellos componentes nocivos, tales como ácido sulfhídrico, que pueden afectar al medio ambiente, los equipos y la salud de las personas.

Los rangos típicos de composición química del biogás reportados en literatura se resumen en la tabla 2.

Componente	Símbolo	Porcentaje (%)
Metano	CH ₄	55-70
Dióxido de carbono	CO ₂	27-44
Hidrogeno	H ₂	0.2-1
Ácido sulfhídrico	H ₂ S	0.2-3
Compuestos de Cloro		<1
Compuestos amoniacales		<1
Compuestos Halogenados		<1

Tabla 2: Composición química promedio del biogás. Fuente: (Kwaśny & Balcerzak, 2017)

Existe abundante información en literatura acerca de las tasas de generación de metano obtenidas en diferentes sistemas experimentales, que sería difícil cubrir a cabalidad en un trabajo de memoria de título. En esta ocasión, se seleccionaron estudios representativos, realizados en condiciones similares al sistema abordado en este trabajo para la digestión de lodos biológicos provenientes de plantas de tratamiento de aguas servidas domésticas. Los principales resultados cuantitativos de importancia directa para esta memoria obtenidos en dichas referencias se resumen en la Tabla 3 que se muestra a continuación. Uno de los parámetros clave que se utilizó en el estudio es la tasa de generación de metano. Es importante destacar que los valores de esta tasa se presentan en condiciones normales. Estas condiciones estándar se utilizan como punto de referencia para medir y comparar la producción de metano en los sistemas estudiados. Mayores antecedentes acerca de las características de los sistemas estudiados se presentan en el Anexo 8.2.

Autores	Tasa de generación de metano (0°C y 1 atm) (m ³ CH ₄ /kg DQO eliminada)	Porcentaje de eliminación DQO	Temperatura	pH	Tiempo de residencia (días)	Tipo de biodigestor
Alepu & Li, 2016	0,17	89%	35°C	6,9	30	CSTR
Konaté et al.,2014	0,25	62,7%	29,6°C	7,5	12	Batch
Ji et al.,2020	0,18	89,1%	25°C	6,9	0,5	Biorreactor de membrana anaeróbica
Bodkhe, 2009	0,34	67 %	35 C	7,2	6	Reactor anaeróbico con deflectores
Morandi et al., 2017	0,332	70 %	35°C		21	CSTR

Devlin et al, 2011	0,294	36,9 %	35	7,2	12	CSTR
(Manyuchi et al., 2018)			37	6,9	15	CSTR
Promedio	0,261	69,1%	33,1	6,9	14	-
Desviación estándar	0,07	19,3 %	4,23	0,5	10	-

Tabla 3: Resumen de estudios reportados en literatura para tasas de generación de metano en condiciones normales y otros datos de interés para este trabajo, a partir de lodos biológicos Fuente: Elaboración propia.

Además, se pueden realizar pretratamientos para los lodos biológicos así aumentar la producción de biogás, dos enfoques adicionales que se pueden mencionar son la irradiación por microondas y la hidrólisis térmica. Estos métodos se han utilizado para mejorar la eficiencia de la digestión anaeróbica y aumentar la producción de biogás. La irradiación por microondas implica someter los lodos biológicos a radiación de microondas, lo que genera un calentamiento rápido y uniforme de los sustratos orgánicos. Esto facilita la ruptura de las estructuras celulares y mejora la solubilización de la materia orgánica, lo que a su vez aumenta la disponibilidad de sustratos para la producción de biogás. Según un estudio se ha establecido que el uso de este pretratamiento puede generar un aumento de un 50% en la digestión anaeróbica, en comparación a lodos no tratados (Anjum et al., 2016). Por otro lado, la hidrólisis térmica implica someter los lodos biológicos a un tratamiento térmico a alta temperatura antes de la digestión anaeróbica. Esto ayuda a descomponer los compuestos orgánicos complejos en formas más solubles y fácilmente degradables, lo que mejora la bioaccesibilidad de los sustratos y aumenta la producción de biogás. Sin embargo, la hidrólisis térmica requiere condiciones y equipos especiales para el tratamiento térmico, lo que puede tener implicaciones técnicas y económicas adicionales. En un estudio se observó la solubilización de la materia orgánica de muestras de WAS y una mezcla de lodos primarios, y WAS del orden de 40-60 y 20-35%, respectivamente, cuando la temperatura de tratamiento es de 170 °C (Neyens & Baeyens, 2003).

Finalmente, se puede notar la existencia de varios tipos de biodigestores, cada uno con sus propias características y aplicaciones entre los que destacan los modelos hindú, chino, discontinuos, lagunas, continuos tubulares, continuos perfectamente mezclados. Una revisión resumida de estos sistemas se presenta en el Anexo 8.3. De acuerdo con los trabajos revisados aquí, los sistemas continuos perfectamente mezclados (CSTR) son una buena alternativa para la digestión de lodos biológicos porque el diseño del permite un aprovechamiento de los recursos, debido a que el sistema puede operar de manera constante sin interrupciones significativas. Esto reduce los costos asociados con paradas y arranques frecuentes, optimizando la eficiencia del proceso de producción. Además, el reactor CSTR puede adaptarse para utilizar una amplia variedad de materias primas orgánicas, lo que brinda flexibilidad en la selección de los insumos más económicos y disponibles localmente (Li et al., 2017).

En resumen, el uso de un reactor CSTR en la producción de biogás ofrece una solución económicamente viable al optimizar los recursos, reducir los costos de operación y maximizar la producción de biogás de manera eficiente.

Se puede concluir que los lodos secundarios provenientes de las instalaciones de tratamiento de aguas pueden ser aprovechados como un sustrato viable para la producción de metano a tasas significativas. Existe un amplio consenso en cuanto a las condiciones operativas necesarias, como el pH, la temperatura, la relación C:N y el tiempo de residencia, que permiten promover la generación exitosa de metano a partir de los lodos biológicos de las plantas de tratamiento de aguas residuales domésticas.

4 Metodología de trabajo

A continuación, se describe el marco metodológico utilizado para lograr cada uno de los objetivos planteados en este trabajo.

Se utilizaron valores promedio por cada uno de los meses de acuerdo con el año en que se tomaron las mediciones, además del uso de la desviación estándar para tener un rango de trabajo del parámetro. Estos cálculos se encuentran en el anexo 8.4.

Los criterios generales de diseño se basan en la guía de instalación de plantas de biogás a mediana y gran escala (GIZ, 2018), desarrollada entre el Ministerio de Energía de Chile y la Sociedad Alemana para la Cooperación Internacional.

4.1 Objetivo específico 1: Estimar la tasa potencial de generación de biogás en base a los datos históricos de funcionamiento de la planta de tratamiento.

Las actividades que se realizaron para desarrollar este objetivo son las siguientes:

- **Actividad 1.1:** Recopilación y análisis de información histórica de los registros operacionales de la PTAS Coyhaique respecto a pH, temperatura, caudales, gasto energético y DQO.

pH y Temperatura: Los datos obtenidos entre los años 2019 y 2022 fueron medidos con un pHmetro (YSI, Econsense pH100A, Estados Unidos) el cual es capaz de medir pH y temperatura (ver figuras 17 y 18 del anexo 8.5). Las mediciones realizadas fueron medidas en el lodo recirculado hacia el reactor biológico.

Caudales: Los promedios mensuales del caudal de lodo recirculado fueron medidos diariamente mediante un caudalímetro (IFC 050, Krohne, Alemania). (ver figura 19 del anexo 8.5).

DQO: La determinación de la demanda química de oxígeno se realizó con kits de laboratorio de DQO (Vial Rango Alto, HACH, Estados Unidos) que pueden medir en un rango de 500 a 10000 mg/L), (ver figura 20 del anexo 8.5, donde se incluye una descripción del procedimiento utilizado).

- **Actividad 1.2 Estimar la tasa de generación de metano a partir de los lodos biológicos**
- Con los datos disponibles de flujos de lodo y contenido de DQO se determinar la producción de biogás

Para determinar la cantidad de metano generado se utilizan los siguientes valores seleccionados a partir de la información que se presenta en el capítulo 3; en la tabla 4 se muestra un resumen de los promedios:

	Tasa de generación de metano (m ³ CH ₄ /kg DQO eliminada)	Porcentaje de eliminación DQO	Temperatura	pH	Tiempo de residencia (días)
Promedio	0,261	69,1%	33,1	6,9	14

Tabla 4: Valores promedio a utilizar en los distintos cálculos de diseño. Fuente: Elaboración propia.

El caudal de metano generado se puede calcular mediante la ecuación 1 (Pelegri.,2022):

$$Q_{Metano} = C_{DQO} \left(\frac{mgO_2}{L} \right) * 10^{-6} \left(\frac{kg}{mg} \right) * 1000 * \left(\frac{L}{m^3} \right) * Q_l \left(\frac{m^3}{dia} \right) * (\%DQO\ removido) * F_{CH_4/DQO} \left(\frac{m^3 NCH_4}{kg DQO\ removido} \right) \quad (1)$$

Donde:

C_{DQO} : Concentración de la demanda química de oxígeno por los microorganismos presentes en los lodos biológicos $\left[\frac{mgO_2}{L} \right]$

Q_l : Caudal de lodo biológico $\left[\frac{m^3}{dia} \right]$

$F_{CH_4/DQO}$: Tasa de generación de metano $\left[\frac{m^3 NCH_4}{kg DQO\ removida} \right]$

$\%DQO$: Porcentaje de eliminación de DQO

- **Actividad 1.3: Determinar la cantidad de energía eléctrica obtenida**

De acuerdo con el trabajo reportado por Kwaśny & Balcerzak, como se muestra en la tabla 2 las características del biogás, la principal fuente del potencial energético es el metano, la que se puede transformar en energía eléctrica, de acuerdo con esto se utilizará un factor para determinar la energía de 10 kWh/m³ de metano (Makisha & Semenova., 2018).

También, es importante considerar que para producir la energía eléctrica se necesita de un generador, el cual tiene una eficiencia asociada, que depende del motor, combustible, entre algunas de las variables. Para los cálculos se considerará una eficiencia de 38% del generador eléctrico. (Goulding & Power, 2013)

Para determinar la energía eléctrica a producir, se puede utilizar la siguiente ecuación (Ji et al., 2021):

$$E_E = V_{CH_4} * PC_{CH_4} * ef \quad (2)$$

Donde:

E_E : Energía eléctrica generada [kWh]

V_{CH_4} : Volumen generado de metano [m³]

PC_{CH_4} : Poder calorífico del metano $\left[\frac{kWh}{m^3}\right]$

ef : Eficiencia del generador eléctrico

Además, se determinará la cantidad de CO₂ que se puede disminuir a la atmosfera a través de un factor de conversión de la energía eléctrica que tiene un valor de $0,555 \left[\frac{kgCO_2}{kWh}\right]$ (Takaoka et al., 2014).

4.2 Objetivo específico 2: Dimensionar un sistema para generación de biogás y electricidad a partir de los lodos biológicos.

Las actividades que se realizaron para desarrollar este objetivo son las siguientes:

- **2.1 Selección de los equipos requeridos para la generación de metano y electricidad**

Dimensionamiento de los equipos del sistema de generación de metano.

En esta sección se muestran las ecuaciones y consideraciones utilizadas para el dimensionamiento del biodigestor, agitador, intercambiador de calor, gasómetro. Los cálculos se muestran respectivos se presentan con mayor detalle en el anexo 8.5.

Dimensionamiento del biodigestor

El volumen para el biodigestor se puede calcular en base al tiempo de residencia hidráulico (Matheri et al., 2018):

$$V_B = TRH \text{ [día]} * Q_l \left[\frac{m^3}{día} \right] \quad (3)$$

Donde:

$TRH = \text{Tiempo de retención hidráulico [días]}$

$Q_l = \text{Caudal de lodo} \left[\frac{m^3}{día} \right]$

$V_B = \text{Volumen biodigestor} [m^3]$

Se ha decidido utilizar un valor promedio de 14 días para el tiempo de retención hidráulico (TRH) basándonos en un análisis de diferentes estudios científicos como se muestra en la tabla 3 del capítulo 3. Este valor se considera adecuado para asegurar una adecuada descomposición de los sustratos orgánicos y una generación óptima de biogás, maximizando así la eficiencia del sistema.

En el diseño de un biodigestor, cuando no se dispone de datos específicos de cinética, como las tasas de degradación de los componentes orgánicos, el enfoque del tiempo de retención hidráulico (TRH) se utiliza en varios documentos como una herramienta importante (Arnau et al., 2021; Bachmann, 2013; Matheri et al., 2018). Aunque el enfoque del TRH no reemplaza la necesidad de datos cinéticos precisos, puede ser útil para hacer estimaciones y aproximaciones iniciales en el diseño de un biodigestor.

Como se mencionó en el capítulo anterior, el digestor seleccionado es del tipo continuo perfectamente mezclado. En este caso, se utiliza una relación altura/diámetro igual a 1:1 (Matheri et al., 2018) ya que proporciona una buena eficiencia de mezcla dentro del biodigestor. Con un diámetro adecuado y una altura proporcionalmente mayor, se puede lograr una distribución homogénea de la materia orgánica y los microorganismos en el reactor.

$$\frac{D_b}{H_B} = \frac{1}{1} \quad (4)$$

El tanque cilíndrico del digestor de volumen (V_B), se calcula como (Matheri et al., 2018):

$$V_B = \frac{H_B * D^2 * \pi}{4} \quad (5)$$

Donde:

$R_B =$ Radio del biodigestor [m]

$H_B =$ Altura del biodigestor [m]

$V_B =$ Volumen biodigestor [m^3]

Además, se debe considerar el uso de SOLVER en Excel para el cálculo de la altura al quedar una ecuación de tercer grado al reemplazar la relación 1:1 (Matheri et al., 2018), se obtiene lo siguiente:

$$V_B - \frac{H_B^3 \pi}{4} = 0 \quad (6)$$

El cálculo del espesor para el biodigestor de acero inoxidable (Bianco et al., 2021), se puede realizar utilizando la siguiente ecuación 7, la cual se obtiene desde el código ASME VIII:

$$t = \frac{PR_B}{SE - 0,6P} \quad (7)$$

Donde:

$t =$ Espesor del biodigestor [in]

$P =$ Presión de diseño [PSI]

$R_B =$ Radio del biodigestor [in]

$S =$ Tensión admisible del material [PSI]

$E =$ Eficiencia de la soldadura

Dimensionamiento del agitador del biodigestor

En este caso, se escoge un agitador de tipo hélice, que generalmente se recomienda para grandes estanques con fluidos que cuentan con baja viscosidad o semejantes a la del agua (Ward et al, 2008). Se supone que los lodos tienen una viscosidad parecida a la del agua ya que los lodos cuentan con un 5% de sólidos totales aproximadamente. (Baroutian et al. 2013). Para el diseño del agitador se sugiere que el diámetro del agitador debe ser un tercio del diámetro del biodigestor. Esta regla se basa en consideraciones de eficiencia de mezcla y evitación de cortocircuitos en el reactor (Böhm et al., 2019).

$$D_A = \frac{D_B}{3} \quad (8)$$

Donde:

$D_A = \text{Diámetro Agitador [m]}$

$D_B = \text{Diámetro biodigestor [m]}$

Para determinar la potencia con la que debe contar el agitador se utiliza la ecuación 9 (Okwu et al., 2020):

$$P_A = N_p * D_A^5 * N^3 * \rho_l \quad (9)$$

Donde:

$P_A = \text{Potencia del agitador [kW]}$

$N^3 = \text{Velocidad para el eje del agitador } \left[\frac{1}{s^3} \right]$

$N_p = \text{Número de poder agitador}$

$D_A = \text{Diámetro Agitador [m]}$

$\rho_l = \text{Densidad lodo } \left[\frac{kg}{m^3} \right]$

Los cálculos se detallan en el anexo 8.5.

Dimensionamiento del intercambiador de calor para el biodigestor

El biodigestor requiere de un intercambiador de calor para mantener la temperatura constante de 33,1°C de acuerdo con lo determinado en la tabla 4. Para el diseño de este se requieren parámetros como: Largo, diámetro de tubería y área de transferencia.

Se debe conocer el valor de la energía calórica que necesita el biodigestor para mantener la temperatura, por lo tanto, se utiliza la ecuación 10 donde se considera los flujos de calor relacionados con los lodos y el agua. Su uso se justifica en base al principio de conservación de energía, teniendo en cuenta los flujos de calor entrantes y salientes en el biodigestor, y considerando propiedades termofísicas como la masa, el flujo másico, la capacidad calorífica y la diferencia de temperatura. El balance de calor permite evaluar el equilibrio térmico en el biodigestor y garantizar un control adecuado de la temperatura y un funcionamiento eficiente (Pedersen et al., 2020).

$$\dot{Q}_{calor,lodo} = \dot{m}_l * C_{p,lodo} * \Delta T_{lodo} = -\dot{m}_{H2O} * C_{p,H2O} * \Delta T_{H2O} \quad (10)$$

Donde:

$$\dot{Q}_{calor,lodo} = \text{Calor requerido por la corriente de lodo} \left[\frac{kJ}{s} \right]$$

$$\dot{m}_l = \text{Flujo de alimentacion de lodo al biodigestor} \left[\frac{kg}{s} \right]$$

$$C_{p,lodo} = \text{Calor especifico del lodo en el biodigestor} \left[\frac{kJ}{kg \text{ } ^\circ C} \right]$$

$$\Delta T_{lodo} = \text{Variacion de temperatura entre la alimentacion y el biodigestor} [^\circ C]$$

$$\dot{m}_{H2O} = \text{Flujo de agua en el intercambiador de calor} \left[\frac{kg}{s} \right]$$

$$C_{p,H2O} = \text{Calor especifico del agua} \left[\frac{kJ}{kg \text{ } ^\circ C} \right]$$

$$\Delta T_{H2O} = \text{Variacion de temperatura en la entrada y salida del intercambiador} [^\circ C]$$

Cuando se trabaja con digestión anaeróbica, el calor específico del fluido (lodo) se puede estimar mediante una función que relaciona los sólidos totales que presenta la solución (Hashimoto et al., 1981), se utiliza la siguiente expresión:

$$C_{p,lodo} = 4,18 * (1 - 0,00812 * \%SólidosTotales) \quad (11)$$

Además, para determinar el área de transferencia de calor del intercambiador de calor se utiliza la siguiente ecuación (Incropera & DeWitt., 1999).

$$\dot{Q} = U * A * \Delta T_{ln} \quad (12)$$

Donde:

\dot{Q} = calor transferido [kW]

U = Coeficiente global de transferencia de calor $\left[\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ K}\right]$

A = area transferencia de calor [m^2]

ΔT_{ln} = Temperatura media logaritmica [$^\circ K$]

Donde se debe utilizar el calor calculado a partir ecuación 9.

Coeficiente global de transferencia de calor

El coeficiente total de transferencia de calor (U) es la suma de las resistencias al flujo de calor a través de una superficie o tubería. Incluye la resistencia del medio o fluido en contacto con la superficie, la resistencia del material de la pared, las capas de recubrimiento y la resistencia del ambiente circundante (Incropera & DeWitt., 1999).

Se calcula de la siguiente forma.

$$\frac{1}{U_B} = \frac{1}{h_{aire}} + \frac{e_B}{k_B} + \frac{e_p}{k_p} + \frac{1}{h_{lodo}} \quad (13)$$

Donde:

U_B : Coeficiente global transferencia de calor para el biodigestor $\left[\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ K}\right]$

e_B : Espesor de acero del biodigestor [m]

e_p : Espesor del poliestireno (aislante) [m]

h_{aire} : Coeficiente de convección del aire $\left[\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ K}\right]$

h_{lodo} : Coeficiente de convección del lodo biológico $\left[\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ K}\right]$

k_B : Conductividad térmica del acero $\left[\frac{W}{m \cdot K}\right]$

k_p : Conductividad térmica del poliestireno $\left[\frac{W}{m \cdot K}\right]$

De la misma forma se puede determinar el coeficiente global U para el intercambiador de calor mediante la ecuación 14.

$$\frac{1}{U_I} = \frac{1}{h_{H_2O}} + \frac{e_I}{k_I} + \frac{1}{h_I} \quad (14)$$

Donde:

U_I : Coeficiente global de transferencia de calor del intercambiador $\left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right]$

h_{H_2O} : Coeficiente de convección del agua $\left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right]$

h_{lodo} : Coeficiente de convección del lodo biológico $\left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right]$

e_I : Espesor tubería del intercambiador de calor

k_I : Conductividad térmica del acero del intercambiador de calor $\left[\frac{W}{m \cdot K} \right]$

El coeficiente global de transferencia de calor del biodigestor se utiliza para determinar la cantidad de calor perdido hacia el exterior. Para calcular este coeficiente, es necesario obtener los coeficientes de convección, los cuales pueden ser determinados utilizando el Nusselt. El número de Nusselt se emplea tanto para calcular el coeficiente de convección del lodo en el digestor como el coeficiente de convección del agua del intercambiador de calor.

Numero de Nusselt

El número de Nusselt es un número adimensional que se utiliza para describir la eficiencia de transferencia de calor convectiva en una interfaz entre un fluido y una superficie sólida. (Çengel & Ghajar., 2015).

El número de Nusselt se calcula de la siguiente forma

$$Nu = \frac{h_i * D}{k} \quad (15)$$

Donde:

Nu = Número de Nusselt

h_i = Coeficiente de convección del fluido $\left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right]$

D = Diametro en que se encuentra el fluido [m]

k = Conductividad termica del fluido $\left[\frac{W}{m \cdot K} \right]$

El Nusselt para el lodo del biodigestor, se calcula con la ecuación 16 (Chilton et al., 1944), que corresponde a estanques agitados con intercambiador de calor, mientras que para el agua se utiliza la ecuación 17 (Malina & Sparrow.,1964).

$$Nu = 0,87 * \left(\frac{D_A^2 * \rho_{lodo} * N}{\mu_{lodo}} \right)^{0,62} * \left(\frac{C_{p,lodo} * \mu_{lodo}}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu_c}{\mu_{lodo}} \right)^{0,14} \quad (16)$$

$$Nu = 0,023 * Re^{0,8} Pr^{0,4} \quad (17)$$

El área para el tope y base del biodigestor se calcula mediante la siguiente ecuación (Sheryazov et al., 2018):

$$A_B = A_T = \frac{D_B^2 * \pi}{4} \quad (18)$$

El área para el manto del biodigestor se calcula como:

$$A_M = \pi * D_B * H_B \quad (19)$$

Luego el calor total necesario se puede determinar entre la suma del calor perdido al exterior y el calor que requiere la corriente de lodo a la entrada del biodigestor (Caposciutti et al., 2020).

$$\dot{Q}_T = \dot{Q}_{perdidas} + \dot{Q}_{calor,lodo} \quad (20)$$

Para determinar el flujo de agua requerido se utiliza la siguiente expresión (Sotoodeh, 2018):

$$v_{H2O} = \frac{m_{H2O}}{A_u} \quad (21)$$

Donde:

v_{H2O} : Velocidad del agua $\left[\frac{m}{s} \right]$

m_{H2O} : Caudal de agua $\left[\frac{kg}{s} \right]$

A_u : Área por la que se transporta el agua m^2

Número de Reynolds

El número de Reynolds, el cual es una cantidad adimensional y se expresa la ecuación a continuación (Çengel & Ghajar., 2015):

$$Re = \frac{v * D * \rho}{\mu} \quad (22)$$

Donde:

v : Velocidad del fluido $\left[\frac{m}{s}\right]$

D : Diámetro por donde pasa el fluido $[m]$

μ Viscosidad del fluido $\left[\frac{kg}{m*s}\right]$

ρ : Densidad del fluido $\left[\frac{kg}{m^3}\right]$

Numero de Prandtl

El número de Prandtl es un número adimensional que describe la relación entre la transferencia de calor y la transferencia de masa en un fluido.

El número adimensional de Prandtl es definido como (Çengel & Ghajar., 2015):

$$Pr = C_p * \frac{\mu}{k} \quad (23)$$

Donde:

C_p : Capacidad calorífica del fluido $\left[\frac{kJ}{kg*^{\circ}C}\right]$

μ : Viscosidad del fluido $\left[\frac{kg}{m*s}\right]$

k : Conductividad térmica del fluido $\left[\frac{W}{m*^{\circ}K}\right]$

En el caso del lodo, se requiere el número de Reynolds y el número de Prandtl para determinar el número de Nusselt, lo que permitirá obtener el coeficiente de convección correspondiente. Por otro lado, al calcular el flujo másico de agua necesario, se puede determinar la velocidad del agua y utilizar la ecuación de Reynolds para saber si el flujo es turbulento o laminar. Estos cálculos son esenciales para obtener el coeficiente de convección adecuado para el intercambiador de calor, y a partir de él, se puede determinar el área requerida para la transferencia de calor.

En resumen, utilizando el número de Nusselt, se calculan los coeficientes de convección tanto para el lodo como para el agua, lo que permite estimar el calor perdido hacia el exterior y determinar el área requerida para la transferencia de calor. Además, se emplea el número de Reynolds y el número de Prandtl para calcular el flujo másico de agua y determinar si el flujo

es turbulento o laminar, lo cual tiene implicaciones en el diseño y la eficiencia del biodigestor. El detalle de los cálculos se presenta en el anexo 8.5.

Dimensionamiento del gasómetro

El gasómetro se diseña mediante la ecuación 24, donde se considera un volumen del 6,7% de la producción total de biogás de un mes. (Santos et al, 2016)

$$V_{Gasometro} = 6,7\% * \left(Q_{biogas} \left(\frac{m^3}{dia} \right) * 30 \text{ días} \right) \quad (24)$$

Los cálculos correspondientes se encuentran en el anexo 8.5.

4.3 Objetivo específico 3: Determinar los parámetros para factibilidad económica de generación eléctrica a partir del biogás generado.

La evaluación económica del proyecto se basa en el texto de Peters & Timmerhaus “Plant design and economics for chemical engineer” (Peter & Timmerhaus, 1991)

Las actividades que se realizaron para desarrollar este objetivo son las siguientes:

- **Actividad 3.1:** Determinar el valor de los distintos equipos y operaciones que se deben tener en cuenta para la producción de biogás.
- **Actividad 3.2:** Realizar evaluación económica mediante el cálculo del valor actual neto (VAN) y la tasa interna de retorno (TIR).

Indicadores para la evaluación de proyecto

A continuación, se detallan algunos de los indicadores utilizados en este trabajo.

Flujo de caja

La construcción de los flujos de caja puede basarse en una estructura general que se aplica a cualquier finalidad del estudio de proyectos (Sapag & Sapag, 2008). Para un proyecto que busca medir la rentabilidad de la inversión, el ordenamiento propuesto es el que se muestra en la figura 2.

+ Ingresos afectos a impuestos
- Egresos afectos a impuestos
- Intereses del préstamo
- Gastos no desembolsables
= Utilidad antes de impuesto
- Impuesto
= Utilidad después de impuesto
+ Ajustes por gastos no desembolsables
- Egresos no afectos a impuestos
+ Beneficios no afectos a impuestos
+ Préstamo
- Amortización de la deuda
= Flujo de caja

Figura 2: Inversión y flujo de caja para operaciones industriales. Fuente: (Sapag & Sapag, 2008)

Valor Actual Neto (VAN)

Este criterio plantea que el proyecto debe aceptarse si su valor actual neto (VAN) es igual o superior a cero, donde el VAN es la diferencia entre todos sus ingresos y egresos expresados en moneda actual. Se representa mediante la siguiente ecuación (Sapag & Sapag, 2008):

$$VAN = \sum_{t=1}^n \frac{Y_t}{(1+i)^t} - \frac{E_t}{(1+i)^t} - I_0 \quad (25)$$

Y_t : Flujo de ingresos del proyecto

E_t : Flujo de egresos del proyecto

I_0 : Inversión inicial en el momento cero de la evaluación

i : Tasa de descuento fijada para el proyecto

t : Número de un periodo en específico

n : Número de periodos totales del proyecto

La tasa de descuento es el valor del dinero en el tiempo, este depende del riesgo que tiene el proyecto. Se utiliza una tasa de descuento del 15% sugerida por la empresa que se justifica de acuerdo con el costo de oportunidad, el riesgo y la volatilidad del sector, el costo de capital esperado por los inversionistas y las políticas internas de la empresa. La elección de la tasa de descuento depende del contexto y las circunstancias específicas de la empresa.

Tasa interna de retorno (TIR)

El criterio de la tasa interna de retorno (TIR) evalúa el proyecto en función de una única tasa de rendimiento por periodo, con la cual la totalidad de los beneficios actualizados son exactamente iguales a los desembolsos expresados en moneda actual, es decir, se cumple la condición que el valor del VAN sea cero. La tasa interna de retorno puede calcularse aplicando la siguiente ecuación (Sapag & Sapag, 2008):

$$\sum_{t=1}^n \frac{Y_t - E_t}{(1 + r)^t} - I_0 = 0 \quad (26)$$

Donde:

Y_t : Flujo de ingresos del proyecto

E_t : Flujo de egresos del proyecto

I_0 : Inversión inicial en el momento cero de la evaluación

r : Tasa interna de retorno (TIR)

t : Número de un periodo en específico

n : Número de periodos totales del proyecto

La tasa calculada así se compara con la tasa de descuento de la empresa. Si la TIR es igual o mayor que ésta, el proyecto debe aceptarse, y si es menor, debe rechazarse.

Inversión total de capital y costo total de producción

Una planta debe tener un proceso que sea capaz de operar bajo condiciones que produzcan ganancias para la empresa. Una forma de expresar esto es la resta entre los ingresos y el costo total de producción (Sapag & Sapag, 2008).

En este caso se debe invertir en la construcción del biodigestor, intercambiador de calor y de los equipos que sean necesarios para la producción de biogás.

La forma en que se determinará el valor de los costos de los equipos es la siguiente: Las correlaciones de Guthrie ofrecen estimaciones generales basadas en datos históricos, mientras que las cotizaciones personalizadas proporcionan estimaciones más precisas y adaptadas a los requisitos específicos del proyecto. Al combinar ambos enfoques, se obtiene un análisis completo de los precios de los equipos.

Correlación de Guthrie para el biodigestor

La estimación del costo del biodigestor se realizó utilizando correlaciones de Guthrie, donde se requiere el uso del diámetro del biodigestor y altura, además del factor Marshall & Swift actualizado.

Para el costo del biodigestor se procede a utilizar la fórmula 27 (Das et al., 2021):

$$C_c = \left(\frac{M\&S}{280}\right) \cdot 101,9 \cdot D_B^{1,066} \cdot H_B^{0,82} F_C \quad (27)$$

Donde:

D_B : Diámetro del biodigestor [m]

H_B : Altura del biodigestor [m]

$M\&S$: Factor Marshall & Swift

F_C : Factor de corrección

Correlación de Guthrie para el intercambiador de calor

Para la estimación del costo del intercambiador de calor se utiliza la ecuación 28, que se presenta a continuación (Zhu et al., 2021):

$$C_c = \left(\frac{M\&S}{280}\right) \cdot 101,3 \cdot A^{0,65} \cdot F_C \quad (28)$$

Donde:

A : Área intercambiador de calor [ft^2]

$M\&S$: Factor Marshall & Swift

F_C : Factor de corrección

Existen otros costos que se deben tener en cuenta como son las instalaciones eléctricas, tuberías, instalación de equipos entre otros, los cuales se pueden calcular utilizando aproximaciones, las cuales se describen en el libro “Plant Design and Economics for Chemical Engineers” de Peters & Timmerhaus. Estos costos no están directamente asociados con los equipos específicos de la planta, pero son necesarios para su funcionamiento y mantenimiento eficiente. A continuación, en la tabla 5 se muestran los porcentajes a utilizar para la estimación de los costos:

Componente	Rango, %
Costos totales de inversión	
Instalación de los equipos	6-14
Instrumentación y Controles (Instalados)	2-8
Tuberías	3-20
Sistema Eléctrico	2-10
Edificación (Servicios incluidos)	3-18
Mejores en el patio	2-5
Instalaciones de servicio	8-20
Terreno	1-2
Ingeniería y supervisión	4-21
Gastos de construcción	4-16
Honorarios del contratista	2-6
Imprevistos	5-15

Tabla 5: Porcentajes típicos de los valores de inversión en capital para los segmentos de costes directos e indirectos en el caso de plantas polivalentes o grandes ampliaciones de instalaciones existentes. Fuente: (Peters & Timmerhaus, 1991)

Costos totales de producción

Los costos totales de producción del proyecto incluirán los gastos anuales de operación y mantenimiento, calculados como un porcentaje del 10% (Santos et al., 2016) sobre la inversión total. Los costos de operación abarcarán los gastos recurrentes para el funcionamiento continuo del proyecto, mientras que los costos de mantenimiento cubrirán las labores necesarias para preservar y asegurar el buen estado de los activos. Este enfoque garantiza un presupuesto equilibrado para cubrir estos gastos a lo largo del proyecto.

$$CTP = 0,1 * IT \quad (29)$$

Costo de Transporte de Lodos Digeridos por RESCO

En el proceso de transporte de lodos digeridos, RESCO, la empresa encargada de esta tarea tiene establecido un retiro diario de dos tolvas. Cada una de estas tolvas tiene un valor de \$200.000 CLP, y su función principal es transportar los lodos tratados desde la planta de tratamiento de aguas residuales hacia las praderas de terceras personas.

Para calcular los costos asociados al transporte de lodos, RESCO considera un período de trabajo de 350 días al año. Durante este tiempo, se realizan un total de 700 retiros de tolvas, garantizando así una gestión eficiente y continua de los lodos digeridos.

Depreciación

La depreciación es una forma de amortizar la inversión inicial en equipo, edificios y otros activos materiales de una planta de fabricación. Los porcentajes de depreciación son importantes para calcular el impuesto sobre la renta, y el Servicio de Impuestos Internos establece tasas permitidas basadas en la vida útil probable de los equipos y activos utilizados en la fabricación. En proyectos de ingeniería, se suele utilizar el método lineal, con una tasa anual de depreciación de alrededor del 10% para maquinaria y equipos (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$d = 0,10 * (\text{costo de los equipos}) \quad (30)$$

Utilidades de un proceso

Se debe considerar la utilidad neta antes de impuestos (UNAI), es igual a los ingresos por ventas (IV), menos el costo total de producción (CTP).

$$UNAI = IV - CTP - d \quad (31)$$

Utilidad después de Impuestos (UDI)

Las utilidades después de impuesto se calculan como:

$$UDI = (1 - t) * (UNAI) \quad (32)$$

Con esto ya se está en condiciones de calcular el flujo neto de caja (FC), que es la utilidad que retiene la empresa, después de descontar los impuestos y la depreciación.

$$FC = UDI + d \quad (33)$$

Además, incluirá un análisis de sensibilidad preliminar, que consiste en la selección de tres casos donde se disminuirá en un 50%: los costos de transporte de lodos biológicos, la reducción del tiempo de retención hidráulico (TRH) y la reducción de la demanda química de oxígeno (DQO). Este análisis tiene como objetivo evaluar cómo estas disminuciones afectan la

rentabilidad del proyecto y determinar cuáles son los costos más significativos del mismo. En las secciones anteriores, se han proporcionado los principales lineamientos metodológicos que servirán como guía para llevar a cabo este trabajo de manera efectiva. Estas pautas son fundamentales para garantizar que se realicen análisis rigurosos y se obtengan resultados confiables. Los detalles de procedimiento de cálculo para la estimación del costo de los equipos, costos de operación e inversión se detallan en el Anexo 8.6.

En el próximo capítulo, se entregarán los resultados obtenidos en función de los objetivos específicos establecidos para este trabajo.

5 Resultados y discusión

En este capítulo se presentan y discuten los resultados de este trabajo de memoria de título. En primer lugar, se reportan las tasas de generación de biogás estimadas en base a los datos históricos de funcionamiento de la planta de tratamiento. Luego, se resumen los resultados del dimensionamiento del sistema para generación de biogás y electricidad a partir de los lodos biológicos propuesto aquí. Finalmente, se presenta los indicadores de rentabilidad para evaluar la factibilidad técnico-económica del proceso propuesto.

5.1 Desarrollo objetivo específico 1: Estimar las tasas de generación de biogás estimadas en base a los datos históricos de funcionamiento de la planta de tratamiento.

Datos históricos de Operación de la PTAS Coyhaique

Las Figuras 3 a 6 ilustran las mediciones de pH, temperatura, demanda química de oxígeno y caudal de los lodos biológicos de la PTAS Coyhaique de los últimos años de operación. Por su parte, la figura 7 resume los consumos eléctricos de la planta. Los valores y cálculos detallados se presentan en el anexo 8.4.

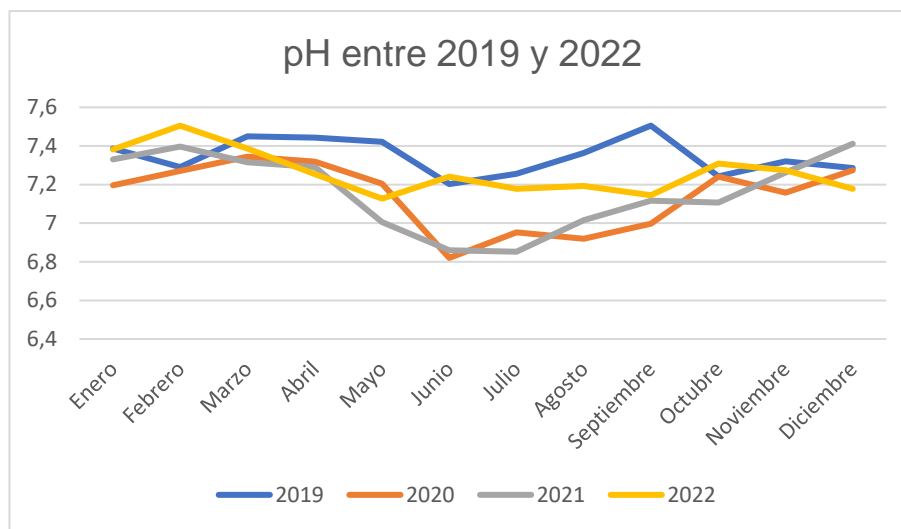


Figura 3: pH promedio de los lodos biológicos entre 2019 y 2022 Fuente: Elaboración propia

El pH promedio tuvo un valor de 7,22 y una desviación estándar de 0,16 por lo que se obtiene un rango de pH entre [7,06;7,39], que incluye 67% de los datos. En el Anexo 8.4 se presentan los datos en detalle, así como su procesamiento.

Comparando ambos resultados, podemos observar que el rango de pH obtenido en el estudio se encuentra dentro del rango 6,5 - 7,5 establecido por Estévez (Anexo 8.1) para los lodos biológicos en procesos de digestión anaerobia. Esto sugiere que los resultados se alinean con las recomendaciones mencionadas por el autor en términos del rango de pH adecuado para los lodos biológicos en dicho contexto.

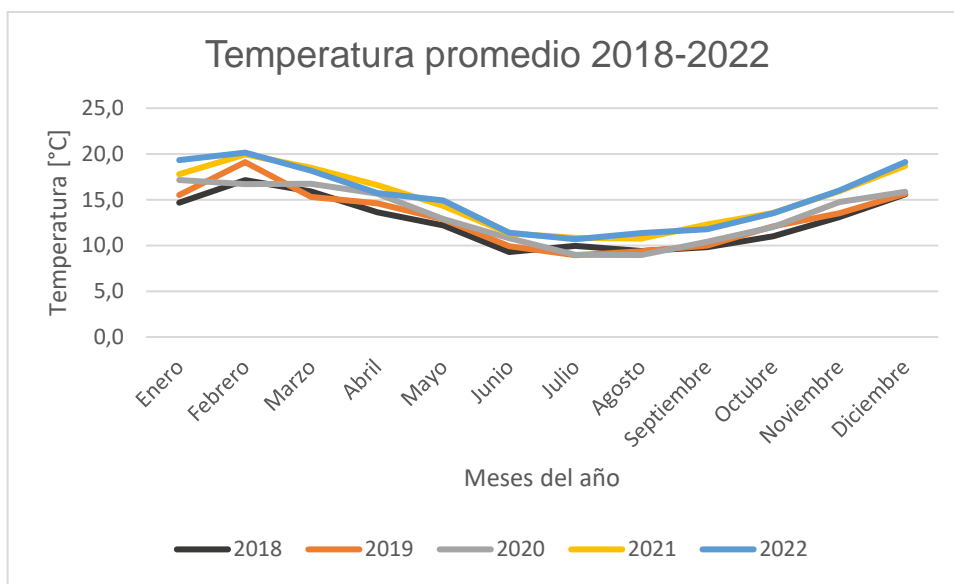


Figura 4: Temperatura promedio de los lodos biológicos entre 2018 y 2022. Fuente: Elaboración propia

Tal como se observa en la Figura 4, durante el período 2018 a 2022 se constata una temperatura promedio de 13,9°C y un rango de operación [10,6°C;17,1°C] como se muestra en el Anexo 8.4. Se observa una clara tendencia estacional, con valores mayores durante el período octubre-abril (20 – 13°C), mientras que en el resto del año la temperatura se encuentra en el rango 13 – 8°C.

De los resultados obtenidos se observa una diferencia significativa entre la temperatura requerida según el documento de Balat&Balat (2009), ya que se recomienda mantener una temperatura cercana al rango de 35 a 37 °C para optimizar la producción de biogás en los lodos biológicos. Sin embargo, los resultados del estudio indican que la temperatura promedio de los lodos recirculados al biorreactor es mucho más baja, 13,9 °C, y el rango de operación está considerablemente más bajo.

Dada esta diferencia, se puede deducir que es necesario aumentar la temperatura de los lodos ya que permitiría crear condiciones más favorables para la actividad microbiana y, por lo tanto, aumentar la eficiencia de la producción de biogás.

Por su parte, la Figura 5 muestra los caudales medio mensuales de lodos biológicos entre 2018 y 2022. El caudal promedio de los lodos biológicos que se generan en la planta en dicho período es 60,6 L/s, con una desviación estándar de 15,2 L/s. En el proceso de tratamiento de lodos, se ha decidido utilizar el 4% del caudal de recirculación como purga del sistema. El 96% restante se recircula de nuevo al reactor biológico. Esta decisión se basa en las siguientes razones:

1. Es el caudal que se suele utilizar de forma regular en la planta: El uso regular del 4% del caudal de recirculación como purga permite mantener un equilibrio en el sistema y asegurar un funcionamiento estable de la planta de tratamiento de lodos.
2. Para mantener el tratamiento biológico en el reactor aeróbico: El proceso de tratamiento de lodos implica la actividad de microorganismos aeróbicos que descomponen y digieren la materia orgánica. Al mantener un flujo continuo de lodos en el reactor aeróbico, se garantiza la presencia y el desarrollo adecuado de estos microorganismos, lo que es crucial para lograr una eficiente eliminación de los contaminantes.

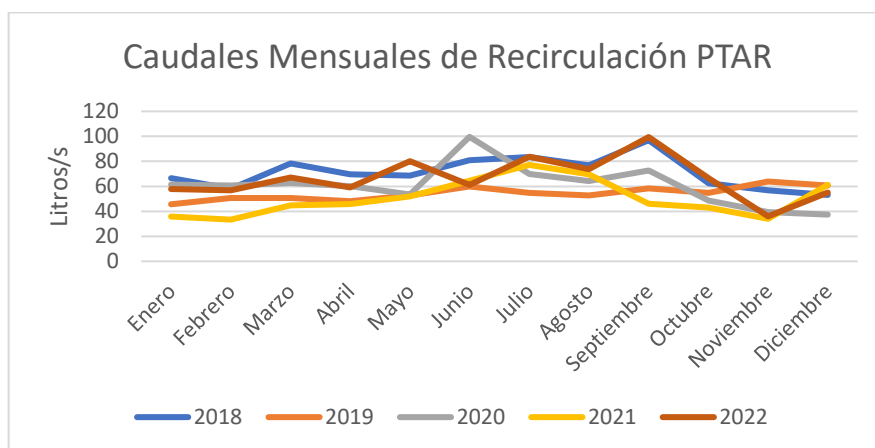


Figura 5: Caudal promedio de los lodos biológicos entre 2018 y 2022. Fuente: Elaboración propia.

El caudal de recirculación del 4%, que corresponde a 2,4 L/s, se considera un valor promedio apropiado para utilizar en el diseño preliminar del biodigestor por las siguientes razones:

Al utilizar el caudal promedio, se tiene en cuenta la demanda típica del sistema de tratamiento de lodos. Esta cifra refleja las condiciones habituales de operación y permite dimensionar el biodigestor de manera adecuada para satisfacer las necesidades de tratamiento de manera eficiente.

El uso del caudal promedio en el diseño del biodigestor ofrece ventajas significativas al enfrentar picos o variaciones extremas en el caudal de recirculación. Estos picos pueden surgir debido a factores estacionales, cambios en la carga de lodos o modificaciones en las condiciones de operación.

Además, al contemplar un porcentaje de sobredimensionamiento del equipo (indicado como 20%), se proporciona un margen de seguridad que permite abordar estos valores pico o elevaciones del sistema. El sobredimensionamiento del equipo asegura que el biodigestor tenga la capacidad suficiente para adaptarse y funcionar eficientemente incluso en escenarios operativos más desafiantes. Esta práctica común en el diseño de sistemas de tratamiento brinda flexibilidad y garantiza la capacidad de manejar condiciones operativas más exigentes a medida que el sistema evoluciona.

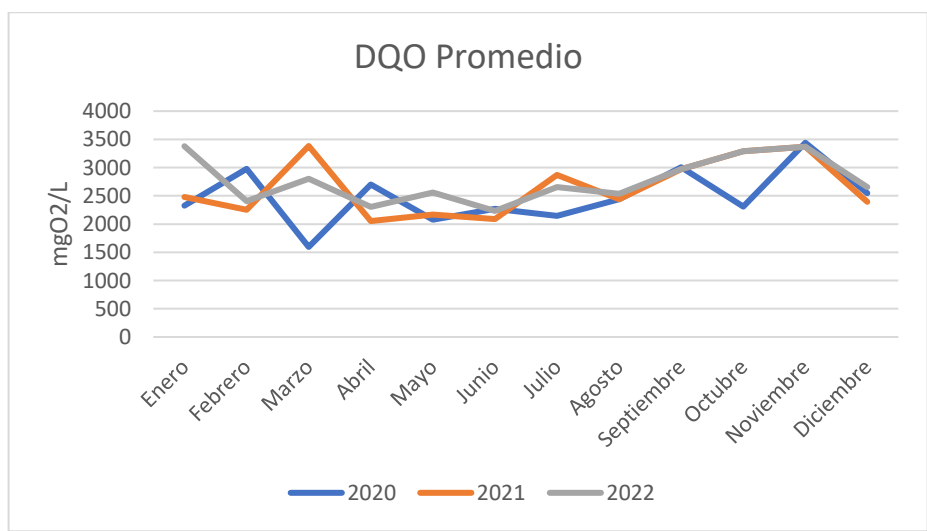


Figura 6: DQO promedio entre 2020 y 2022 lodos biológicos. Fuente: Elaboración propia.

La Figura 6 muestra los valores de DQO promedio mensual de los lodos biológicos en el período 2020-2022. A partir de dichos valores, se selecciona un valor de DQO de $2,6 \cdot 10^3$

[mgO₂/L] correspondiente al promedio del período evaluado y una desviación estándar de 400 [mgO₂/L].

Tal como se puede observar en la Figura 7, el consumo eléctrico de la planta presenta una leve disminución en los últimos 4 años, lo que reflejaría mejoras en el mantenimiento y operación de los equipos (ej. bombas, mesa espesadora y filtro de banda). En base a esta información, se estima un consumo eléctrico promedio de $3,2 \times 10^3$ kWh/día, con una desviación estándar de 1×10^3 [kWh/día] (ver Anexo 8.4).

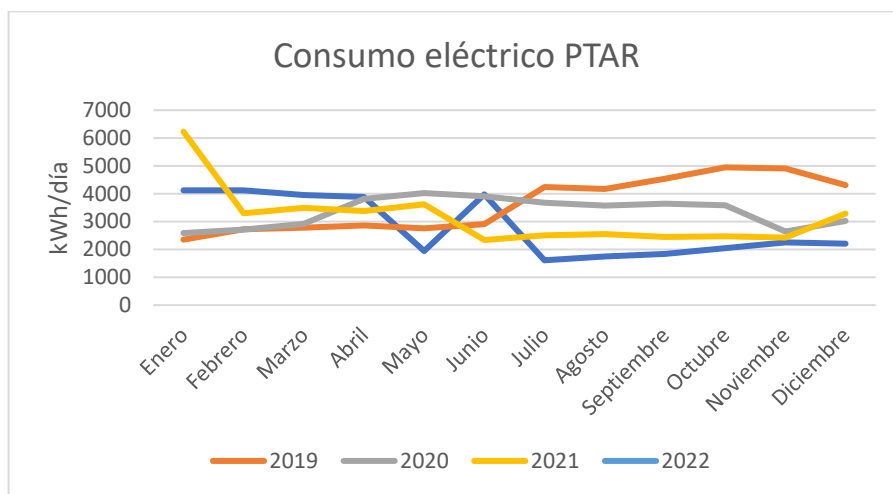


Figura 7: Consumo eléctrico en la planta de tratamiento. Fuente: Elaboración propia.

Potencial de generación de metano y electricidad

En este estudio realizado se ha estimado una producción de $97,1 \left[\frac{m^3 NCH_4}{dia} \right]$; los detalles del cálculo se encuentran en el Anexo 8.5. Esto equivale a aproximadamente $65,1 \left[\frac{kg CH_4}{dia} \right]$ al utilizar una densidad de $0,67 \left[\frac{kg CH_4}{m^3} \right]$ (Lauer et al., 2018). Los cálculos indican que, mediante la conversión de todo el metano producido, podríamos generar aproximadamente 367,7 kWh/día.

Al utilizar un factor de emisión promedio de CO₂ de 0,555 kg CO₂/kWh para la generación de electricidad, se logra una significativa reducción de aproximadamente 71,4 toneladas de CO₂ equivalente por año en las emisiones de gases de efecto invernadero derivadas de la planta de

tratamiento. Estos resultados representan los beneficios concretos y directos que se obtendrían al convertir el metano en una fuente de energía más limpia.

Al reducir significativamente las emisiones de CO₂ y evitar la liberación de metano, se está contribuyendo de manera efectiva a mitigar el cambio climático y combatir el calentamiento global. Estos resultados respaldan la importancia de promover el uso de fuentes de energía renovable y la adopción de prácticas sostenibles para reducir la huella de carbono y proteger nuestro planeta para las generaciones futuras.

5.2 Desarrollo objetivo específico 2: Dimensionar un sistema para generación de biogás y electricidad a partir de los lodos biológicos propuesto

Primeramente, la Figura 8 presenta el diagrama del proceso del sistema propuesto, desde la entrada de los lodos biológicos, provenientes del tratamiento de lodos activados, hasta la generación de electricidad.

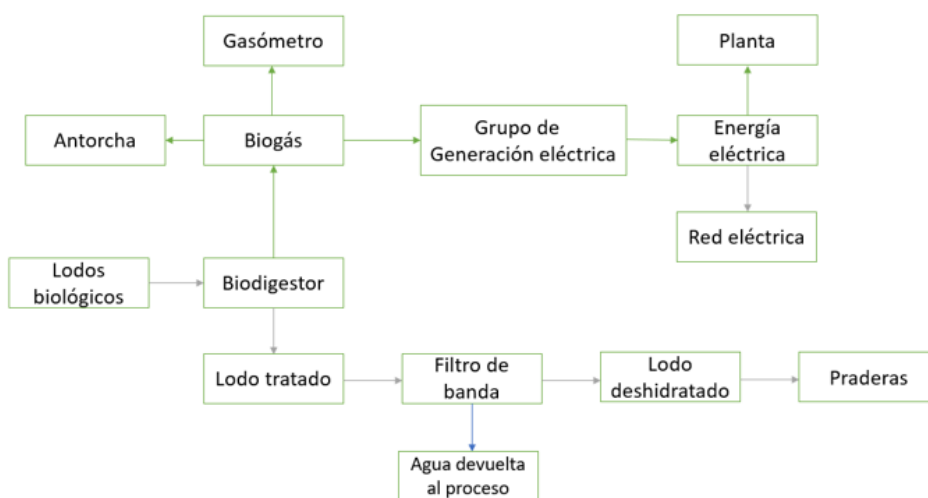


Figura 8: Diagrama de procesos de la planta de biogás propuesta. Fuente: Elaboración propia

A continuación, se resumen los resultados del dimensionamiento preliminar del biodigestor, agitador, intercambiador de calor, gasómetro, antorcha y generador eléctrico. Los detalles de cálculo se encuentran en el Anexo 8.5.

Se supone que los equipos auxiliares requeridos, como bombas, mesa espesadora, filtro prensa y clarificadores ya existen en la planta y no se requieren capacidades adicionales.

Biodigestor: En este trabajo, se recomienda utilizar un reactor del tipo continuo perfectamente mezclado de acero inoxidable, el cual opera a una temperatura de 33,1°C en estado estacionario. Este tipo de biodigestor es adecuado cuando la materia prima tiene una cantidad de solidos totales menor al 10% (Nakasima et al, 2017). En el caso de la PTAS de Coyhaique, los lodos biológicos cuentan con 5,0% de solidos totales (Baroutian et al, 2013), debido a como se menciona en el anexo 8.5 los lodos biológicos poseen características similares a las del agua. Los resultados obtenidos para el dimensionamiento del biodigestor se presentan en la tabla 6:

Biodigestor		
Parámetro	Medida	Valor
Volumen Real biodigestor $V_{Real,B}$	[m ³]	3.477
Altura Biodigestor H_B	[m]	16,4
Radio Biodigestor R_B	[m]	16,4
Espesor del acero inoxidable e	[mm]	7

Tabla 6: Parámetros de diseño del biodigestor. Fuente: Elaboración propia.

Por otro lado, los parámetros del agitador tipo hélice se resumen en la tabla 7, cuyo cálculo se detalla en el Anexo 8.5.

Agitador tipo hélice		
Diámetro Agitador D_A	[m]	5,4
Potencia del agitador	[kW]	67,9
Número de agitadores		3

Tabla 7: Parámetros de diseño del agitador tipo hélice. Fuente: Elaboración propia.

Intercambiador de calor: En este caso se utilizará un intercambiador de tubos y carcasa, por la facilidad de reparación y limpieza, además que son de los más utilizados en la industria. (Aras & Bayramoglu, 2012). En la tabla 8 se muestran los resultados de los cálculos que se detallan en el Anexo 8.5.

Intercambiador de Calor		
Parámetro	Medida	Valor
Calor total requerido	kW	225
Área Intercambiador	m^2	14,4
Coefficiente global transferencia de calor	$\left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right]$	254

Tabla 8: Parámetros de diseño del intercambiador de calor. Fuente: Elaboración propia.

Antorcha: La antorcha se encarga de quemar el gas producido en caso de no poder ser utilizado para la generación de electricidad, es decir, es un equipo de seguridad fundamental dentro de la planta el cual debe estar siempre en funcionamiento. Se elige la antorcha FAII 100 de ZORGBIOGAS (Alemania), ya que cuenta una capacidad hasta 150 m³/h de gas, que es lo requerido de acuerdo con la producción en la planta.

Gasómetro: Se propone un gasómetro Sattler (Austria) de tres cuartos de esfera, ya que es capaz de trabajar con el volumen requerido y cuenta con un máximo de 415 m³ lo que permite disponer de capacidad extra en caso de alguna emergencia que se pueda producir en la planta. El modelo que se escoge tiene las siguientes características: 415 m³ de volumen efectivo (9,8 m diámetro, 7,4 m altura), modelo BA100 116/205 (ver Anexo 8.5.).

Generador eléctrico: Este equipo cuenta con un motor de combustión interna, donde se puede generar energía eléctrica y térmica, a partir del metano. En el caso de la energía térmica, se podría utilizar para calentar el flujo de agua que se usa en los intercambiadores de calor, reduciendo los costos del proceso, y la energía eléctrica puede ser usada en la misma planta o vendida a una empresa externa. Se propone un generador eléctrico modelo LH400BMG (China) (ver Figura 23, Anexo 8.5.), con una potencia máxima de 400 kW. El detalle de los cálculos se encuentra en el Anexo 8.5.

5.3 Desarrollo objetivo específico 3: Evaluación económica del sistema de generación de metano y electricidad

En este apartado, se presentan los resultados de la evaluación económica de la alternativa propuesta. Se realizó la estimación de costos para los equipos necesarios, utilizando

cotizaciones directas actualizadas, correlaciones de Guthrie y algunas consideraciones en el libro de Peters & Timmerhaus (1991).

Flujo de caja

En esta sección se presentan los distintos componentes del flujo de caja. Se considera que el proyecto fue evaluado para un plazo de 25 años, donde no se incluyen gastos financieros vinculados a entidades bancarias o externos a la empresa, con una tasa de descuento de 15%.

La inversión total requerida para financiar el proyecto es del orden de 6,6 millones de dólares americanos, tal como se muestra en la tabla 9. Los cálculos se detallan en el Anexo 8.6.

Componente	Costos (USD)
Costos totales de inversión	
Instalación de los equipos	\$333.247
Instrumentación y Controles (Instalados)	\$166.624
Tuberías	\$383.235
Sistema Eléctrico	\$199.948
Edificación (Servicios incluidos)	\$349.910
Mejores en el patio	\$116.637
Instalaciones de servicio	\$466.546
Terreno	\$49.987
Ingeniería y supervisión	\$416.559
Gastos de construcción	\$333.247
Honorarios del contratista	\$133.299
Imprevistos	\$333.247
Total, Inversión	\$6.614.961

Tabla 9: Costo totales de inversión del proyecto. Fuente: Elaboración Propia

Costos anuales de producción

Los costos totales de producción incluyen los gastos anuales de operación y mantenimiento, los cuales representan aproximadamente un 10% de la inversión total, como se mencionó en

el capítulo 4. Se estiman en el orden de 660 mil dólares americanos; los cálculos detallados se encuentran en el Anexo 8.6.

Depreciación del proyecto

La depreciación ha sido calculada para los equipos clave del proyecto, como el biodigestor, intercambiador de calor y otros elementos relevantes de la planta. Según Peters & Timmerhaus (1991), se consideró como un 10% del costo de los equipos de la planta, obteniendo un valor de depreciación para el proyecto de USD \$ 333.247. Para obtener más detalles sobre los cálculos consultar el anexo 8.6.

Ingresos

Los ingresos en este proyecto corresponden a la venta de energía, a partir del biogás generado en el biodigestor. En este caso no se considera la venta del abono que se produce del lodo estabilizado, ya que este es utilizado en los prados de terceros quienes tienen acuerdos con la empresa.

Ingresos por venta de energía

Los ingresos anuales por la venta de energía eléctrica a la empresa EDELA Y SEN se estiman en US\$ 22.814. Para este cálculo se utilizó como referencia un precio unitario de \$ 147,65/kWh correspondiente al valor promedio de la electricidad según datos de 2020, presentados en la Tabla 30. Además, se consideró una eficiencia del 38 % del generador eléctrico para el cálculo de la energía eléctrica generada. Los detalles de cálculo se encuentran en el Anexo 8.6.

Indicadores de rentabilidad

La Tabla 10 presenta los valores estimados para el valor actualizado neto (VAN), tasa interna de retorno (TIR) e inversión total, considerando una tasa de descuento de 15%, sugerida por la empresa basándose en proyectos anteriores. Mayores detalles se entregan en el Anexo 8.6.

Parametro	Valor
VAN	\$ -7.847.034
TIR	7%
Inversión Total	\$ 6.614.961

Tabla 10: Resultados de la evaluación económica. Fuente: Elaboración propia.

Los valores estimados para el VAN y TIR indican claramente que el proyecto no es rentable ni atractivo para Aguas Patagonia, bajo las condiciones utilizadas en este trabajo. En efecto, el valor actualizado neto del proyecto es negativo, lo cual significa que no existe recuperación de la inversión durante su vida útil. Más aún, la Tasa Interna de Retorno (TIR) es menor a la tasa de descuento, lo cual significa que el proyecto no generará suficiente retorno para cubrir la tasa de descuento utilizada como referencia. Esto ocurre principalmente, debido a que los ingresos anuales cubren un poco más del 3,4% de los costos anuales. Se constata que la baja concentración de materia orgánica degradable en los lodos afecta directamente la producción de biogás y la correspondiente generación de electricidad, lo que resulta en ingresos insuficientes.

Adicionalmente, se realizó un análisis de sensibilidad en el cual se disminuyeron en un 50% cada uno de los parámetros mencionados en la tabla 11. Los parámetros incluidos en el análisis fueron la demanda química de oxígeno (DQO), el tiempo de retención hidráulico (TRH) y los costos de transporte de lodos digeridos. Este análisis permitió evaluar el impacto de dichas reducciones en la rentabilidad del proyecto, así como identificar los costos más significativos asociados al mismo.

Parametro	Caso Base	Caso DQO	Caso TRH	Caso Transporte
VAN	\$ -7.847.034	\$ -7.847.795	\$ -5.263.832	\$ -7.841.432
TIR	7%	8%	7%	6%
% Variación	0,00%	0,01%	32,92%	0,07%

Tabla 11: Resumen del Análisis de Sensibilidad de Parámetros en la Rentabilidad del Proyecto.

Fuente: Elaboración propia.

Además, se observó que incluso al reducir de forma separada cada uno de los parámetros en un 50%, el proyecto no se mantiene rentable. Se encontró que el valor más significativo en términos de impacto en la rentabilidad es el tiempo de retención hidráulico, el cual está directamente relacionado con el costo de diseño del biodigestor. Esto sugiere que se debe prestar especial atención a la optimización del TRH para lograr la viabilidad económica del proyecto.

6 Conclusiones

El presente trabajo permitió evaluar la valorización energética para los lodos biológicos de la PTAS Coyhaique. Para ello, se determinaron las características de funcionamiento de la planta y se dimensionó un sistema de producción de biogás a partir de los lodos generados y su transformación en electricidad.

Se estima una generación de biogás y de electricidad del orden de 97,1 m³/día y 367 kWh/día, respectivamente. Con las condiciones del estudio se requiere un biodigestor continuo con un volumen de 3.477 m³ y un intercambiador de calor para transferir 225 kW al biodigestor. Debido a las bajas temperaturas de los lodos (13- 17°C) se estima un requerimiento energético para mantener una temperatura mesófila (33,1°C) en el biodigestor cercana a 203 kW, lo que reduce de manera significativa la cantidad de electricidad útil para exportar.

Desgraciadamente, bajo las condiciones de este estudio, el proyecto no es rentable, ya que la inversión requerida es cercana a US\$ 6.6 millones, con un VAN de USD\$ -7.8 millones y TIR de 7%, considerando un plazo de 25 años y una tasa de descuento del 15%.

La rentabilidad de un proyecto de estas características puede incrementar reduciendo las pérdidas de calor del sistema, incrementando la concentración de lodos tratados e incluyendo la venta de bio-abono como subproducto de mayor valor agregado.

Relación entre esta memoria de título y los Objetivos de Desarrollo Sustentable

El trabajo desarrollado se relaciona directamente con el cumplimiento de los siguientes ODS:

ODS 6 Agua limpia y saneamiento: El uso de biodigestores permite utilizar como materia prima los desechos orgánicos provenientes de la población y con esto promover la limpieza de las aguas residuales y obtener beneficios como el biogás y aguas que se pueden utilizar para el riego. (Chitonge et al, 2020)

ODS 7 Energía asequible y no contaminante: La producción de biogás contribuye con este ODS, ya que permite reemplazar el uso de combustibles fósiles como el petróleo, gas natural, leña, fuentes de energía que contribuyen con las emisiones de efecto invernadero. Si bien el uso del biogás favorece de forma positiva en el uso de energías limpias, hay que tener presente

que el desarrollo de esta tecnología requiere de una infraestructura que sea duradera en el tiempo. (Obaideen et al, 2022)

ODS 13 Acción por el clima: A medida que avanza el tiempo, con mayor frecuencia se pueden ver cambios meteorológicos impulsados por el cambio climático, los cuales han provocado desastres naturales e importantes pérdidas humanas. El biogás permite reducir las emisiones de CH₄ debido a la combustión de este generando CO₂, el que causa menos daño al medio ambiente. además, al tener la opción de producir un biofertilizante, se puede disminuir la producción y consumo de fertilizantes químicos. (Obaideen et al, 2022)

7 Bibliografía

- Abatenh, E., Gizaw, B., Tsegaye, Z., & Tefera, G. (2018). Microbial Function on Climate Change - A Review. *Environment pollution and climate change*, 02(01). <https://doi.org/10.4172/2573-458x.1000147>
- Alepu, O. E., & Li, Z. (2016). Effect of Hydraulic Retention Time on Anaerobic Digestion of Xiao Jiahe Municipal Sludge. *International Journal of Waste Resources*, 6(3). <https://doi.org/10.4172/2252-5211.1000231>
- American Society Of Mechanical Engineers. Boiler And Pressure Vessel. (2019). 2019 ASME Boiler & Pressure Vessel Code: An International Code (Vol. 1). https://123sanat.com/d/catalogue/ASME-VIII-_8_-div.1-2019.pdf
- Angelidaki, I., Ellegaard, L., & Ahring, B. K. (2003). Applications of the Anaerobic Digestion Process. En Springer eBooks (pp. 1-33). https://doi.org/10.1007/3-540-45838-7_1
- Anjum, M., Almakishah, N. H., & Barakat, M. (2016). Wastewater sludge stabilization using pre-treatment methods. *Chemical Engineering Research & Design*, 102, 615-632. <https://doi.org/10.1016/j.psep.2016.05.022>
- Aras, Ö., & Bayramoglu, M. (2012). A MINLP Study on Shell and Tube Heat Exchanger: Hybrid Branch and Bound/Meta-heuristics Approaches. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 51(43), 14158-14170. <https://doi.org/10.1021/ie3011462>
- Arnau, R., Climent, J., Martínez-Cuenca, R., Rodríguez, J. P., & Chiva, S. (2021). Evaluation of hydraulic mixing performance in a full-scale anaerobic digester with an external liquid recirculation system using CFD and experimental validation. *Chemical Engineering Science*, 251, 117392. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2021.117392>
- Asadi, M., Guo, H., & McPhedran, K. N. (2020). Biogas production estimation using data-driven approaches for cold region municipal wastewater anaerobic digestion. *Journal of Environmental Management*, 253, 109708. <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2019.109708>

- Achinas, S., Achinas, V., & Euverink, G. (2017). A Technological Overview of Biogas Production from Biowaste. *Engineering*, 3(3), 299-307. <https://doi.org/10.1016/j.eng.2017.03.002>
- Bachmann, E. S. N. (2013). Design and engineering of biogas plants. En *The biogas handbook* (pp. 191-211). Woodhead Publishing Limited. <https://doi.org/10.1533/9780857097415.2.191>
- Bailey, J. (1998). Mathematical Modeling and Analysis in Biochemical Engineering: Past Accomplishments and Future Opportunities. *Biotechnology Progress*, 14(1), 8-20. <https://doi.org/10.1021/bp9701269>
- Balat, M., & Balat, H. (2009). Biogas as a Renewable Energy Source—A Review. *Energy Sources, Part A: Recovery, Utilization, And Environmental Effects*, 31(14), 1280-1293. <https://doi.org/10.1080/15567030802089565>
- Baroutian, S., Eshtiaghi, N., & Gapes, D. J. (2013). Rheology of a primary and secondary sewage sludge mixture: Dependency on temperature and solid concentration. *Bioresource Technology*, 140, 227-233. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2013.04.114>
- Bensaci, C., Moumami, A., De La Flor, F. J. S., Jara, E. Á. R., Rincón-Casado, A., & Ruiz-Pardo, Á. (2020). Numerical and experimental study of the heat transfer and hydraulic performance of solar air heaters with different baffle positions. *Renewable Energy*, 155, 1231-1244. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2020.04.017>
- Bianco, F., Race, M., Forino, V., Pacheco-Ruiz, S., & Rene, E. R. (2021). Bioreactors for wastewater to energy conversion: from pilot to full scale experiences. In *Elsevier eBooks* (pp. 103-124). <https://doi.org/10.1016/b978-0-12-821879-2.00004-1>
- Blázquez, F. C., González, A., Sánchez, C., Rodríguez, V. D., & Salcedo, F. C. (2018). Waste valorization as an example of circular economy in extremadura (Spain). *Journal of Cleaner Production*, 181, 136-144. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2018.01.228>
- Bodkhe, S. (2009). A modified anaerobic baffled reactor for municipal wastewater treatment. *Journal of Environmental Management*, 90(8), 2488-2493. <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2009.01.007>
- Bolobajev, J., Kattel, E., Viisimaa, M., Goi, A., Trapido, M., Tenno, T., & Dulova, N. (2014). Reuse of ferric sludge as an iron source for the Fenton-based process in

wastewater treatment. *Chemical Engineering Journal*, 255, 8-13.
<https://doi.org/10.1016/j.cej.2014.06.018>

- Böhm, L., Hohl, L., Bliatsiou, C., & Kraume, M. (2019). Multiphase Stirred Tank Bioreactors – New Geometrical Concepts and Scale-up Approaches. *Chemie Ingenieur Technik*, 91(12), 1724-1746. <https://doi.org/10.1002/cite.201900165>
- Camaraza-Medina, Y., Sánchez-Escalona, A., Retirado-Mediaceja, Y., & García-Morales, O. (2020). Use of Air Cooled Condenser in Biomass Power Plants: A Case Study in Cuba. *International Journal of Heat and Technology*, 38(2), 425-431. <https://doi.org/10.18280/ijht.380218>
- Caposciutti, G., Baccioli, A., Ferrari, L., & Desideri, U. (2020). Biogas from Anaerobic Digestion: Power Generation or Biomethane Production? *Energies*, 13(3), 743. <https://doi.org/10.3390/en13030743>
- Çengel, Y. A., & Ghajar, A. J. (2015). *Heat and Mass Transfer: Fundamentals and Applications* (5ta Edición). McGraw-Hill Education. <https://www.academia.edu/30479689>
- Chilton, T. H., Drew, T. B., & Jebens, R. (1944). Heat Transfer Coefficients in Agitated Vessels. *Industrial & engineering chemistry*, 36(6), 510-516. <https://doi.org/10.1021/ie50414a006>
- Chitonge, H., Mokoena, A., & Kongo, M. (2020). Water and Sanitation Inequality in Africa: Challenges for SDG 6. En *Sustainable development goals series* (pp. 207-218). Springer International Publishing. https://doi.org/10.1007/978-3-030-14857-7_20
- Chang, T., You, S., Damoda, R.A & Chen, Y. (2011). Ultrasound pre-treatment step for performance enhancement in an aerobic sludge digestion process. *Journal of The Taiwan Institute of Chemical Engineers*, 42(5), 801-808. <https://doi.org/10.1016/j.jtice.2011.01.003>
- Chen, Y., Cheng, J. J., & Creamer, K. S. (2008). Inhibition of anaerobic digestion process: A review. *Bioresource Technology*, 99(10), 4044-4064. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2007.01.057>
- Das, S., Bhat, A. P., & Gogate, P. R. (2021). Degradation of dyes using hydrodynamic cavitation: Process overview and cost estimation. *Journal of water process engineering*, 42, 102126. <https://doi.org/10.1016/j.jwpe.2021.102126>

- Davis, M., Polit, D. J., & Lamour, M. (2016). Social Urban Metabolism Strategies (SUMS) for Cities. *Procedia environmental sciences*, 34, 309-327. <https://doi.org/10.1016/j.proenv.2016.04.028>
- Dee, S. J., Hietala, D. C., & Sulmonetti, T. P. (2022). Process hazard considerations for utilization of renewable methane from biogas. *Process Safety Progress*, 41(4), 670-677. <https://doi.org/10.1002/prs.12389>
- Demirbas, A., Taylan, O., & Kaya, D. (2016). Biogas production from municipal sewage sludge (MSS). *Energy Sources, Part A: Recovery, Utilization, And Environmental Effects*, 38(20), 3027-3033. <https://doi.org/10.1080/15567036.2015.1124944>
- Deshmukh, G. P., Birwal, P., Datir, R., & Patel, S. K. (2017). Thermal Insulation Materials: A Tool for Energy Conservation. *Journal of Food Processing and Technology*, 08(04). <https://doi.org/10.4172/2157-7110.1000670>
- Dev, S., Saha, S., Kurade, M. B., Salama, E., El-Dalatony, M. M., Ha, G., Chang, S. W., & Jeon, B. (2019). Perspective on anaerobic digestion for biomethanation in cold environments. *Renewable & Sustainable Energy Reviews*, 103, 85-95. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2018.12.034>
- Devlin, D., Esteves, S., Dinsdale, R. M., & Guwy, A. J. (2011). The effect of acid pretreatment on the anaerobic digestion and dewatering of waste activated sludge. *Bioresource Technology*, 102(5), 4076-4082. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2010.12.043>
- Dodd, M. D. (2012). Potential impacts of disinfection processes on elimination and deactivation of antibiotic resistance genes during water and wastewater treatment. *Journal of Environmental Monitoring*, 14(7), 1754. <https://doi.org/10.1039/c2em00006g>
- Estévez, F. Cosustratos para la digestión anaerobia en edar urbanas: propuesta de factores de idoneidad para analizar la producción de gas de digestión y experimentación en planta piloto. [Doctorado, Universidad de Sevilla]. idus Depósito de investigación de Sevilla, <https://idus.us.es/handle/11441/80244>.

- Garfí, M., Martí-Herrero, J., Garwood, A., & Ferrer, I. (2016). Household anaerobic digesters for biogas production in Latin America: A review. *Renewable & Sustainable Energy Reviews*, 60, 599-614. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2016.01.071>
- Goulding, D., & Power, N. (2013). Which is the preferable biogas utilisation technology for anaerobic digestion of agricultural crops in Ireland: Biogas to CHP or biomethane as a transport fuel? *Renewable Energy*, 53, 121-131. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2012.11.001>
- Griffin, D. W., Mellichamp, D. A., & Doherty, M. (2009). Effect of Competing Reversible Reactions on Optimal Operating Policies for Plants with Recycle. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 48(17), 8037-8047. <https://doi.org/10.1021/ie801482z>
- Hashimoto, A. G., Varel, V. H., & Chen, Y. (1981). Ultimate methane yield from beef cattle manure: Effect of temperature, ration constituents, antibiotics and manure age. *Agricultural Wastes*, 3(4), 241-256. [https://doi.org/10.1016/0141-4607\(81\)90011-1](https://doi.org/10.1016/0141-4607(81)90011-1)
- Hreiz, R., Lafiti, M. A., & Roche, N. (2015). Optimal design and operation of activated sludge processes: State-of-the-art. *Chemical Engineering Journal*, 281, 900-920. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2015.06.125>
- Igoni, A. H., Ayotamuno, M. J., Eze, C. L., Ogaji, S., & Probert, S. (2008). Designs of anaerobic digesters for producing biogas from municipal solid-waste. *Applied Energy*, 85(6), 430-438. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2007.07.013>
- Incropera, F. P., & DeWitt, D. P. (1999). *Fundamentos de transferencia de calor* (Cuarta edición, Vol. 1). PRENTICE HALL HISPANOAMERICANA. S.A. <https://www.academia.edu/36019670>
- Ji, J., Ni, J., Ohtsu, A., Isozumi, N., Hu, Y., Du, R., Chen, Y., Qin, Y., Kubota, K., & Li, Y. Y. (2021). Important effects of temperature on treating real municipal wastewater by a submerged anaerobic membrane bioreactor: Removal efficiency, biogas, and microbial community. *Bioresource Technology*, 336, 125306. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2021.125306>
- Ji, J., Sakuma, S., Ni, J., Chen, Y., Hu, Y., Ohtsu, A., Chen, R., Cheng, H., Qin, Y., Hojo, T., Kubota, K., & Li, Y. Y. (2020). Application of two anaerobic membrane bioreactors with different pore size membranes for municipal wastewater treatment.

Science of The Total Environment, 745, 140903.
<https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2020.140903>

- Kestin, J., Sokolov, M., & Wakeham, W. A. (1978). Viscosity of liquid water in the range $-8\text{ }^{\circ}\text{C}$ to $150\text{ }^{\circ}\text{C}$. *Journal of Physical and Chemical Reference Data*, 7(3), 941-948. <https://doi.org/10.1063/1.555581>
- Konaté, Y., Maiga, A. S., Casellas, C., & Picot, B. (2013). Biogas production from an anaerobic pond treating domestic wastewater in Burkina Faso. *Desalination and Water Treatment*, 51(10-12), 2445-2452. <https://doi.org/10.1080/19443994.2012.747642>
- Kong, Z., Li, L., Wu, J., Wang, T., Rong, C., Luo, Z., Pan, Y., Li, D., Li, Y., Huang, Y., & Li, Y. Y. (2021). Evaluation of bio-energy recovery from the anaerobic treatment of municipal wastewater by a pilot-scale submerged anaerobic membrane bioreactor (AnMBR) at ambient temperature. *Bioresource Technology*, 339, 125551. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2021.125551>
- Kurt, H., & Kayfeci, M. (2009). Prediction of thermal conductivity of ethylene glycol–water solutions by using artificial neural networks. *Applied Energy*, 86(10), 2244-2248. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2008.12.020>
- Kwaśny, J., & Balcerzak, W. (2017). Production logistics and participation of biogas in obtaining primary energy in Poland. *Energy & Environment*. <https://doi.org/10.1177/0958305x17695277>
- Lauer, M., Hansen, J. M., Lamers, P., & Thrän, D. (2018). Making money from waste: The economic viability of producing biogas and biomethane in the Idaho dairy industry. *Applied Energy*, 222, 621-636. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2018.04.026>
- Lee, D. H., Oh, S. C., Jung, E. S., Kim, K. H., & Cho, H. H. (2009). Effect of Array Jet on Cooling Effectiveness on Full-Coverage Film Cooled Surface. *En Volume 2: Theory and Fundamental Research; Aerospace Heat Transfer; Gas Turbine Heat Transfer; Computational Heat Transfer*. <https://doi.org/10.1115/ht2009-88420>
- Li, Y., Liu, C., Wachemo, A. C., Yuan, H., Zou, D., Liu, Y., & Li, X. (2017). Serial completely stirred tank reactors for improving biogas production and substance degradation during anaerobic digestion of corn stover. *Bioresource Technology*, 235, 380-388. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2017.03.058>

- Mackie, R. I., Stroot, P. G., & Varel, V. H. (1998). Biochemical identification and biological origin of key odor components in livestock waste. *Journal of Animal Science*, 76(5), 1331. <https://doi.org/10.2527/1998.7651331x>
- Mah, R. W., Ward, D. R., Baresi, L., & Glass, T. L. (1977). Biogenesis of Methane. *Annual Review of Microbiology*, 31(1), 309-341. <https://doi.org/10.1146/annurev.mi.31.100177.001521>
- Mahmood, Q., Ping, Z., Li, G., & Mei, L. (2006). The rate-limiting step in anaerobic digestion in the presence of phosphine. *Toxicology and Industrial Health*, 22(4), 165-172. <https://doi.org/10.1191/0748233706th257oa>
- Makisha, N., & Semenova, D. (2018). Production of biogas at wastewater treatment plants and its further application. *MATEC web of conferences*, 144, 04016. <https://doi.org/10.1051/mateconf/201814404016>
- Malina, J. A., & Sparrow, E. M. (1964). Variable-property, constant-property, and entrance-region heat transfer results for turbulent flow of water and oil in a circular tube. *Chemical Engineering Science*, 19(12), 953-962. [https://doi.org/10.1016/0009-2509\(64\)85102-2](https://doi.org/10.1016/0009-2509(64)85102-2)
- Manyi-Loh, C. E., Mamphweli, S., Meyer, E. L., Okoh, A. I., Makaka, G., & Simon, M. S. (2013). Microbial Anaerobic Digestion (Bio-Digesters) as an Approach to the Decontamination of Animal Wastes in Pollution Control and the Generation of Renewable Energy. *International Journal of Environmental Research and Public Health*, 10(9), 4390-4417. <https://doi.org/10.3390/ijerph10094390>
- Manyuchi, M. M., Patsanza, T., & Muzenda, E. (2018). Integrative municipal sewage sludge management through biogas production: A case study of municipal plants in Harare, Zimbabwe. *Proceedings of the International Conference on Industrial Engineering and Operations Management*, 2018(SEP), 1-9
- Maréchal, Y. (1994). IR spectroscopy of an exceptional H-bonded liquid: water. *Journal of Molecular Structure*, 322, 105-111. [https://doi.org/10.1016/0022-2860\(94\)87025-x](https://doi.org/10.1016/0022-2860(94)87025-x)
- Matheri, A. N., Mbohwa, C., Ntuli, F., Belaid, M., Seodigeng, T., Ngila, J. C., & Njenga, C. (2018). Waste to energy bio-digester selection and design model for the

organic fraction of municipal solid waste. *Renewable & Sustainable Energy Reviews*, 82, 1113-1121. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2017.09.051>

- Miller, C. A., & Logwinuk, A. K. (1951). Fluidization Studies of Solid Particles. *Industrial & engineering chemistry*, 43(5), 1220-1226. <https://doi.org/10.1021/ie50497a059>
- Ministerio de Energía (MINENERGIA), Programa de las Naciones Unidas para el Desarrollo (PNUD), Organización de las Naciones Unidas para la Alimentación y la Agricultura (FAO), & Global Environment Facility (GEF). (2011). *MANUAL DE BIOGÁS* (1.a ed.). https://www.energia.gob.cl/sites/default/files/manual_de_biogas.pdf
- Morandi, C., Minke, R., & Wasielewski, S. (2017). Biogas recovery from blackwater and sewage sludge as a transition component towards resource-oriented sanitation. In *The international water association (IWA). The 14th IWA Leading Edge Conference on Water and Wastewater Technologies*, Stuttgart, Alemania. <https://www.researchgate.net/publication/317957932>
- Nakasima-López, M. O., Taboada-González, P., Aguilar-Virgen, Q., & Velázquez-Limón, N. (2017). Adaptación de Inóculos Durante el Arranque de la Digestión Anaerobia con Residuos Sólidos Orgánicos. *Información tecnológica*, 28(1), 199-208. <https://doi.org/10.4067/s0718-07642017000100020>
- Neyens, E., & Baeyens, J. (2003). A review of thermal sludge pre-treatment processes to improve dewaterability. *Journal of Hazardous Materials*, 98(1-3), 51-67. [https://doi.org/10.1016/s0304-3894\(02\)00320-5](https://doi.org/10.1016/s0304-3894(02)00320-5)
- Obaideen, K., Abdelkareem, M. A., Wilberforce, T., Elsaid, K., Sayed, E. T., Maghrabie, H. M., & Olabi, A. G. (2022). Biogas role in achievement of the sustainable development goals: Evaluation, Challenges, and Guidelines. *Journal of the taiwan institute of chemical engineers*, 131, 104207. <https://doi.org/10.1016/j.jtice.2022.104207>
- Obaideen, K., Shehata, N., Sayed, E. T., Abdelkareem, M. A., Mahmoud, M. E., & Olabi, A. G. (2022). The role of wastewater treatment in achieving sustainable development goals (SDGs) and sustainability guideline. *energynexus*, 7, 100112. <https://doi.org/10.1016/j.nexus.2022.100112>

- Ochsner, T., Horton, R., & Ren, T. (2001). A New Perspective on Soil Thermal Properties. *Soil Science Society of America Journal*, 65(6), 1641-1647. <https://doi.org/10.2136/sssaj2001.1641>
- Okwu, M. O., Samuel, O. D., Otanocha, O. B., Balogun, P. P., Tega, O. J., & Ojo, E. (2020). Design and development of a bio-digester for production of biogas from dual waste. *World Journal of Engineering*, 17(2), 247-260. <https://doi.org/10.1108/wje-07-2018-0249>
- Pascoe, R. (1992). Capital and operating costs of minerals engineering plants - a review of simple estimation techniques. *Minerals Engineering*, 5(8), 883-893. [https://doi.org/10.1016/0892-6875\(92\)90255-8](https://doi.org/10.1016/0892-6875(92)90255-8)
- Pedersen, S. V., Martí-Herrero, J., Singh, A. K., Sommer, S. G., & Hafner, S. D. (2020). Management and design of biogas digesters: A non-calibrated heat transfer model. *Bioresource Technology*, 296, 122264. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2019.122264>
- Pei, M., Zhang, B., He, Y., Su, J., Gin, K. Y., Lev, O., Shen, G., & Hu, S. (2019). State of the art of tertiary treatment technologies for controlling antibiotic resistance in wastewater treatment plants. *Environment International*, 131, 105026. <https://doi.org/10.1016/j.envint.2019.105026>
- Pelegrin, C. Diseño de un digester anaerobio para co-digestión de fangos de depuración y residuos líquidos de la industria alimentaria con capacidad para tratar hasta 120 m³/d [Magister, Universidad politécnica de valencia]. RiuNet repositorio UPV, <http://hdl.handle.net/10251/180766>
- Peters, M. S., & Timmerhaus, K. D. (1991). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (4ta edición.). McGraw-Hill Science, Engineering & Mathematics. <https://www.davuniversity.org/images/files/study-material/PLANT%20DESIGN%20AND%20ECONOMICS%20FOR%20CHEMICAL%20ENGINEERS.pdf>
- Ramalema, S., Shimelis, H., Ncube, I., Kunert, K., & Mashela, P. W. (2010). Treatment of wastewater from rubber industry in Malaysia. *African Journal of Biotechnology*, 9(38), 6233-6243. <https://doi.org/10.5897/ajb09.031>

- Ramires, M. L. V., De Castro, C. A. N., Nagasaka, Y., Nagashima, A., Assael, M. J., & Wakeham, W. A. (1995). Standard Reference Data for the Thermal Conductivity of Water. *Journal of Physical and Chemical Reference Data*, 24(3), 1377-1381. <https://doi.org/10.1063/1.555963>
- Santos, I. F. S. D., Barros, R. M., & Busatto, G. F. (2016). Electricity generation from biogas of anaerobic wastewater treatment plants in Brazil: an assessment of feasibility and potential. *Journal of Cleaner Production*, 126, 504-514. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2016.03.072>
- Santos, I. F. S. D., Vieira, N. A., Barros, R. M., Busatto, G. F., Soares, D. M., & Alves, L. V. R. (2016). Economic and CO₂ avoided emissions analysis of WWTP biogas recovery and its use in a small power plant in Brazil. *Sustainable Energy Technologies and Assessments*, 17, 77-84. <https://doi.org/10.1016/j.seta.2016.08.003>
- Sapag, N., & Sapag, R. (2008). *Preparación y evaluación de proyectos* (5.a ed., Vol. 1). McGraw-Hill Interamericana S.A.
- Sheryazov, S., Vasenev, V. V., & Telyubaev, Z. (2018). Optimization of Reactor Parameters in Anaerobic Digesters. En 2018 International Ural Conference on Green Energy. <https://doi.org/10.1109/uralcon.2018.8544375>
- Sotoodeh, K. (2018). Comparing Dual Plate and Swing Check Valves and the Importance of Minimum Flow for Dual Plate Check Valves. *American journal of industrial engineering*, 5(1), 31-35. <https://doi.org/10.12691/ajie-5-1-5>
- Takaoka, M., Oshita, K., Iwamoto, T., & Mizuno, T. (2014). Effect of co-managing organic waste using municipal wastewater and solid waste treatment systems in megacities. *Water Science and Technology*, 69(6), 1159-1166. <https://doi.org/10.2166/wst.2013.777>
- Tauseef, S., Premalatha, M., Abbasi, T., & Abbasi, S. (2013). Methane capture from livestock manure. *Journal of Environmental Management*, 117, 187-207. <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2012.12.022>
- Ward, A. J., Hobbs, P. J., Holliman, P. J., & Jones, D. R. (2008). Optimisation of the anaerobic digestion of agricultural resources. *Bioresource Technology*, 99(17), 7928-7940. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2008.02.044>

- Xu, J., Yuan, H., Lin, J., & Yuan, W. (2014). Evaluation of thermal, thermal-alkaline, alkaline and electrochemical pretreatments on sludge to enhance anaerobic biogas production. *Journal of The Taiwan Institute of Chemical Engineers*, 45(5), 2531-2536. <https://doi.org/10.1016/j.jtice.2014.05.029>
- Zhang, D. H., Chen, Y., Zhao, Y., & Zhu, X. (2010). New Sludge Pretreatment Method to Improve Methane Production in Waste Activated Sludge Digestion. *Environmental Science & Technology*, 44(12), 4802-4808. <https://doi.org/10.1021/es1000209>
- Zhong, Y., Frost, H., Bustamante, M., Li, S., Liu, Y., & Liao, W. (2020). A mechano-biocatalytic one-pot approach to release sugars from lignocellulosic materials. *Renewable & Sustainable Energy Reviews*, 121, 109675. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2019.109675>
- Zhu, J., Jing, C., Hao, L., & Wei, H. (2021). Inherent safer, eco-friendly and energy saving vapor recompression assisted extractive dividing-wall column process for the separation of minimum-boiling azeotrope. *Separation and Purification Technology*, 286, 120368. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2021.120368>

Páginas web

- Aguas Andinas invertirá US\$10 millones para elevar capacidad de cogeneración por biogás. (2018, 21 febrero). ELREC. Recuperado 5 de octubre de 2022, de <https://www.revistaei.cl/2018/02/21/aguas-andinas-invertira-us-10-millones-elevar-capacidad-cogeneracion-biogas-mapocho-trebal/>
- Dziadosz, A. (2020). New plant in Hamburg produces biogas from sewage treatment. *cleanenergywire*. Recuperado 6 de septiembre de 2022, de <https://www.cleanenergywire.org/news/new-plant-hamburg-produces-biogas-sewage-treatment>
- Generación Eléctrica en Chile. (2021). Generadoras de Chile. Recuperado 6 de noviembre de 2022, de <http://generadoras.cl/generacion-electrica-en-chile>
- GIZ. (2018). Guía para el instalador de plantas de biogás de mediana y gran escala. <https://4echile.cl/wp-content/uploads/2020/10/Gu%C3%ADa-para-el-instalador.pdf>
- Misión y visión. (2015). Aguas Patagonia. Recuperado 10 de octubre de 2022, de <https://www.aguaspatagonia.cl/nosotros#mision-vision>

- Tarifas vigentes. (2021). gruposaesa. Recuperado 10 de diciembre de 2022, de <https://www.gruposaesa.cl/edelaysen/tarifas-vigentes>
- Tarificación. (2021). Comisión Nacional de Energía. Recuperado 11 de diciembre de 2022, de <https://www.cne.cl/tarificacion/electrica/valor-agregado-de-distribucion/vad-2020-2024-y-servicios-asociados/>
- Tratamiento de aguas servidas ya produce biogás en Santiago y respalda al gas natural. (2008, 12 diciembre). ELREC. Recuperado 7 de octubre de 2022, de <https://www.revistaei.cl/2008/12/17/tratamiento-de-aguas-servidas-ya-produce-biogas-en-santiago-y-respalda-al-gas-natural/#>
- ¿Cómo funciona el sector eléctrico en Chile? (2020). Comisión general de electricidad. Recuperado 8 de diciembre de 2022, de <https://www.cge.cl/sector-electrico/descripcion-general-sector-electrico/>

8 Anexo

En el siguiente anexo se complementa y respalda la información presentada. Donde se incluyen datos adicionales, tablas, gráficos y otros detalles relevantes que ayudarán a comprender en mayor profundidad los resultados y conclusiones expuestos en el trabajo principal.

8.1 Anexo A: Variables que afectan el proceso de digestión anaeróbica

Naturaleza y composición de las materias primas: La biomasa abarca materiales derivados de plantas, animales, seres humanos, así como sus desechos. Además, los desechos de procesamiento de alimentos, agroindustriales e industriales son otras fuentes de desechos de biomasa. Dependiendo de las características de estos residuos, pueden convertirse en energía o combustible por combustión, gasificación entre otros. Los microbios específicos y sus actividades metabólicas durante la digestión anaeróbica dependen de la composición química de la materia prima desecho, los factores ambientales y las condiciones de operación del digestor (Manyi-Loh et al., 2013).

Relación carbono-nitrógeno de las materias primas: Las concentraciones de carbono y nitrógeno determinan el rendimiento del proceso de digestión anaeróbica. Mientras que el carbono constituye la fuente de energía para los microorganismos, el nitrógeno sirve para mejorar el crecimiento microbiano. Si la cantidad de nitrógeno es limitante, las poblaciones microbianas seguirán siendo pequeñas y llevará más tiempo descomponer el carbono disponible. El exceso de nitrógeno, más allá del requerimiento microbiano, a menudo se pierde en el proceso como gas amoníaco. Se ha descubierto que las bacterias en el proceso de digestión utilizan el carbono presente de 30 a 35 veces más rápido que la velocidad a la que convierten el nitrógeno, recomendando una proporción de carbono a nitrógeno en la materia prima del orden de 30:1. (Igoni et al., 2008)

pH: El nivel y la variación del pH en el material de digestión afectan el proceso de digestión anaeróbica. La concentración de iones de hidrógeno del medio de cultivo tiene una influencia directa en el crecimiento microbiano debido a que la acidez excesiva inhibe la digestión. Las bacterias involucradas en la digestión anaeróbica tienen un rango de pH de 6 a 8 con valores cercanos a 7 para una actividad óptima. En la fase inicial del proceso, la producción de ácidos

grasos volátiles reduce el pH, pero la reacción de CO₂, que es soluble en agua, con iones de hidróxido formando así HCO₃, tiende a restaurar la neutralidad del pH del proceso, haciendo así que el proceso sea autoestabilizador o 'bien amortiguado'. Cuando la tasa de formación de ácido supera la tasa de descomposición en metano, se produce un desequilibrio del proceso en el que el pH disminuye, la producción de gas cae y el CO₂ aumenta el contenido de gas. (Igoni et al.,2008)

Los grupos de bacterias presentes en el lodo tienen un pH cercano al neutro (Estévez.,2018) como se muestra en la tabla 12:

Grupo de bacterias	pH
Fermentativas	[7,2-7,4]
Acetogénicas	[7,0-7,2]
Metanogénicas	[6,5-7,5]

Tabla 12: Grupos de bacterias y pH en el que se encuentran activas. Fuente: (Estévez, 2018)

Temperatura:

La temperatura es uno de los principales factores ambientales que afectan al crecimiento bacteriano. Las bacterias anaeróbicas se ven afectadas del mismo modo que las aeróbicas. Las tasas de crecimiento suelen aumentar con el aumento de la temperatura hasta un cierto límite, mientras que se produce un rápido descenso del crecimiento a medida que la temperatura se aproxima al límite superior de supervivencia de la bacteria. Además de influir en las tasas de crecimiento de las bacterias, la temperatura también influye en parámetros físicos como la viscosidad, la tensión superficial y las propiedades de transferencia de masa. Aparte de la dependencia general del estado estacionario de la temperatura, también es importante la estabilidad de la temperatura. Además de la dependencia general de la temperatura en estado estacionario, también es importante la estabilidad de la temperatura, ya que incluso cambios relativamente pequeños en la temperatura provocan un descenso de la eficacia hasta que se produce la adaptación.

El tratamiento de residuos en reactores anaerobios se realiza normalmente dentro de dos rangos de temperatura: alrededor de 25-40 °C, conocido como rango mesófilo, y superior a 45 °C, conocido como rango termófilo (Angelidaki et al., 2003). Esto se refleja en la figura 9 que se muestra a continuación:

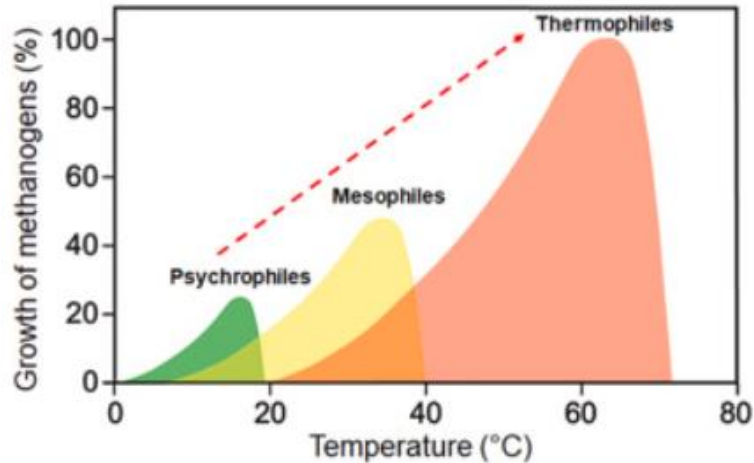


Figura 9: Los regímenes de temperatura, junto con la tasa de crecimiento del microorganismo metanogénico. Fuente: (Dev et al., 2019)

Inhibidores: Las bacterias metanogénicas en los sistemas anaeróbicos son en su mayoría sensibles a la presencia de compuestos tóxicos, que es la principal limitación del tratamiento anaeróbico. Estas sustancias inhibitoras pueden ser la causa del trastorno o falla del reactor anaeróbico, algunas de las sustancias tóxicas pueden incluir las siguientes (Chen et al., 2008):

- Compuestos inorgánicos de azufre (sulfato, sulfito y sulfuro)
- Oxidantes, incluido el peróxido de hidrógeno
- Orgánicos de bajo peso molecular
- Metales pesados
- Hidrógeno molecular

8.2 Anexo B: Estudios relacionados a la producción de biogás

Efecto del tiempo de retención hidráulica en la digestión anaerobia de lodos municipales de Xiao Jiahe (Alepu & Li, 2016)

En este estudio, el protocolo de investigación se diseñó para examinar el efecto del tiempo de retención hidráulica (TRH) en la eficiencia de la producción de biogás a partir de lodos biológicos provenientes de aguas residuales recuperados del proceso de coagulación y adsorción de la planta municipal de tratamiento de Xiao Jiahe e informar sobre su rendimiento global. Se utilizaron tres reactores de mezcla completa (CSTR) con un volumen de trabajo de 900 mL. El experimento del digestor se llevó a cabo en tres CSTR equipados con una placa inferior, que soportaba el mezclador y la rotación del mezclador, además las condiciones de operación fueron con una temperatura mesofílica de 35°C con tres tiempos de retención hidráulica diferentes de 10, 20 y 30 días para los reactores 1, 2 y 3 respectivamente.

Según el estudio el proceso de digestión anaerobia es un enfoque prometedor para reducir las cantidades de lodos de depuradora biodegradables y también un productor de energía. El proceso representa un método efectivo y factible para convertir la enorme cantidad de lodos de depuradora recuperados durante el proceso en bioenergía. A partir de los resultados obtenidos, los reactores tenían composición de metano entre el 60-70%, donde el reactor 3 operado con 30 días mostró un rendimiento estable con el mayor rendimiento de metano de 170 mL/gDQO con una reducción del 89% de la materia orgánica.

Aplicación de dos biorreactores anaerobios de membrana con membranas de diferente tamaño de poro para el tratamiento de aguas residuales municipales (Ji et al., 2020)

Se investigaron las características de dos biorreactores de membrana anaeróbica (AnMBR), uno con una membrana de fibra hueca de 0,4 μm de tamaño de poro y el otro con una membrana de 0,05 μm de tamaño de poro para el tratamiento de aguas residuales municipales, bajo un tiempo de residencia de 12 horas al tratarse de un experimento a escala de laboratorio. Para este estudio se trabajó con un volumen de 20 L para ambos casos, y los lodos biológicos alimentados se encontraban a condiciones ambientales en la ciudad de Tagajō (25°C) con un pH entre 6,8 y 7,1.

El rendimiento del proceso se evaluó en términos de eficiencia de eliminación orgánica y producción de biogás.

Los resultados verificaron la aplicación exitosa del proceso AnMBR en el tratamiento de aguas residuales municipales con membranas de diferentes tamaños de poro, y también indicaron que el tamaño de los poros de la membrana parece no tener influencia sobre la filtración de la membrana, la eliminación orgánica y el rendimiento de la producción de biogás. A continuación, en la tabla 13 se muestra un resumen de los parámetros obtenidos.

Elemento	Membrana 1 (0,4 µm)	Membrana 2 (0,05 µm)
% Eliminación de DQO	89,3	89,1
% Contenido de CH ₄	75,02	75,70
L CH ₄ /Kg de DQO Removida	[0,14-0,20]	[0,15-0,21]
pH del lodo biológico	[6,8-7,1]	[6,8-7,1]

Tabla 13: Resumen de los valores obtenidos para ambos tamaños de membrana. Fuente: (Ji et al., 2020)

Un reactor anaeróbico modificado con deflectores para el tratamiento de aguas residuales municipales (Bodkhe, S. 2009)

Se desarrolló un reactor anaeróbico modificado con deflectores (MABR) de nueve cámaras (Volumen de 32 L) para el tratamiento de aguas residuales municipales. La evaluación del rendimiento del reactor se llevó a cabo durante 375 días en 11 TRH diferentes que oscilaron 3 horas y 6 días, además de considerar una temperatura de 35°C. Se encontró que el rendimiento específico de biogás con un TRH de 6 días fue de 0,34 m³CH₄/Kg de DQO y 67% respectivamente. El estudio evaluó el patrón de rendimiento del MABR y lo identificó como una tecnología de reactor adecuada para la gestión de aguas residuales municipales en la India. Con esto la MABR puede ser útil como planta compacta de tratamiento de aguas residuales para viviendas individuales o pequeñas colonias en las condiciones climáticas de la India.

Recuperación de biogás a partir de aguas negras y lodos de depuradora (Morandi et al., 2017)

En el estudio realizado por Morandi, se utilizó un biodigestor (CSTR) para el tratamiento de aguas municipales. Se cuenta con un volumen de 620 L, con un tiempo de retención hidráulico de 21 días y una temperatura de 35°C, logrando una reducción de la DQO en un 70% y una producción de 0,332 m³ CH₄/kg de DQO removido, lo que corroboró un buen funcionamiento de la operación mesófila estable del proceso anaeróbico. Los resultados obtenidos indican que el uso de un biodigestor anaeróbico puede ser útil desde el punto de vista energético para la transición al uso de energías limpias.

El efecto del pretratamiento ácido en la digestión anaeróbica y deshidratación de lodos biológicos (Devlin et al, 2011)

En el experimento realizado por Devlin, se busca estudiar los efectos que puede tener un pretratamiento de los lodos biológicos al inyectar HCl en distintas concentraciones dejando reposar la muestra durante 24 horas a distintos valores de pH (entre 6 y 1), además mencionar que antes de ser añadidas al biorreactor se ajustó a un pH neutro mediante el uso de hidróxido de sodio.

La digestión anaeróbica se llevó a cabo utilizando un reactor de tanque de agitación continua (CSTR) a escala de laboratorio con un volumen de trabajo de 22 L, operando con un TRH de

12 días a 35 °C. Los reactores se operaron y controlaron durante 3 periodos de 12 días, para garantizar que se había alcanzado el estado estacionario.

Después de 12 y 21 días pronosticó un aumento de producción de biogás de 19.3% y 17.6%, respectivamente. Finalmente se concluyó en el estudio que un pretratamiento de pH 2 da como resultado un mayor rendimiento en la producción de metano, con un aumento promedio del 14,3 % en comparación con la corriente de lodo sin tratar.

Gestión integradora de lodos de depuradora municipales mediante la producción de biogás (Manyuchi et al., 2018)

En este estudio se investigó el potencial de generación de electricidad a partir del biogás de lodos biológicos aprovechado en plantas depuradoras municipales. Se investigaron dos plantas en Crow borough y Marlborough como posibles proveedores de materia prima para la generación de biogás. La generación de biogás se cuantificó en matraces de 250 mL que se encontraban en condiciones anaeróbicas a temperaturas mesófilas de 37 °C, un pH de 6,9 con un tiempo de retención hidráulica de 15 días. Se obtiene una disminución de sólidos totales y volátiles en un 25,4% y un 14,5% respectivamente, además de un contenido del 72% de metano en el biogás. Se llega a determinar que las plantas depuradoras municipales proporcionan una alternativa para la generación de biogás, promoviendo la recuperación de recursos.

8.3 Anexo C: Modelos de biodigestores

A continuación, se muestran los distintos tipos de biodigestor y sus características.

Modelo hindú

Estos digestores en general son enterrados y verticales, semejando a un pozo. Se cargan por gravedad una vez al día, con un volumen de mezcla que depende del tiempo de fermentación o retención y producen una cantidad diaria más o menos constante de biogás si se mantienen las condiciones de operación. El gasómetro está integrado al sistema, o sea que, en la parte superior del pozo flota una campana donde se almacena el gas como se muestra en la figura 10.

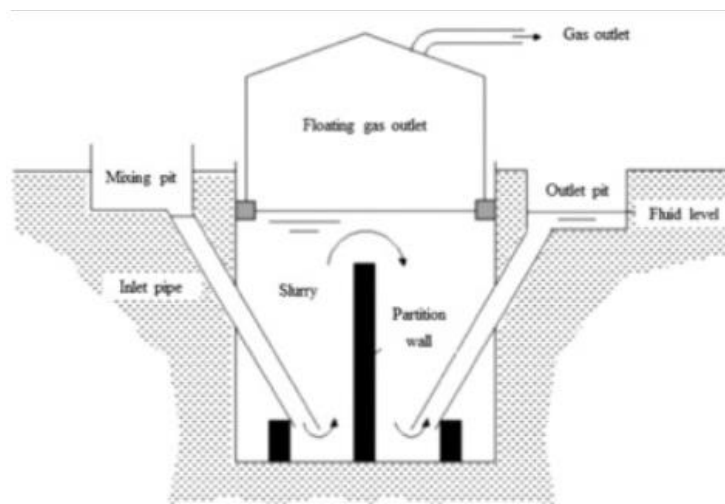


Figura 10: Biodigestor tipo hindú Fuente: (Garfí et al., 2016)

Modelo Chino

Los digestores de este tipo son tanques cilíndricos con el techo y el piso en forma de domo y se construyen totalmente enterrados. En este tipo de digestores no existe gasómetro, almacenándose el biogás dentro del sistema. A medida que aumenta el volumen del gas almacenado en el domo del digestor, aumenta su presión forzando al líquido, en los tubos de entrada y salida a subir. En la figura 11 se muestra este tipo de modelo.

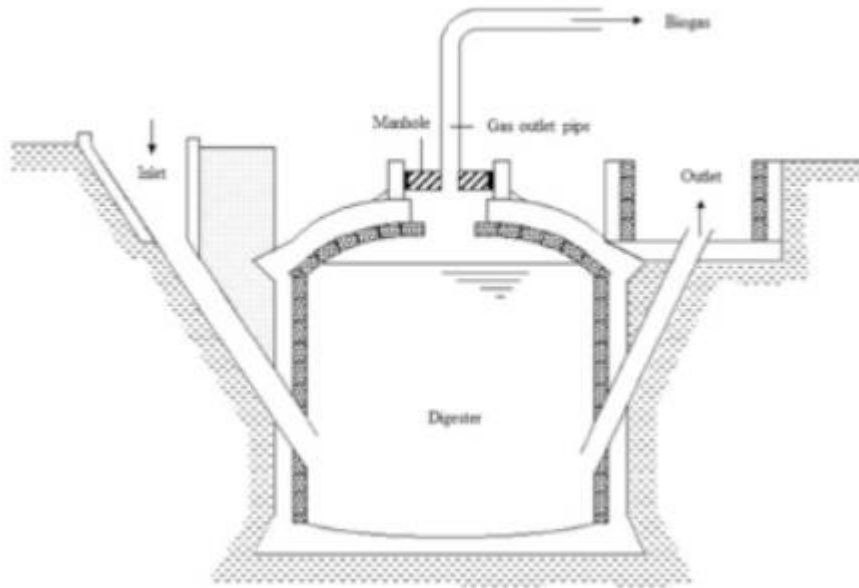


Figura 11: Biodigestor tipo Chino Fuente: (Garfí et al., 2016)

Modelo discontinuo

Este tipo consiste en una batería de tanques o depósitos herméticos (digestores) con una salida de gas conectada a un gasómetro flotante, donde se almacena el biogás. El objetivo de disponer de más un digestor es tener siempre uno de ellos en carga o en descarga, mientras el resto se encuentra en producción de biogás.

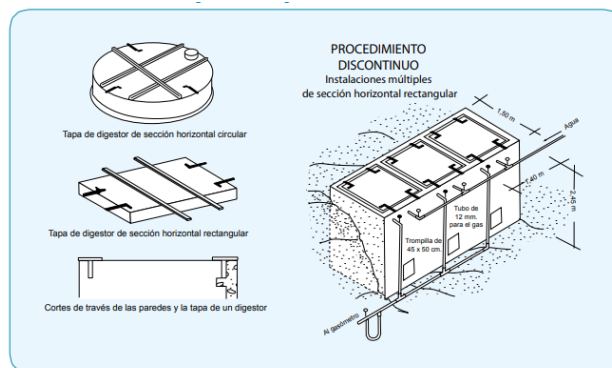


Figura 12: Biodigestor discontinuo. Fuente: (MINENERGIA et al., 2011)

Modelo de laguna

El digestor tipo laguna, se trata de un estanque anaeróbico tradicional, la cual se cubre con una cubierta impermeable. La cubierta permite atrapar el biogás que se produce durante la descomposición de la materia prima. La tasa de producción de metano en estos digestores depende de la temperatura ambiente, por lo que no son productores eficientes de biogás en

climas fríos. Sin embargo, son menos caros que otros tipos de digestores y resultan eficaces para reducir los olores, incluso en climas fríos. Los principales inconvenientes de estos digestores son la necesidad de grandes extensiones de terreno y el escaso control del proceso.

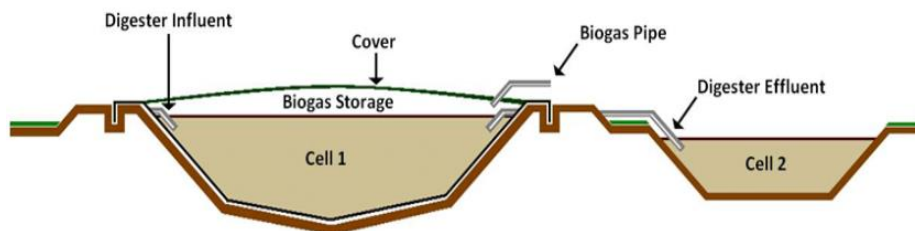


Figura 13: Biodigestor tipo laguna. Fuente: (Tauseef et al., 2013)

Modelo tubular

El digestor tubular, consiste en una bolsa de plástico tubular, una entrada y salida de PVC, y una tubería para recolectar biogás desde el digestor hasta el depósito. La bolsa tubular de polietileno o PVC (el digestor) está enterrada en una zanja. La materia prima diluida fluye a través de ella desde la entrada hasta la salida. No hay mezcla para evitar la sedimentación del material dentro del reactor ni calentamiento para aumentar la temperatura del líquido. El biogás se acumula en la parte superior de la bolsa y se recoge por medio de una tubería de gas conectada a un depósito. El gas se puede utilizar para cocinar, generación eléctrica, etc.

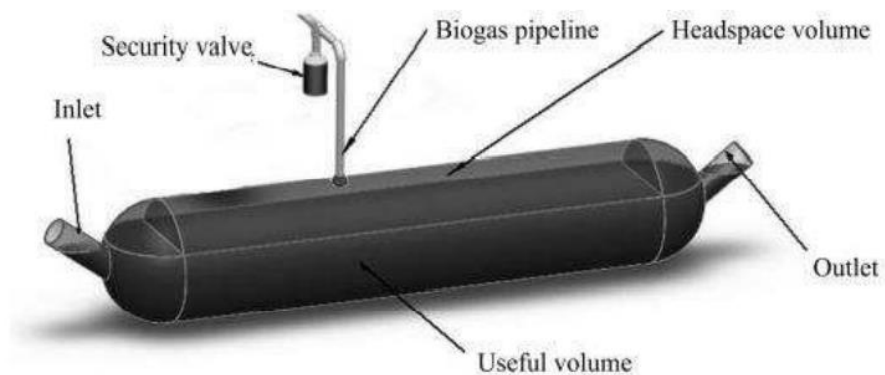


Figura 14: Biodigestor tipo tubular. Fuente: (Garfí et al., 2016)

Modelo Continuo Perfectamente Mezclado (CPM)

Este tipo de biodigestores se usa frecuentemente en investigación debido a su simplicidad en diseño y operación, pero también por sus ventajas en experimentación. En comparación con otras configuraciones, el CPM proporciona una mayor uniformidad de los parámetros del sistema, como la temperatura, la mezcla, la concentración química y la concentración del sustrato. Por otro lado, todas las configuraciones comparten características de diseño fundamentales y parámetros operativos que hacen que el CSTR sea adecuado para la mayoría de las evaluaciones preliminares. En la figura 15 se representa este modelo de biodigestor.



Figura 15: Reactor continuamente agitado. Fuente: (GIZ, 2018)

8.4 Anexo D: Caracterización planta aguas servidas de Coyhaique

Aguas Patagonia es una empresa ubicada alrededor de la región de Aysén en comunidades de Coyhaique, Aysén, Chile Chico, Cochrane, Balmaceda, Puerto Ibáñez y Puerto Cisnes. La empresa se encarga de la producción y distribución de agua potable, alcantarillado y tratamiento de aguas servidas. Siendo su misión ser reconocido como un excelente operador de servicios, con énfasis en el desarrollo de un equipo humano de excelencia, participando activamente en el crecimiento regional con un alto compromiso social y ecológico, lo que se refleja en proyectos como la implementación de puntos de descarga para casas rodantes, apoyo a estudiantes de enseñanza básica y profesional, estas son algunas formas de ayudar al desarrollo de la región. (Aguaspatagonia, 2023)

En la figura 16 se muestra un esquema del tratamiento de aguas residuales convencionales, basado en el funcionamiento de la planta de aguas servidas de Coyhaique.

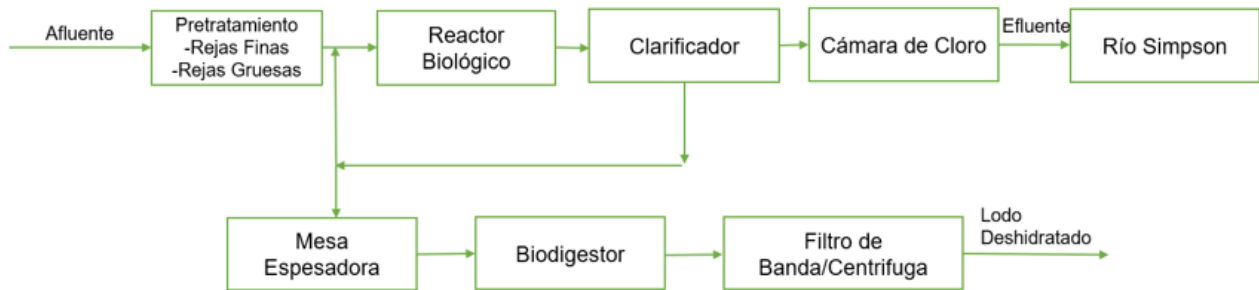


Figura 16: Diagrama de bloques planta tratamiento de aguas servidas Coyhaique Fuente: Elaboración Propia

El área de la planta está ubicada en la región de Aysén, la cual se caracteriza por tener un clima oceánico de bajas temperaturas, con abundantes precipitaciones, fuertes vientos y mucha humedad. Esta zona se encuentra protegida por un cordón montañoso de la cordillera, la que permite una disminución de las precipitaciones. En la ciudad de Coyhaique la precipitación es de 1385 mm anuales. (bcn, 2023)

Es importante considerar las pérdidas de calor hacia el ambiente, en este caso se utiliza el evento más desfavorable en la zona. Se utiliza como fuente la página “Weatherspark”, que otorga el promedio mínimo de la temperatura para el año 2021. La temperatura media mensual del aire para Coyhaique varía entre 1,5 y 17° C, (Weatherspark, 2023) valores extremos que

corresponden a los meses de junio y diciembre respectivamente, por lo que se utilizara un valor promedio en los cálculos de 9,3°C.

Mes	Enero	Febrero	Marzo	Abril	Mayo	Junio	Julio	Agosto	Septiembre	Octubre	Noviembre	Diciembre
Temperatura del Aire °C												
Maxima	26	33	30	19	14	12	14	16	18	22	25	31
Minima	3	3	0	-1	-5	-9	-2	-3	-2	-1	0	3
Media	14,5	18	15	9	4,5	1,5	6	6,5	8	10,5	12,5	17
Precipitacion (mm)												
Total	103	77	108	132	161	176	158	171	110	134	133	126
Humedad relativa (%)												
Media	77	79	82	84	89	91	93	90	85	79	79	77

Tabla 14: Temperatura mínima media anual para la ciudad de Coyhaique (2021). Fuente: Weatherspark.

pH

En la tabla 15 se presentan los valores entregados por la empresa aguas Patagonia correspondiente al pH, de forma similar se adjuntan las tablas para temperatura, caudal, DQO y consumo eléctrico.

Tabla pH Promedios				
	2019	2020	2021	2022
Enero	7,39	7,20	7,33	7,38
Febrero	7,29	7,27	7,40	7,50
Marzo	7,45	7,34	7,32	7,39
Abril	7,44	7,32	7,29	7,25
Mayo	7,42	7,20	7,01	7,13
Junio	7,20	6,82	6,86	7,24
Julio	7,26	6,95	6,85	7,18
Agosto	7,36	6,92	7,02	7,19
Septiembre	7,51	7,00	7,12	7,14
Octubre	7,24	7,24	7,11	7,31
Noviembre	7,32	7,16	7,26	7,27
Diciembre	7,29	7,27	7,41	7,18

Tabla 15: Valores promedio por mes entre 2019 y 2022. Fuente: Aguas Patagonia.

Temperatura

Los datos utilizados para calcular la temperatura promedio a utilizar en el diseño de los equipos se muestran en la tabla 16.

Tabla Temperatura Promedios [°C]					
	2018	2019	2020	2021	2022
Enero	14,7	15,5	17,2	17,8	19,3
Febrero	17,1	19,1	16,7	19,9	20,1
Marzo	15,9	15,3	16,8	18,5	18,2
Abril	13,6	14,6	15,7	16,6	15,7
Mayo	12,2	12,9	12,9	14,3	14,9
Junio	9,3	9,9	10,8	11,3	11,4
Julio	10,0	8,9	9,0	10,8	10,7
Agosto	9,4	9,4	9,0	10,8	11,4
Septiembre	9,8	10,0	10,4	12,3	11,8
Octubre	11,0	12,1	12,0	13,5	13,5
Noviembre	13,1	13,5	14,7	15,9	16,0
Diciembre	15,6	15,7	15,9	18,7	19,1

Tabla 16: Valores promedio por mes entre 2018 y 2022. Fuente: Aguas Patagonia.

Caudal

Los datos utilizados para calcular el caudal promedio a utilizar en el diseño de los equipos se muestran en la tabla 17.

Tabla Caudales Promedios [L/s]					
	2018	2019	2020	2021	2022
Enero	66,6	45,6	61,5	35,8	58,0
Febrero	58,2	50,7	60,6	33,4	56,9
Marzo	78,4	50,5	62,6	44,7	67,1
Abril	69,6	48,1	60,1	45,9	59,2
Mayo	68,6	52,7	53,6	51,8	80,2
Junio	80,9	59,8	99,6	64,5	61,3
Julio	83,3	54,9	69,9	77,1	83,6
Agosto	76,7	52,8	64,2	69,6	73,7
Septiembre	96,9	58,3	72,8	45,9	99,5
Octubre	62,4	54,7	48,5	42,9	66,5
Noviembre	56,7	63,8	39,4	33,9	36,0
Diciembre	53,1	60,7	37,4	61,2	55,0

Tabla 17: Valores promedio de los caudales por mes entre 2018 y 2022. Fuente: Aguas Patagonia.

DQO

Los datos utilizados para calcular la concentración de la DQO promedio a utilizar en el diseño de los equipos se muestran en la tabla 18.

Tabla DQO Promedio [mg/L]			
	2020	2021	2022
Enero	2327	2482	3379
Febrero	2979	2255	2405
Marzo	1595	3383	2802
Abril	2699	2054	2305
Mayo	2079	2167	2558
Junio	2273	2089	2233
Julio	2148	2871	2653
Agosto	2438	2438	2538
Septiembre	3006	2974	2974
Octubre	2309	3290	3290
Noviembre	3440	3371	3371
Diciembre	2548	2394	2653

Tabla 18: Valores promedio de DQO 2020 y 2022. Fuente: Aguas Patagonia.

Consumo energía eléctrica

El consumo eléctrico dentro de la planta se muestra en la tabla 19.

Tabla promedios Consumo Eléctrico [kWh/día]				
	2019	2020	2021	2022
Enero	4121,8	2352,4	2588,1	6230,3
Febrero	4121,8	2722,8	2706,4	3294,0
Marzo	3958,5	2782,1	2916,0	3493,9
Abril	3886,3	2866,4	3810,2	3373,2
Mayo	1936,9	2759,2	4023,5	3623,6
Junio	3971,2	2911,6	3902,0	2338,5
Julio	1610,1	4235,5	3682,1	2508,4
Agosto	1744,3	4175,2	3571,7	2549,0
Septiembre	1842,2	4539,2	3638,4	2447,6
Octubre	2043,5	4947,1	3588,2	2475,9
Noviembre	2252,4	4901,6	2643,6	2420,0
Diciembre	2211,3	4305,3	3025,9	3286,2

Tabla 19: Valores promedio del consumo eléctrico en la PTAS entre 2019 y 2022. Fuente: Aguas Patagonia.

Además, en la tabla 20 se muestra el valor promedio a utilizar y el rango en que se encuentra la variable de acuerdo con la desviación estándar.

Parámetro	Medida	Desviación Estándar	Valor Promedio	Rango de trabajo
pH	-	0,16	7,22	7,06 – 7,39
Temperatura	°C	3,22	13,9	10,6 – 17,1
Caudal	L/s	15,2	60,6	45,4 – 75,8
DQO	mg/L	470	$2,6 \times 10^3$	$2,2 \times 10^3 - 3,1 \times 10^3$
Energía Eléctrica	kWh/día	958	$3,2 \times 10^3$	$4,2 \times 10^3 - 2,3 \times 10^3$

Tabla 20: Desviación estándar, valor promedio y rango de trabajo para los parámetros medidos en la PTAS. Fuente: Elaboración propia.

8.5 Anexo E: Cálculos de generación y diseño de la planta de biogás

Producción de gas metano

El caudal de metano se puede calcular mediante la ecuación 1 presentada en el Capítulo 4 de metodología:

$$Q_{Metano} = C_{DQO} \left(\frac{mgO_2}{L} \right) * 10^{-6} \left(\frac{kg}{mg} \right) * 1000 * \left(\frac{L}{m^3} \right) * Q_l \left(\frac{m^3}{dia} \right) * (\%DQO) * F_{CH_4/DQO} \left(\frac{m^3 NCH_4}{kg DQO} \right)$$

Donde:

C_{DQO} : Concentración de la demanda química de oxígeno $\left[\frac{mgO_2}{L} \right]$

Q_l : Caudal de lodo $\left[\frac{m^3}{dia} \right]$

$F_{CH_4/DQO}$: Factor de conversión entre metano y DQO removida $\left[\frac{m^3 NCH_4}{kg DQO} \right]$

$\%DQO$: Porcentaje de eliminación de DQO

Además, es importante considerar que los valores del factor de conversión y el porcentaje de eliminación se utilizó un valor promedio de la tabla 3, en la cual se juntaron varias referencias para llegar a esos valores.

$$Q_{Metano} = 2,6 * 10^3 \left(\frac{mgO_2}{L} \right) * 10^{-6} \left(\frac{kg}{mg} \right) * 1000 * \left(\frac{L}{m^3} \right) * 207 \left(\frac{m^3}{dia} \right) * 0,691 * 0,261 \left(\frac{m^3 NCH_4}{kg DQO} \right)$$

$$Q_{Metano} = 97,1 \left(\frac{m^3 NCH_4}{dia} \right)$$

$$Q_{Metano} = 97,1 \left(\frac{m^3 NCH_4}{dia} \right) * \frac{350}{1} \left(\frac{dias}{año} \right) = 33.972 \left(\frac{m^3 NCH_4}{año} \right)$$

Generación de energía eléctrica

Para determinar la energía eléctrica a producir, se puede utilizar la ecuación 2 del Capítulo 4 (Ji et al., 2021), donde la eficiencia del generador eléctrico se puede estimar en un 38% de rendimiento (Goulding & Power, 2013):

$$E_E = V_{CH_4} * PC_{CH_4} * ef$$

Donde:

E_E : Energía eléctrica generada $\left[\frac{kWh}{año} \right]$

V_{CH_4} : Volumen generado de metano $\left[\frac{m^3}{año} \right]$

PC_{CH_4} : Poder calorífico del metano $\left[\frac{kWh}{m^3}\right]$ (Davis et al., 2016)

ef : Eficiencia del generador eléctrico

Además, se tiene en consideración que la planta de biogás tenga un funcionamiento de 350 días por año debido a mantenimiento o fallas que se puedan presentar durante la operación.

$$E_E = 97,1 \left[\frac{m^3}{dia}\right] * \frac{350 [dia]}{1 [año]} * 0,38 * 9,97 \left[\frac{kWh}{m^3}\right] = 352,6 \left[\frac{kWh}{dia}\right]$$

$$E_E = 97,1 \left[\frac{m^3}{dia}\right] * \frac{350 [dia]}{1 [año]} * 0,38 * 9,97 \left[\frac{kWh}{m^3}\right] = 128.709 \left[\frac{kWh}{año}\right]$$

Memoria de cálculo de los equipos

En esta sección se detalla el cálculo y las suposiciones realizadas en el dimensionamiento de los equipos que llevan a cabo el proceso.

Volumen del biodigestor

El volumen de carga diario es de 2,4 L/s diario, valor que corresponde a un 4% (purga) del lodo secundario, además se considera un valor del TRH de 14 días según lo obtenido en la tabla 3. Utilizando la ecuación 3 el volumen esta dado por (Matheri et al.,2018):

$$V_B = TRH [día] * Q_l \left[\frac{m^3}{día}\right]$$

Donde:

$TRH =$ Tiempo de retención hidráulico [días]

$Q_l =$ Caudal de lodo $\left[\frac{m^3}{día}\right]$

$V_B =$ Volumen biodigestor $[m^3]$

$$V_B = 14 dias * 207 \left[\frac{m^3}{día}\right]$$

$$V_B = 2.898 [m^3]$$

Además, es importante considerar un volumen por seguridad en caso de rebalse del lodo. En este caso se utilizará un sobredimensionamiento del volumen de un 20%. (Griffin et al, 2009)

$$V_B = 2.898 * (100 + 20)\% [m^3]$$

$$V_B = 3.477 [m^3]$$

Altura del biodigestor

Utilizando el valor del volumen calculado anteriormente y una relación entre la altura con el diámetro de 1:1 (Matheri et al.,2018), se puede determinar el valor de ambos parámetros con las ecuaciones 4,5 y 6, en este caso se tiene lo siguiente:

$$V_B = \frac{H_B * D_B^2 * \pi}{4}$$

$$V_B = \frac{D_B * D_B^2 * \pi}{4} = \frac{\pi D_B^3}{4}$$

$$V_B - \frac{\pi D_B^3}{4} = 0$$

Donde:

$R_B =$ Radio del biodigestor [m]

$H_B =$ Altura del biodigestor [m]

$V_B =$ Volumen biodigestor [m^3]

Queda una ecuación de tercer grado la cual se puede resolver mediante la función Solver de Excel obteniendo un resultado de:

$$\frac{(16,4[m])^3 * \pi}{4} - 3.477[m]^3 = 0$$

$$H_B = 16,4 m$$

El valor del diámetro se determina mediante la relación mencionada anteriormente con un valor de 16,4 [m].

El cálculo del espesor del biodigestor se puede calcular mediante la ecuación 7 del capítulo 4:

$$t = \frac{PR_B}{SE - 0,6P}$$

Donde:

$t = \text{Espesor del biodigestor [in]}$

$P = \text{Presión de diseño [PSI]} = 15 \text{ [PSI]} (\text{Ma \& Hadi, 2012})$

$R_B = \text{Radio del biodigestor [in]} = 322 \text{ [in]}$

$S = \text{Tensión admisible del material [PSI]} = 20.000 \text{ [PSI]}$

$E = \text{Eficiencia de la soldadura} = 0,85$

$$t = \frac{PR_B}{SE - 0,6P} = \frac{15 \text{ [PSI]} * 8,2 \text{ [m]} * \frac{39,3 \text{ [in]}}{1 \text{ [m]}}}{0,85 * 20.000 \text{ [PSI]} - 0,6 * 15 \text{ [PSI]}} = 0,275 \text{ [in]} = 7 \text{ [mm]}$$

Los valores para la tensión del material y eficiencia de la soldadura se obtuvieron desde el código ASME VIII.

Agitador biodigestor

Para los agitadores de hélice, se puede utilizar una relación entre diámetro del agitador y del biodigestor de 1:3 (Böhm et al., 2019), con este valor se puede determinar el diámetro del agitador.

Usando la ecuación 8 del capítulo 4 se tiene que:

$$D_A = \frac{D_B}{3}$$

Donde:

$D_A = \text{Diámetro Agitador [m]}$

$D_B = \text{Diámetro biodigestor [m]}$

$$D_A = \frac{16,4}{3} \text{ m} = 5,4 \text{ m}$$

Luego la potencia del agitador de hélice se calcula utilizando la siguiente ecuación N°8 mencionada en el capítulo 4:

El valor de N_p depende principalmente del tipo de flujo con el que se está trabajando, en este caso se utilizara un valor de 0,35, suponiendo que se trabaja en un régimen de flujo turbulento (Zhong et al., 2020).

Se recomienda el uso de velocidades que no superen las 20 RPM para mantener la mezcla homogénea en el biodigestor (Ramalema et al., 2010). Además, utilizando un valor de 1100

kg/m³ (Kong et al., 2021) para la densidad del lodo, con esto ya se puede determinar el valor de la potencia del agitador utilizando la ecuación 9.

$$P_A = N_p * D_A^5 * N^3 * \rho_l$$

Donde:

P_A = Potencia del agitador [kW]

N_p = Número de poder agitador

D_A = Diametro Agitador [m]

N^3 = Velocidad para el eje del agitador $\left[\frac{1}{s^3}\right]$

ρ_l = Densidad lodo $\left[\frac{kg}{m^3}\right]$

$$P_A = 0,35 * 1100 \left[\frac{kg}{m^3}\right] * 5,4^5 [m^5] * 0,33^3 \left[\frac{1}{s^3}\right] = 67,9 [kW]$$

Al conocer el diámetro de los agitadores que es de 5,4 m, se realiza la suposición que se debe mantener todo el espacio cubierto, para mantener la mezcla homogénea por lo que se requiere de 3 agitadores en el biodigestor.

Intercambiador de calor del biodigestor

Se debe determinar el valor del calor requerido dentro del sistema, de acuerdo con la ecuación 10 del capítulo 4 se tiene lo siguiente:

$$\dot{Q}_{calor,lodo} = \dot{m}_l * C_{p,lodo} * \Delta T_{lodo} = -\dot{m}_{H2O} * C_{p,H2O} * \Delta T_{H2O}$$

Donde:

$\dot{Q}_{calor,lodo}$ = Calor requerido por la corriente de lodo $\left[\frac{kJ}{s}\right]$

\dot{m}_l = Flujo de alimentacion de lodo al biodigestor $\left[\frac{kg}{s}\right]$

$C_{p,lodo}$ = Calor especifico del lodo en el biodigestor $\left[\frac{kJ}{kg \text{ } ^\circ C}\right]$

ΔT_{lodo} = Variacion de temperatura entre la alimentacion y el biodigestor [$^\circ C$]

\dot{m}_{H2O} = Flujo de agua en el intercambiador de calor $\left[\frac{kg}{s}\right]$

$C_{p,H2O}$ = Calor especifico del agua $\left[\frac{kJ}{kg \text{ } ^\circ C}\right]$

$\Delta T_{H_2O} = \text{Variación de temperatura en la entrada y salida del intercambiador } [^{\circ}\text{C}]$

Cuando se trabaja con digestión anaeróbica, el calor específico del fluido (lodo) se puede estimar mediante una función que relaciona los sólidos totales que presenta la solución (Hashimoto et al., 1981), se utiliza la ecuación 11:

$$C_{p,lodo} = 4,18 * (1 - 0,00812 * \%SólidosTotales)$$

Además, como se mencionó anteriormente se supondrá que el fluido cuenta con un porcentaje de sólidos totales del 5% (Baroutian et al., 2013)

$$C_{p,lodo} = 4,18 * (1 - 0,00812 * 5)$$

$$C_{p,lodo} = 4,01 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg} * ^{\circ}\text{C}} \right]$$

Podemos notar que el resultado se asemeja al calor específico del agua de 4,18 (Ochsner et al., 2001), debido al fluido que cuenta con un 95% de agua.

El caudal de lodo que ingresa al biodigestor se estimara una temperatura de 33,1°C respecto a la tabla 3 y según los datos entregados por la empresa se utilizara un valor promedio de 13,9°C, el calor requerido es el siguiente:

Calor necesario corriente de lodo

$$\dot{Q}_{calor,lodo} = 2,4 \left[\frac{\text{L}}{\text{s}} \right] * 1,1 \left[\frac{\text{kg}}{\text{L}} \right] * 4,01 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg} * ^{\circ}\text{C}} \right] * (33,1 - 13,9)[^{\circ}\text{C}] = 203,2 \text{ [kW]}$$

Perdidas de calor al exterior

Se debe considerar las pérdidas al exterior por parte del biodigestor, ya que la aislación no es perfecta, estas se pueden calcular utilizando la ecuación 12.

$$\dot{Q} = U * A * \Delta T_{ln}$$

Donde:

$\dot{Q} = \text{calor transferido [kW]}$

$U = \text{Coeficiente global de transferencia de calor } \left[\frac{\text{W}}{\text{m}^2 * ^{\circ}\text{K}} \right]$

$A = \text{area transferencia de calor [m}^2\text{]}$

$\Delta T_{ln} = \text{Temperatura media logaritmica [}^\circ\text{K]}$

Para calcular el calor que se pierde al exterior, se tiene que calcular el coeficiente global de transferencia de calor (U), utilizando la ecuación 13:

$$\frac{1}{U_B} = \frac{1}{h_{aire}} + \frac{e_B}{k_h} + \frac{e_p}{k_p} + \frac{1}{h_{lodo}}$$

Donde:

$U_B = \text{Coeficiente global de transferencia de calor del biodigestor } \left[\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ K} \right]$

$h_{aire} = \text{Coeficiente de conveccion para el aire } \left[\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ K} \right]$

$h_{lodo} = \text{Coeficiente de conveccion del lodo } \left[\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ K} \right]$

$e_B = \text{Espesor manto del biodigestor [m]}$

$k_h = \text{Conductividad termica del acero inoxidable } \left[\frac{W}{m \cdot K} \right]$

$k_p = \text{Conductividad termica poliestireno } \left[\frac{W}{m \cdot K} \right]$

$e_p = \text{Espesor del aislante para biodigestor [m]}$

La conductividad térmica es una propiedad intrínseca de los material, en este caso el acero inoxidable y poliestireno. El valor de los espesores a utilizar en los cálculos es 7 mm para el acero y 0,05 m de poliestireno. Para determinar los coeficientes de convección se calcula con el número de Nusselt según la ecuación 15 del capítulo 4:

$$Nu = \frac{h_i * D}{k}$$

Donde:

$Nu = \text{Número de Nusselt}$

$h_i = \text{Coeficiente de conveccion del fluido } \left[\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ K} \right]$

$D = \text{Diametro en que se encuentra el fluido [m]}$

k = Conductividad termica del fluido $\left[\frac{W}{m K} \right]$

El Nusselt para el lodo del biodigestor, se calcula con la ecuación 16, que corresponde a estanques agitados con intercambiador de calor.

$$Nu = 0,87 * \left(\frac{D_A^2 * \rho_{lodo} * N}{\mu_{lodo}} \right)^{0,62} * \left(\frac{C_{p,lodo} * \mu_{lodo}}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu_c}{\mu_{lodo}} \right)^{0,14}$$

Donde:

D_A = Diametro del agitador [m]

ρ_{lodo} = Densidad del lodo $\left[\frac{kg}{m^3} \right]$

N = Velocidad de rotación del agitador helice $\left[\frac{1}{s} \right]$

μ_{lodo} = Viscosidad del lodo $\left[\frac{kg}{m * s} \right]$

k = Conductividad del agua $\left[\frac{W}{m * K} \right]$

$C_{p,lodo}$ = Calor especifico del fluido $\left[\frac{kJ}{kg * ^\circ C} \right]$

μ_c = Viscosidad fluido por dentro del intercambiador de calor $\left[\frac{kg}{m * s} \right]$

Se considera que la viscosidad y conductividad térmica del lodo son similares a las del agua. Esta suposición se realiza ya que el lodo cuenta con una composición del 95% de agua, por lo que el valor de ambos parámetros no debiese tener variaciones muy relevantes para el cálculo. El valor de la viscosidad y conductividad térmica a 33,1°C es de 0,00072 $\left[\frac{kg}{m*s} \right]$ (Kestin et al., 1978) y 0,62 $\left[\frac{W}{m*K} \right]$ (Kurt & Kayfeci., 2009) respectivamente, además para el agua que ingresa por el intercambiador se tiene una conductividad de 000282 $\left[\frac{kg}{m*s} \right]$ (Maréchal, 1994). Con esto se puede determinar el número de Nusselt:

$$Nu = 0,87 \left(\frac{5,4^2 [m^2] * 1100 \left[\frac{kg}{m^3} \right] * 0,33 \left[\frac{1}{s} \right]}{0,00072 \left[\frac{kg}{m*s} \right]} \right)^{0,62} \left(\frac{4,01 \left[\frac{kJ}{kg*^\circ C} \right] * 0,00072 \left[\frac{kg}{m*s} \right]}{0,62 \left[\frac{W}{m*K} \right] * \frac{1 kW}{1000 W}} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{0,000282 \left[\frac{kg}{m*s} \right]}{0,00072 \left[\frac{kg}{m*s} \right]} \right)^{0,14}$$

$$Nu = 35842$$

El valor de Nu se reemplaza para determinar el valor del coeficiente de convección del lodo en el biodigestor.

$$h_{lodo} = \frac{Nu * k}{D}$$

$$h_{lodo} = \frac{35842 * 0,62 \left[\frac{W}{m * K} \right]}{16,4 [m]} = 1370 \left[\frac{W}{m^2 * K} \right]$$

En condiciones normales, el coeficiente de convección del aire tiene un valor de $20 \left[\frac{W}{m^2 * K} \right]$ (Bensaci et al., 2020). Para el acero inoxidable (Lee et al., 2009) y poliestireno se tienen valores de $16,3 \left[\frac{W}{m^2 * K} \right]$ y $0,038 \left[\frac{W}{m^2 * K} \right]$, respectivamente. (Deshmukh et al., 2017)

$$\frac{1}{U_B} = \frac{1}{\left[\frac{W}{m^2 * K} \right]} + \frac{e_B [m]}{k_h \left[\frac{W}{m^2 * K} \right]} + \frac{e_p [m]}{\left[\frac{W}{m^2 * K} \right]} + \frac{1}{h_{lodo} \left[\frac{W}{m^2 * K} \right]}$$

$$\frac{1}{U_B} = \frac{1}{1370 \left[\frac{W}{m^2 * K} \right]} + \frac{0,007 [m]}{16,3 \left[\frac{W}{m^2 * K} \right]} + \frac{0,05 [m]}{0,038 \left[\frac{W}{m^2 * K} \right]} + \frac{1}{20 \left[\frac{W}{m^2 * K} \right]}$$

$$U_B = 0,73 \left[\frac{W}{m^2 * K} \right]$$

Luego de haber calculado el valor del U_B se debe determinar las superficies por las cuales se pierde calor al exterior. Estas superficies se calculan utilizando el valor del diámetro y altura determinados anteriormente.

El área para el tope y base del biodigestor se calcula mediante la ecuación 18:

$$A_B = A_T = \frac{D_B^2 * \pi}{4}$$

Donde:

$A_B =$ Area base del biodigestor $[m^2]$

$A_T =$ Area tope del biodigestor $[m^2]$

$D_B =$ Diametro biodigestor $[m]$

$$A_B = A_T = \frac{16,4[m^2] * \pi}{4} = 211,7 [m^2]$$

El área para el manto del biodigestor se calcula con la fórmula 19:

$$A_M = \pi * D_B * H$$

$$A_M = \pi * 16,4 [m] * 16,4 [m^2] = 847,1 [m^2]$$

Con el valor de las áreas ya determinadas y utilizando el valor promedio de la temperatura ambiente de 9,3°C según la tabla 14, se puede calcular la pérdida de calor al exterior.

$$\dot{Q}_P = U_B * (A_B * \Delta T_{B+A_T} * \Delta A_T + A_M * \Delta T_M)$$

$$\dot{Q}_P = 0,73 * (211,7 [m^2] * (33,1 - 9,3)[K] + 211,7 [m^2] * (33,1 - 9,3)[K] + 847,1 [m^2] * (33,1 - 9,3)[K])$$

$$Q_P = 22,1 [kW]$$

Luego el calor total necesario se puede determinar con la ecuación 20 del calor perdido al exterior y el calor que requiere la corriente de lodo a la entrada del biodigestor.

$$\dot{Q}_T = \dot{Q}_P + \dot{Q}_{calor,lodo}$$

$$Q_T = (203,2 + 22,1)[kW] = 225,3 kW$$

Para calcular el área requerida del intercambiador de calor, se debe utilizar la ecuación 14 así determinar el coeficiente global de transferencia de calor U para el intercambiador.

$$\frac{1}{U_I} = \frac{1}{h_{H2O}} + \frac{e_I}{k_I} + \frac{1}{h_l}$$

Donde:

$$U_I = \text{Coeficiente global de transferencia de calor del biodigestor} \left[\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ K} \right]$$

$$h_{H2O} = \text{Coeficiente de conveccion para el agua} \left[\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ K} \right]$$

$$h_l = \text{Coeficiente de conveccion del lodo} \left[\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ K} \right]$$

$$e_I = \text{Espesor manto del intercambiador de calor} [m]$$

$$k_I = \text{Conductividad termica del intercambiador de calor} \left[\frac{W}{m K} \right]$$

h_{lodo} se determinó anteriormente, por lo que resta calcular el coeficiente de convección para el agua, el que se determina mediante la ecuación 17:

$$Nu = 0,023 * Re^{0,8} Pr^{0,4}$$

Donde:

$Re = \text{Número de Reynolds [adimensional]}$

$Pr = \text{Número de Prandtl [adimensional]}$

El número de Reynolds y Prandtl se calculan con las ecuaciones 20 y 21:

$$Re = \frac{v * d * \rho}{\mu} \qquad Pr = C_p * \frac{\mu}{k}$$

Para calcular la velocidad en que circula el agua se debe tener el caudal de agua requerido por el intercambiador, así mantener la temperatura constante del caudal de lodos.

Se supone que la corriente de entrada de agua está saturada (100°C) y a la salida se encuentra a una temperatura de 70°C.

$$\begin{aligned} m_{H2O} &= \frac{\dot{Q}}{C_{p,H2O} * \Delta T_{H2O}} \\ m_{H2O} &= \frac{225,3 [kW]}{4,18 \left[\frac{kJ}{kg * ^\circ C} \right] * (100 - 70)[^\circ C]} * \frac{1}{1000} \left[\frac{m^3}{kg} \right] \\ m_{H2O} &= 0,00179 \left[\frac{m^3}{s} \right] \end{aligned}$$

Se recomienda utilizar tuberías de 2 pulgadas de diámetro y 2mm de espesor cuando se trata de agua (Miller & Logwinuk, 1951). La velocidad del agua se calcula mediante la ecuación 20.

$$v_{H2O} = \frac{m_{H2O}}{A_u}$$

Donde:

$v_{H2O} = \text{velocidad del agua} \left[\frac{m}{s} \right]$

$m_{H2O} = \text{caudal de agua requerido} \left[\frac{m^3}{s} \right]$

$A_u = \text{Area tubería del intercambiador de calor} [m^2]$

$$v_{H_2O} = \frac{0,00117 \left[\frac{m^3}{s} \right]}{\pi * \left(\frac{0,0508}{2} \right)^2 [m^2]}$$

$$v_{H_2O} = 0,88 \left[\frac{m}{s} \right]$$

Con el valor de la velocidad calculado, se puede determinar el valor del Reynolds y Prandtl utilizando las ecuaciones 22 y 23 respectivamente.

$$Re = \frac{0,88 \left[\frac{m}{s} \right] * 0,0508 [m] * 1000 \left[\frac{kg}{m^3} \right]}{0,000282 \left[\frac{kg}{m * s} \right]}$$

$$Re = 159.750$$

El cual corresponde a un flujo turbulento ya que se encuentra sobre los 4000 (Incropera & DeWitt, 1999).

Luego se calcula el valor del Prandtl de la siguiente forma:

$$Pr = \frac{4,18 \left[\frac{kJ}{kg * ^\circ C} \right] * 0,000282 \left[\frac{kg}{m * s} \right]}{0,62 \left[\frac{W}{m * ^\circ K} \right] * \frac{1}{1000} \left[\frac{kW}{W} \right]}$$

$$Pr = 1,87$$

Usando la ecuación 16 se tiene que:

$$Nu = 0,023 * Re^{0,8} Pr^{0,4}$$

$$Nu = 0,023 * 155.332^{0,8} * 1,87^{0,4}$$

$$Nu = 430,3$$

Con el Numero de Nusselt del agua ya calculado, se puede determinar el coeficiente de convección para esta utilizando la ecuación 15. Donde se requiere el diámetro de la tubería del intercambiador de calor y la conductividad del agua a 100°C, que tiene un valor aproximado de $0,7 \left[\frac{W}{m * K} \right]$ (Ramires et al., 1995).

$$h_{H_2O,intercambiador} = \frac{Nu_{H_2O} * k_{H_2O}}{D_I}$$

Donde:

$h_{H_2O,int}$ = Coeficiente de convección del agua en el intercambiador $\left[\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ K}\right]$

h_{H_2O} = Coeficiente de convección del agua en tubería a lo largo $\left[\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ K}\right]$

D_I = Diametro interior del intercambiador [m]

D_B = Diametro del biodigestor [m]

$$h_{H_2O,intercambiador} = \frac{430,3 * 0,7 \left[\frac{W}{m * K}\right]}{0,0508 [m]}$$

$$h_{H_2O,intercambiador} = 5.930 \left[\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ K}\right]$$

Con el coeficiente de convección del lodo y del agua ya calculado, además de la conductividad térmica del acero inoxidable de $16,3 \left[\frac{W}{m \cdot ^\circ K}\right]$ (Lee et al., 2009), se puede determinar el coeficiente global de transferencia de calor U con la ecuación 14.

$$\frac{1}{U_B} = \frac{1}{\left[\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ K}\right]} + \frac{e_I [m]}{k_I \left[\frac{W}{m \cdot ^\circ K}\right]} + \frac{1}{h_d \left[\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ K}\right]}$$

$$\frac{1}{U_B} = \frac{1}{5.930 \left[\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ K}\right]} + \frac{0,002 [m]}{16,3 \left[\frac{W}{m \cdot ^\circ K}\right]} + \frac{1}{1.370 \left[\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ K}\right]}$$

$$U_B = 254,1 \left[\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ K}\right]$$

Luego se debe calcular la temperatura media logarítmica, mediante la siguiente ecuación:

$$\Delta T_{ln} = \frac{(\Delta T_1 - \Delta T_2)}{\ln \left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)}$$

Donde:

ΔT_1 = Diferencia de temperatura entre el flujo de agua caliente y el lodo del digestor [K]

ΔT_2 = Diferencia de temperatura entre el flujo de agua fría y la entrada al digestor [K]

Para la temperatura de entrada y salida del agua es de 100°C y 70°C respectivamente, mientras que el lodo es de 37°C y 13,9°C.

Por último, utilizando la ecuación 12, se calcula el área de transferencia de calor para el intercambiador de calor.

$$\Delta T_1 = (100 - 33,1)[^\circ K] = 66,9[^\circ K]$$

$$\Delta T_2 = (70 - 13,9)[^\circ K] = 56,1[^\circ K]$$

$$\Delta T_{ln} = \frac{(66,9 - 56,1)}{\ln\left(\frac{66,9}{56,1}\right)} = 61,3[^\circ K]$$

$$A = \frac{\dot{Q}}{U * \Delta T_{ln}}$$

$$A = \frac{225,3 [kW] * 1000 \left[\frac{W}{kW}\right]}{254,1 \left[\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ K}\right] * 61,3[K]}$$

$$A = 14,1[m^2]$$

Diseño gasómetro

El gasómetro se diseñó respecto al biogás que se puede producir, el cual depende de la DQO, caudal y el factor de conversión como se menciona en el capítulo 4. Se considera que el biogás está compuesto por un 62,5% de CH₄, según el promedio que se puede obtener de la tabla 2. De acuerdo con esto el caudal de biogás es:

$$\dot{Q}_{biogas} = 97,1 \frac{m^3 NCH_4}{dia} * \frac{1}{0,625} \frac{m^3 Nbiogas}{m^3 NCH_4} = 155,3 \frac{m^3 Nbiogas}{dia}$$

El gasómetro se diseña mediante la ecuación 24, donde se considera un volumen del 6,7% de la producción total de biogás de un mes. (Santos et al, 2016)

$$V_{Gasometro} = 6,7\% * \left(\dot{Q}_{biogas} \left(\frac{m^3}{dia} \right) * 30 \text{ días} \right)$$

$$V_{Gasometro} = 6,7\% * \left(155,3 \left(\frac{m^3}{dia} \right) * 30 \text{ días} \right) = 312 m^3 Nbiogas$$

Equipos

Se muestran las figuras de equipos utilizados en la medición de los parámetros correspondientes a la digestión anaeróbica.

Medidor de pH



Figura 17: pHmetro YSI Econsense pH100A, Estados Unidos. Fuente: Ysi

Medidor de temperatura y oxígeno disuelto



Figura 18: Medidor Oxígeno disuelto y Temperatura YSI Econsense OD200, Estados Unidos
Fuente: Ysi

Medidor de caudal



Figura 19: Caudalímetro IFC 050, Krohne, Alemania. Fuente: Krohne

Medidor de DQO

Para la muestra se utilizan 2 mL de lodo en el tubo de ensayo, donde se debe agitar suavemente y luego colocarse en un termo reactor (HI839800 Marca HANNA Instruments) el cual se encuentra a una temperatura de 150°C antes de colocar la muestra. Se debe dejar el tubo durante dos horas para esperar que ocurra la reacción química, posteriormente la muestra se introduce en un espectrofotómetro (DR 900 Marca HACH instruments, Estados Unidos) donde se compara con una muestra en blanco para obtener el valor de la DQO. El equipo se observa en las figura 20 y 21 a continuación.



Figura 20: Kit de tubos de ensayos para determinar DQO, Estados Unidos. Fuente: HACH



Figura 21: Equipo DR 900 y Termo reactor HACH, Estados Unidos. Fuente: HACH

Algunos de los equipos seleccionados para el proceso son los siguientes:

Gasómetro

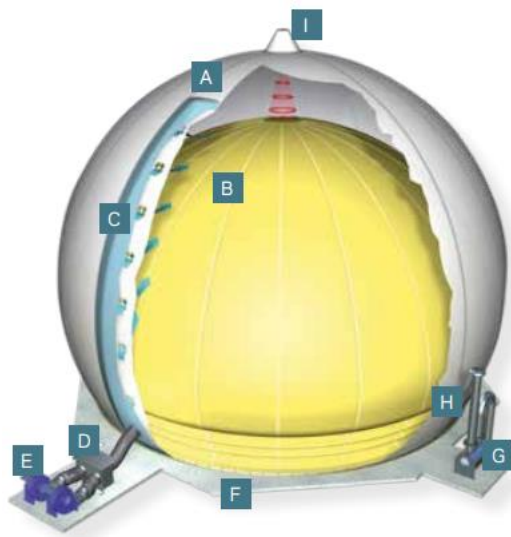


Figura 22: Gasómetro tres cuartos, Austria. Fuente: Sattler

TRES CUARTOS DE ESFERA				
designación del tipo	capacidad efectiva	diámetro / altura		presión máxima de servicio *
		Ø	H	
BA100 108/205	55 m³	5,0 m	3,8 m	70 mbar
BA100 109/205	75 m³	5,6 m	4,2 m	62 mbar
BA100 110/205	105 m³	6,2 m	4,7 m	56 mbar
BA100 111/205	135 m³	6,8 m	5,1 m	51 mbar
BA100 112/205	180 m³	7,4 m	5,6 m	46 mbar
BA100 113/205	215 m³	7,9 m	5,9 m	43 mbar
BA100 114/205	280 m³	8,6 m	6,5 m	40 mbar
BA100 115/205	345 m³	9,2 m	6,9 m	37 mbar
BA100 116/205	415 m³	9,8 m	7,4 m	35 mbar
BA100 117/205	495 m³	10,4 m	7,8 m	33 mbar

Tabla 21: Variantes de diseño gasómetro tipo tres cuartos de esfera. Fuente: Sattler

Generador eléctrico



Figura 23: Grupo generador LH400BMG, China. Fuente: Made in China

8.6 Anexo F: Evaluación económica del proyecto

Costos del proyecto

En este apartado se presentan los cálculos de los precios de los equipos más importantes del proyecto, como el biodigestor y el intercambiador de calor. Se utilizaron dos enfoques para determinar los costos: correlaciones de Guthrie y cotizaciones a proveedores y fabricantes. Las correlaciones de Guthrie ofrecen estimaciones generales basadas en datos históricos, mientras que las cotizaciones personalizadas proporcionan estimaciones más precisas y adaptadas a los requisitos específicos del proyecto. Al combinar ambos enfoques, se obtiene un análisis completo de los precios de los equipos. Es importante tener en cuenta que los precios pueden variar con el tiempo, por lo que se recomienda realizar actualizaciones periódicas de los cálculos de precios.

Costo biodigestor

La estimación del costo del biodigestor se realizó utilizando correlaciones de Guthrie, donde se requiere el uso del diámetro del biodigestor y altura, además del factor Marshall & Swift actualizado.

Para el costo del biodigestor se procede a utilizar la fórmula 27:

Donde:

D_B : Diámetro del biodigestor [m]

H_B : Altura del biodigestor [m]

$M\&S$: Factor Marshall & Swift

F_C : Factor de corrección

Year	M&S index
1970	303
1971	321
1972	332
1973	343
1974	394
1975	451
1976	483
1977	521
1978	566
1979	620
1980	679
1981	754
1982	785
1983	801
1984	818
1985	823
1986	827
1987	835
1988	870
1989	918
1990	949

Figura 24: Factor Marshall & Swift desde 1970-1990 Fuente: (Pascoe, 1992)

Para el factor de M&S para el año 2023 se calculó a través de una línea de tendencia de los datos de la figura 24. En la figura 25 se observa la ecuación asociada al factor de M&S.

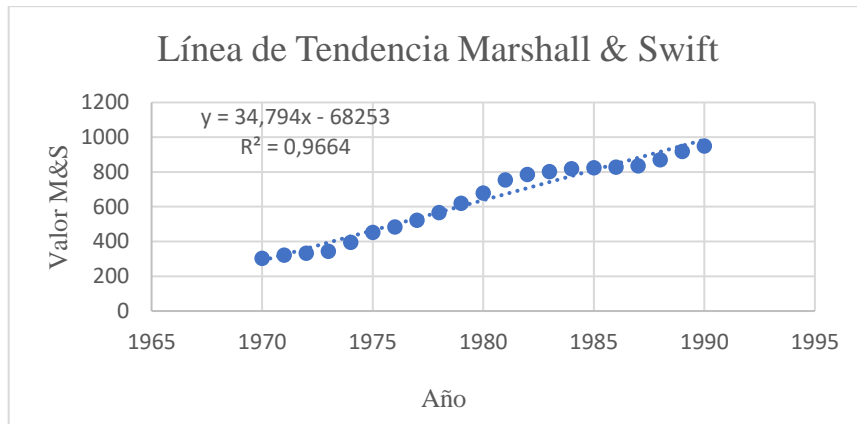


Figura 25: Línea de tendencia Marshall & Swift. Fuente: Elaboración Propia

Se obtuvo una línea de tendencia logrando la siguiente ecuación:

$$M\&S(\text{año}) = 34,794 * (\text{año}) - 68253$$

El M&S para el año 2023 es:

$$M\&S(2023) = 34,794 * (2023) - 68253$$

$$M\&S(2023) = 2135,2$$

Luego el costo para el biodigestor esta dado por:

$$Cc = \left(\frac{M\&S}{280}\right) \cdot 101,9 \cdot D_B^{1,066} \cdot H_B^{0,82} \cdot Fc$$

$$Cc = \left(\frac{2.135,2}{280}\right) \cdot 101,9 \cdot 53,7[ft]^{1,066} \cdot 53,7[ft]^{0,82} * 2.18$$

$$Cc = \$3.112.037 USD$$

Correlación de Guthrie para intercambiadores de calor

Para el intercambiador de calor la se utiliza la ecuación 28 como se muestra en el capítulo 4:

$$Cc = \left(\frac{M\&S}{280}\right) \cdot 101,3 \cdot A^{0,65} \cdot Fc$$

$$Cc = \left(\frac{2.135,2}{280}\right) \cdot 101,3 \cdot \left(14,1 [m^2] * \left(\frac{3,28}{1}\right)^2 \left[\frac{(ft)^2}{(m)^2}\right]\right)^{0,65} * 2,29$$

$$Cc = \$46.206 USD$$

Para otros equipos importantes como cogenerador de electricidad, agitador, gasómetro y antorcha se realizan mediante cotizaciones, los cuales se representan en la tabla 22:

Item	Equipo	Costo total [USD]	Fuente:
1	Biodigestor	\$3.112.037	Correlación Guthrie
2	Intercambiador de calor	\$46.206	Correlación Guthrie
3	Agitador	\$2.361	Indiamart
4	Gasómetro	\$21.200	Zorg Biogas
5	Cogenerador eléctrico	\$130.000	Made in China
6	Antorcha	\$20.670	Zorg Biogas
Total		\$3.332.474	

Tabla 22: Costos de los equipos en la planta. Fuente: Elaboración propia.

Al utilizar un valor de dólar de \$833,64 CLP, se requiere un valor de \$2.778.083.625 pesos chilenos para inversión en equipos.

Inversión total de capital y costo total de producción

Para el cálculo de la inversión y los costos totales de producción, se toma como base el costo dentro de la planta, que corresponde a los equipos que se muestran en la tabla 22.

A continuación, se muestran la memoria de cálculo para determinar la inversión y costo totales de producción.

Costos totales de Inversión

Utilizando los valores de la tabla 5 presentada en el capítulo 4 se utiliza un valor de porcentaje promedio para tener una estimación de los costos, a continuación, se resumen los valores:

Componente	Costos (USD)
Costos totales de inversión	
Instalación de los equipos	\$333.247
Instrumentación y Controles (Instalados)	\$166.624
Tuberías	\$383.235
Sistema Eléctrico	\$199.948
Edificación (Servicios incluidos)	\$349.910
Mejores en el patio	\$116.637
Instalaciones de servicio	\$466.546
Terreno	\$49.987
Ingeniería y supervisión	\$416.559
Gastos de construcción	\$333.247
Honorarios del contratista	\$133.299
Imprevistos	\$333.247
Total, Inversión	\$6.614.961

Tabla 23: Costo total de inversión. Fuente: Elaboración Propia.

Costos totales de producción

Los costos totales de producción incluyen los gastos anuales de operación y mantenimiento, los cuales representan aproximadamente un 10% de la inversión total, como se mencionó en el capítulo 4. Este porcentaje se utilizó para determinar los recursos necesarios destinados a cubrir los gastos operativos y de mantenimiento de manera equilibrada a lo largo de cada año del proyecto. A continuación, se muestra el resultado para este ítem.

$$CTP = 0,1 * IT = 0,1 * \$6.614.960 USD = \$661.496 USD$$

Depreciación

La depreciación se calcula considerando una disminución de valor a lo largo de la vida útil de los equipos y activos de la planta de fabricación. En este caso para el cálculo de la depreciación se consideró de un 10% del total de los equipos de la planta de biogás, recomendación que se menciona en el capítulo 4 por Peters & Timmerhaus. El resultado de la depreciación es el siguiente:

$$D = 0,10 * (\text{costo de los equipos}) = 0,10 * \$3.332.474 USD = \$333.247 USD$$

Por lo tanto, la depreciación debe ser descontada de la utilidad antes de impuestos, porque representa un costo por reemplazo de equipo. Para obtener la utilidad después de impuestos, se debe descontar los impuestos, en este caso del 19%.

Costo de Transporte de Lodos Digeridos por RESCO

En el proceso de transporte de lodos digeridos, RESCO, la empresa encargada de esta tarea tiene establecido un retiro diario de dos tolvas. Cada una de estas tolvas tiene un valor de \$200.000 CLP.

Para calcular los costos asociados al transporte de lodos, RESCO considera un período de trabajo de 350 días al año. Durante este tiempo, se realizan un total de 700 retiros de lodos digeridos, donde el valor asociado a este proceso se calcula a continuación.

$$\text{Costo transporte lodos} = 700 \frac{\text{tolvas}}{\text{año}} * \frac{\$ 200.000 \text{ CLP}}{\text{tolva}} * \frac{\$ 1 \text{ USD}}{\$ 833 \text{ CLP}} = \$ 168.067 \text{ USD}$$

Utilidades de un proceso

Se debe considerar la utilidad neta antes de impuestos (UNAI), es igual a los ingresos por ventas (IV), menos el costo total de producción (CTP).

$$UNAI = IV - CTP - D$$

$$UNAI = \$ - 1.139.997 \text{ USD}$$

Utilidad después de Impuestos (UDI)

Las utilidades después de impuesto se calculan como:

$$UDI = (1 - t) * (UNAI)$$

Donde t corresponde al impuesto aplicado, en este caso es un 19% para Chile.

En este caso al tener un valor negativo para el valor UNAI, el valor para los impuestos es 0.

Con esto las utilidades después de impuesto son las siguientes:

$$UDI = \$ - 1.139.997 \text{ USD}$$

Con esto ya se está en condiciones de calcular el flujo neto de caja (FC) para un periodo, que es la utilidad que retiene la empresa, después de descontar los impuestos y la depreciación.

$$FC = UDI + D$$

$$FC = \$ - 1.139.997 \text{ USD} + \$333.247 \text{ USD}$$

$$FC = \$ - 806.749 \text{ USD}$$

Utilizando estos valores se puede determinar mediante Excel el flujo de caja, VAN y TIR, que resulta lo siguiente:

	0	1	2	3	4	5
(+) Ingresor por ventas	\$ 22.814	\$ 22.814	\$ 22.814	\$ 22.814	\$ 22.814	\$ 22.814
(-) Costos Totales	\$ 661.496	\$ 661.496	\$ 661.496	\$ 661.496	\$ 661.496	\$ 661.496
(-) Costos transporte lodos	\$ 168.067	\$ 168.067	\$ 168.067	\$ 168.067	\$ 168.067	\$ 168.067
(-) Depreciación	\$ 333.247	\$ 333.247	\$ 333.247	\$ 333.247	\$ 333.247	\$ 333.247
Utilidad Antes de impuesto	\$ -1.139.997	\$ -1.139.997	\$ -1.139.997	\$ -1.139.997	\$ -1.139.997	\$ -1.139.997
Impuesto (19%)	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Utilidad despues de impuesto	\$ -1.139.997	\$ -1.139.997	\$ -1.139.997	\$ -1.139.997	\$ -1.139.997	\$ -1.139.997
(+) Depreciación	\$ 333.247	\$ 333.247	\$ 333.247	\$ 333.247	\$ 333.247	\$ 333.247
Flujo de Caja operacional	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749
(-) Inversión	\$ 6.614.961	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
(-) IVA de la inversión	\$ 1.256.843	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
(+) Recuperación del IVA	\$ 1.256.843	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Flujo de caja	\$ 7.871.804	\$ 450.093	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749

Tabla 24: Flujo de caja entre el inicio hasta el año 5 del proyecto. Fuente: elaboración propia.

	6	7	8	9	10
(+) Ingresor por ventas	\$ 22.814	\$ 22.814	\$ 22.814	\$ 22.814	\$ 22.814
(-) Costos Totales	\$ 661.496	\$ 661.496	\$ 661.496	\$ 661.496	\$ 661.496
(-) Costos transporte lodos	\$ 168.067	\$ 168.067	\$ 168.067	\$ 168.067	\$ 168.067
(-) Depreciación	\$ 333.247	\$ 333.247	\$ 333.247	\$ 333.247	\$ 333.247
Utilidad Antes de impuesto	\$ -1.139.997	\$ -1.139.997	\$ -1.139.997	\$ -1.139.997	\$ -1.139.997
Impuesto (19%)	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Utilidad despues de impuesto	\$ -1.139.997	\$ -1.139.997	\$ -1.139.997	\$ -1.139.997	\$ -1.139.997
(+) Depreciación	\$ 333.247	\$ 333.247	\$ 333.247	\$ 333.247	\$ 333.247
Flujo de Caja operacional	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749
(-) Inversión	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
(-) IVA de la inversión	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
(+) Recuperación del IVA	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Flujo de caja	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749

Tabla 25: Flujo de caja entre el 6 y 10 año del proyecto. Fuente: Elaboración propia

	11	12	13	14	15
(+) Ingresor por ventas	\$ 22.814	\$ 22.814	\$ 22.814	\$ 22.814	\$ 22.814
(-) Costos Totales	\$ 661.496	\$ 661.496	\$ 661.496	\$ 661.496	\$ 661.496
(-) Costos transporte lodos	\$ 168.067	\$ 168.067	\$ 168.067	\$ 168.067	\$ 168.067
(-) Depreciación	\$ 333.247	\$ 333.247	\$ 333.247	\$ 333.247	\$ 333.247
Utilidad Antes de impuesto	\$ -1.139.997	\$ -1.139.997	\$ -1.139.997	\$ -1.139.997	\$ -1.139.997
Impuesto (19%)	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Utilidad despues de impuesto	\$ -1.139.997	\$ -1.139.997	\$ -1.139.997	\$ -1.139.997	\$ -1.139.997
(+) Depreciación	\$ 333.247	\$ 333.247	\$ 333.247	\$ 333.247	\$ 333.247
Flujo de Caja operacional	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749
(-) Inversión	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
(-) IVA de la inversión	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
(+) Recuperación del IVA	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Flujo de caja	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749

Tabla 26: Flujo de caja entre el 11 y 15 año del proyecto Fuente: Elaboración propia

	16	17	18	19	20
(+) Ingresor por ventas	\$ 22.814	\$ 22.814	\$ 22.814	\$ 22.814	\$ 22.814
(-) Costos Totales	\$ 661.496	\$ 661.496	\$ 661.496	\$ 661.496	\$ 661.496
(-) Costos transporte lodos	\$ 168.067	\$ 168.067	\$ 168.067	\$ 168.067	\$ 168.067
(-) Depreciación	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Utilidad Antes de impuesto	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749
Impuesto (19%)	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Utilidad despues de impuesto	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749
(+) Depreciación	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Flujo de Caja operacional	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749
(-) Inversión	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
(-) IVA de la inversión	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
(+) Recuperación del IVA	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Flujo de caja	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749

Tabla 27: Flujo de caja entre el 16 y 20 año del proyecto Fuente: Elaboración propia

	21	22	23	24	25
(+) Ingresos por ventas	\$ 22.814	\$ 22.814	\$ 22.814	\$ 22.814	\$ 22.814
(-) Costos Totales	\$ 661.496	\$ 661.496	\$ 661.496	\$ 661.496	\$ 661.496
(-) Costos transporte lodos	\$ 168.067	\$ 168.067	\$ 168.067	\$ 168.067	\$ 168.067
(-) Depreciación	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Utilidad Antes de impuesto	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749
Impuesto (19%)	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Utilidad despues de impuesto	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749
(+) Depreciación	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Flujo de Caja operacional	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749
(-) Inversión	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
(-) IVA de la inversión	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
(+) Recuperación del IVA	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Flujo de caja	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749	\$ -806.749

Tabla 28: Flujo de caja entre el 21 y 25 año del proyecto Fuente: Elaboración propia

Para el cálculo del van se utiliza el comando “VNA” y para el TIR el comando “TIR” en Excel donde se obtienen los resultados de \$ -7.847.034 USD y TIR de 7% respectivamente.

Parametro	Valor
VAN	\$ -7.847.034
TIR	7%
Inversión Total	\$ 6.614.961

Tabla 29: Resultados finales evaluación económica. Fuente: Elaboración propia

Mercado de la energía en Chile

La actual legislación eléctrica de Chile organiza el mercado eléctrico nacional en un sistema en el que las empresas privadas se encargan de prestar los servicios de electricidad. Estas empresas funcionan en mercados competitivos y no competitivos, pero todas cumplen con una regulación de precios y de calidad. Son tres los segmentos de actividad: generación, transmisión y distribución de energía eléctrica. Estos están definidos según si pueden ser parte de un mercado en el que exista la competencia. (www.cge.cl)

Las actividades de transmisión y distribución son reguladas, por lo que las empresas tienen la necesidad de entregar un servicio de calidad y precios fijos para los clientes. También es importante mencionar que la generación de energía se rige por una tarifa a costo marginal, es decir, los clientes pagan por un precio de energía, y otro por potencia el cual se asocia a las horas de mayor o menor demanda por parte de la población. (www.cne.cl)

En Chile, el SEN (Sistema Eléctrico Nacional) cuenta con la capacidad de generar 33.218 MW, que se dividen en dos tipos de generación convencionales y ERNC, que tienen valores de 19.706,3 MW y 13.511,7 MW respectivamente. El precio de esta energía se fija como costo marginal de corto plazo, así obtener un equilibrio entre la oferta y demanda del momento. (generadoras.cl)

Precio de la energía eléctrica

En la evaluación económica, se utilizaron los precios de la energía durante el año 2020. Con estos datos, se calculó un promedio anual para determinar los ingresos por venta, estos valores se indican en la tabla 30.

Precio Energía Eléctrica 2022	
Mes	Valor [\$/kWh]
Enero	147,774
Febrero	147,724
Marzo	147,724
Abril	147,716
Mayo	147,714
Junio	147,257
Julio	147,724
Agosto	147,774
Septiembre	147,716
Octubre	147,716
Noviembre	147,257
Diciembre	147,724
Promedio	147,651

Tabla 30: Precio de la energía eléctrica Coyhaique. Fuente: Edelaysen.cl