



UNIVERSIDAD DE CHILE

FACULTAD DE CIENCIAS FÍSICAS Y MATEMÁTICAS

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA Y BIOTECNOLOGÍA

EVALUACIÓN TÉCNICA Y ECONÓMICA DE UNA PLANTA DE GENERACIÓN DE ENERGÍA A PARTIR DE BIOMASA

**MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE
INGENIERO CIVIL QUÍMICO**

FRANCISCO JAVIER MARTÍNEZ GONZÁLEZ

PROFESOR GUÍA:

FRANCISCO GRACIA CAROCA

MIEMBROS DE LA COMISIÓN:

LEANDRO HERRERA ZEPPELIN

JOSÉ ANTONIO VELÁSQUEZ M.

SANTIAGO DE CHILE

2015

RESUMEN DE LA MEMORIA PARA OPTAR AL
TÍTULO DE INGENIERO CIVIL QUÍMICO
POR: FRANCISCO JAVIER MARTÍNEZ GONZÁLEZ
FECHA: MARZO 2015
PROFESOR GUÍA: FRANCISCO GRACIA CAROCA

EVALUACIÓN TÉCNICA Y ECONÓMICA DE UNA PLANTA DE GENERACIÓN DE ENERGÍA A PARTIR DE BIOMASA

El presente trabajo, tiene como objetivo determinar la factibilidad de instalar de una planta de generación de energía eléctrica a partir de biogás, para la empresa Besalco Energía Renovable. La empresa en la actualidad no posee proyectos de biomasa, por lo que está buscando nuevas opciones para diversificar su cartera de proyectos. La empresa está buscando proyectos de energía, los cuales generen como mínimo 11.000 [MWh].

La materia prima utilizada para el proyecto corresponde a residuos del proceso de producción de pisco (como lo son el orujo de uva, escobajos, borras y vinazas), de los cuales se dispone de un total de 48.400 $\left[\frac{\text{ton}}{\text{año}}\right]$, considerando cuatros plantas pisqueras. El proyecto contempla la selección de las tecnologías requeridas, diseño del proceso y el dimensionamiento de los equipos principales.

Se realizó un modelo de generación en una planilla de cálculo, con el objetivo de optimizar el uso y distribución mensual de materia prima que se tiene disponible, y de esta forma, maximizar las ganancias. Para esto, se utilizó un *toolbox* de optimización de dicha planilla.

El análisis económico realizado, tomando un horizonte de evaluación de 20 años, muestra como resultado que, bajo el escenario de venta de energía al mercado spot, el proyecto no es rentable para la empresa, ya que requiere de una inversión inicial de 3.000.000 [USD] y con un VAN de -4.890.000 [USD]. Por lado, bajo el escenario de venta mediante contrato de compra y venta de energía, tampoco es rentable, puesto que requiere de 2.120.000 [USD] de inversión y con un VAN de -4.850.000 [USD].

Los altos costos de transporte y baja disponibilidad de biomasa, a causa de su estacionalidad, provocan que el proyecto no sea rentable para la empresa. El proyecto es atractivo para la empresa en el caso de que disponga de 200.000 $\left[\frac{\text{ton}}{\text{año}}\right]$ de biomasa en total.

Se deja propuesto a la empresa, estudiar la opción de aumentar los ingresos, mediante la venta del bioabono producido en el proceso, el cual no se consideró en la evaluación económica, debido a que no pertenece a la actividad principal de Besalco.

Para proyectos a futuro, se recomienda buscar otros tipos de materia prima que no tengan problema de estacionalidad, o bien, considerar otro tipo de biomasa que pueda utilizarse en conjunto con la que ya se dispone, y de esta manera suplir la baja disponibilidad que se tiene actualmente.

Agradecimientos

Quiero agradecer a mis papás, por apoyarme en siempre en todas mis decisiones, por su incondicionalidad en los momentos difíciles y por brindarme la posibilidad de escoger mi propio camino, ustedes son la base de mi vida, LOS AMO. A mi hermana, por ser mi fan N°1, siempre justificándome y defendiéndome en todo momento, no sabes cuánto te quiero. A mis abuelos, tíos, primos, por mostrarme todo lo que significa ser familia.

Quiero agradecer al profesor Francisco Gracia por todo el apoyo y consejos durante todos estos años, por tener siempre la puerta de su oficina abierta y en especial durante la tesis a pesar de poco tiempo que tenía.

Al profesor Leandro Herrera por sus correcciones y correcciones durante esta tesis y hacerme ir siempre un poco más allá en el trabajo con sus preguntas directas e incisivas (aunque sufrí a ratos).

Al profe Álvaro Olivera por todo lo que me enseñó, pero por sobre todo, por ser la gran persona que es.

Quiero agradecer a toda la gente de Besalco Energía Renovable, ya que sin ellos este trabajo no se podría haber llevado a cabo, en especial a Sergio y Gonzalo por todo el apoyo durante el tiempo que trabajamos y a José Antonio por darse el tiempo de corregir mi trabajo de manera minuciosa.

A mis amigos de la vida y de Bachi, Toto, Diegol, Fuser, Seba, Dani, Nacho, por todas las conversaciones, anécdotas, viajes, carretes que vivimos y disfrutamos, ustedes son y serán una parte importante en mi vida.

A toda mi generación del DIQBT, por ser los mejores que hay, por bancarme y soportar todas mis tallas todos estos años de estudio y leseo, espero que nuestra relación no termine aquí y siga por muchos años más. En especial quiero agradecer a los Lacras (Chico, Fordo, Chirri y Asnoob) por motivarme siempre a ir a clase, estudiar y enseñarme lo que es la responsabilidad... pls. A la Cony, Pili, Caro, Carmen, Chino, Oso, Patricio, Porno, Fabi, Juan, Angelo, Gus y el resto (no los pude nombrar todos) por todas las conversiones y buenos momentos. Mención honrosa para los dos últimos por sus revisiones en la tesis, fueron de mucha ayuda, se pasaron!

Finalmente quiero agradecer a mi compañera en los últimos 5 años y de prácticamente toda la universidad, Valentina, por acompañarme en este largo camino de 6 años, el cual no hubiera sido lo mismo sin tí. Te agradezco todo lo que hiciste y haces por mí, tu apoyo incondicional, por todo los momentos vividos y los que nos quedan por vivir.

Motivación

Chile es un país que se encuentra “en vías de desarrollo” y que tiene un crecimiento económico constante, superior al de la mayoría de los países de Sudamérica. Pero este crecimiento también da paso al aumento en las brechas socioeconómicas. La desigualdad que existe entre el porcentaje más rico y el más pobre es cada vez mayor, y es por esto mismo que resulta necesario mejorar la calidad de vida de la gran mayoría de las personas, las cuales no son favorecidas con el sistema que rige actualmente en el país, para que de esta manera exista un desarrollo transversal e igualitario como país, tanto a nivel social como medioambiental, y no solo con un enfoque económico que favorezca al 1% de Chile.

Una forma de lograr un desarrollo más igualitario es utilizar las energías renovables no convencionales (ERNC) para la generación de energías limpias, y que a su vez, presentan un menor costo para las personas. De esta manera, se logra satisfacer las necesidades básicas requeridas para vivir con dignidad. Esto también se traduciría en un menor gasto como país en combustibles fósiles, lo que permite invertir en la deuda más importante que tiene Chile, la desigualdad.

“La libertad y la fraternidad son palabras, mientras la igualdad es un hecho. La igualdad debe ser la gran fórmula humana”

Henri Barbisse

Tabla de contenido

1. Introducción.....	1
1.1. Contexto Energético	1
1.2. Descripción del Proyecto	4
1.3. Objetivos	4
1.3.1. Objetivo General.....	4
1.3.2. Objetivos Específicos	4
2. Antecedentes	5
2.1. Bioenergía	5
2.2. Biogás	7
2.3. Condiciones de operación para la producción de biogás	7
2.3.1. Relación carbono/nitrógeno (C/N) de las materias primas.....	7
2.3.2. Temperatura.....	8
2.3.3. pH	8
2.3.4. Tiempo de retención hidráulico (θ) y velocidad de carga orgánica	9
2.4. Tipos de biodigestores	10
2.4.1. Modelo Chino	10
2.4.2. Modelo Indio	11
2.4.3. Modelo discontinuo o batch	11
2.4.4. Modelo de proceso anaeróbico de contacto.....	12
2.4.5. Reactor de lecho expandido y fluidizado	13
2.4.6. Bioreactor de membrana anaeróbica	14
2.5. Post tratamiento del biogás	14
2.5.1. Métodos fisicoquímicos.....	15
2.5.2. Métodos biológicos	17
2.6. Evaluación de proyecto.....	19
2.6.1. Periodo de recuperación (Payback Time).....	19
2.6.2. Valor Actualizado Neto (VAN).....	19
2.6.3. Tasa Interna de Retorno (TIR).....	20
2.6.4. Índice de Valor Actualizado Neto (IVAN).....	20

3. Evaluación Técnica	21
3.1. Potencial del biogás en Chile.....	21
3.2. Materia prima.....	23
3.3. Ubicación de la planta.....	24
3.4. Biogás y energía generada por la planta	26
3.4.1. Generación de biogás.....	26
3.4.2. Generación de energía	30
3.4.3. Capacidad de generación de la planta.....	31
3.5. Diseño del proceso de generación.....	32
3.5.1. Selección de los equipos del proceso	32
3.5.2. Diagrama del proceso	34
3.5.3. Dimensionamiento de los equipos.....	35
3.5.4. Dimensiones de los equipos y flujos requeridos	42
4. Evaluación económica.....	45
4.1. Mercado energético y precios de energía.....	45
4.1.1. Mercado spot	45
4.1.2. Mercado de contratos.....	46
4.1.3. Precio de la energía.....	46
4.2. Modelo de optimización	47
4.3. Flujo de caja.....	49
4.3.1. Inversión	49
4.3.2. Costos	50
4.3.3. Depreciaciones.....	52
4.3.4. Ingresos.....	53
4.3.5. Tasa de descuento.....	54
4.3.6. Resultado del flujo de caja.....	54
4.4. Análisis de sensibilidad	54
4.4.1. Proyecto bajo contrato de compra y venta de energía	54
4.4.2. Disponibilidad de biomasa	56
4.4.3. Impacto de la logística de transporte	59

5. Discusión	61
5.1. Discusión de resultados obtenidos	61
5.1.1. Discusión del modelo	61
5.1.2. Discusión de la evaluación técnica.....	61
5.1.3. Discusión de la evaluación económica.....	62
5.2. Discusión del análisis de sensibilidad.....	63
5.2.1. Proyecto bajo contrato de compra y venta de energía	63
5.2.2. Disponibilidad de biomasa	64
5.2.3. Impacto de la logística de transporte	64
6. Conclusiones y recomendaciones	65
7. Bibliografía.....	67
8. Anexos	72
8.1. Descripción de los flujos del proceso	72
8.2. Memoria de cálculo de los dimensionamientos	76
8.2.1. Digestor	76
8.2.2. Filtro Sólido – Líquido	88
8.2.3. Tornillo sin fin.....	92
8.2.4. Columna de Absorción	97
8.2.5. Columna de Desorción	101
8.2.6. Chiller	102
8.2.7. Molino de Martillo	104
8.3. Estimación del CAPEX	105
8.3.1. Contrato de suministro de equipos	106
8.3.2. Contrato de montajista.....	108
8.3.3. Contrato de desarrollo	109
8.4. Detalle de flujo de caja	110
8.4.1. Flujo de caja para escenario de mercado spot	110
8.4.2. Flujo de caja para escenario de contrato de compra y venta de energía.....	112

1. Introducción

1.1. Contexto Energético

A lo largo de la historia, los países siempre han buscado el desarrollo y crecimiento económico constante como una de las principales fuentes para alcanzar el bienestar. En la actualidad, el desarrollo de un país va de la mano de un gran consumo energético, es por esto que la energía es uno de los recursos que tiene mayor preponderancia hoy en el mundo, ya que ésta es una solución, y a su vez, un problema para el desarrollo humano. Si bien hace posible el crecimiento de un país, también es una de las principales causantes de los conflictos medioambientales y otros perjuicios a la salud de las personas. Esto último se debe al uso excesivo de combustibles fósiles para la producción de energías de todo tipo.

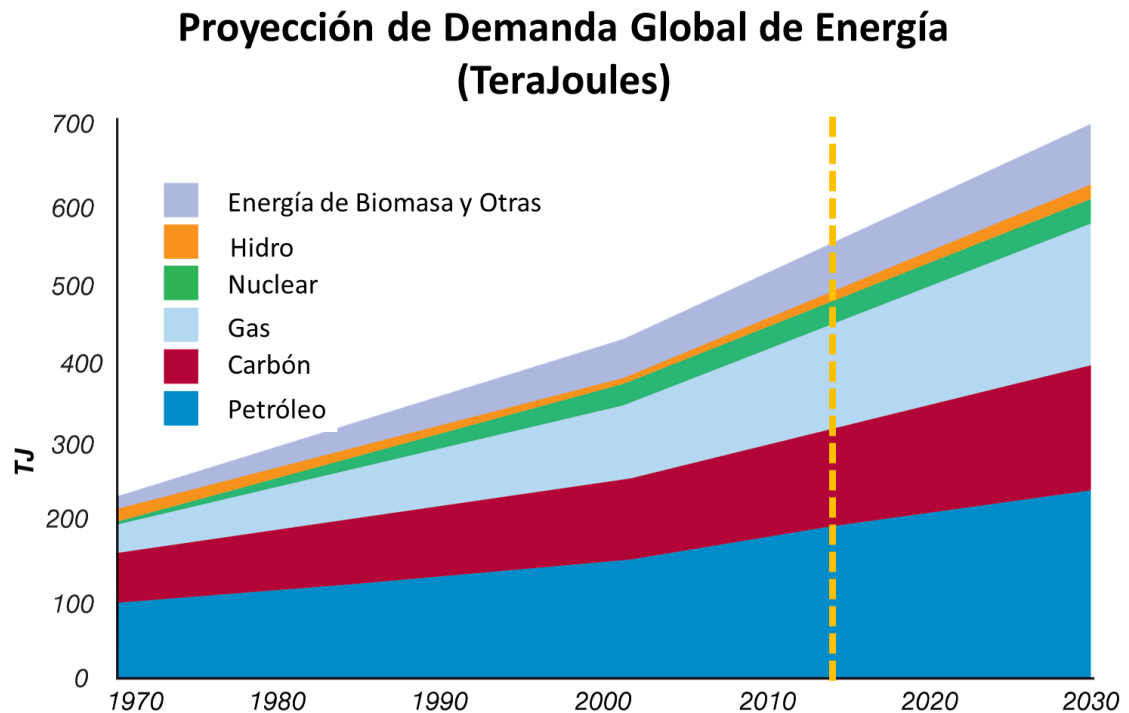


Gráfico 1: Demanda energética mundial proyectada al año 2030. Fuente: Artanid Organization, 2013 [1].

Tal y como se muestra en el Gráfico 1, existe un aumento en la demanda energética a nivel mundial, es por esto que es necesario encontrar formas para diversificar la matriz energética mediante el uso de energías limpias y renovables, que no traigan como consecuencias problemas medioambientales y que sean económicamente viables.

La matriz energética chilena es abastecida por medio de dos sistemas principales: el Sistema Interconectado del Norte Grande (SING) y el Sistema Interconectado Central (SIC) que aportan 4.603 [MW] y 14.080 [MW], respectivamente [2]. La distribución de potencia instalada de los distintos tipos de energía en la matriz energética (SING y SIC) son los que aprecian en el Gráfico 2.

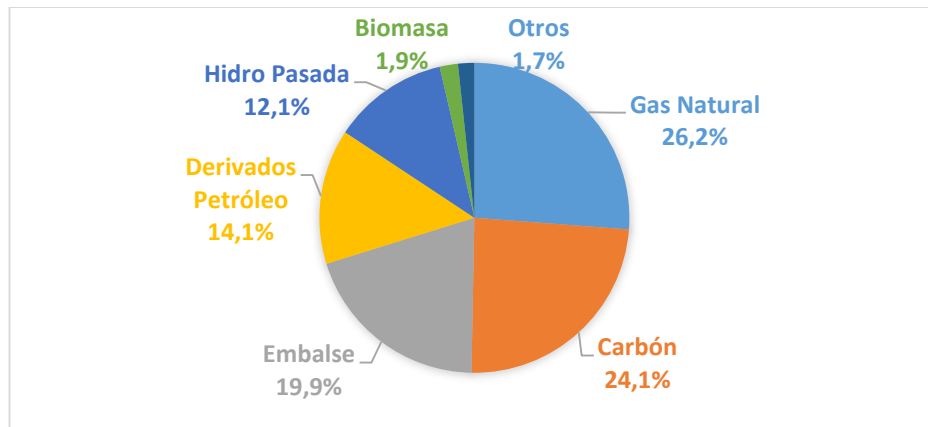


Gráfico 2: Aporte de los distintos tipos de energías al SING y SIC. Fuente: Generadores de Chile A.G., 2014 [2].

Tal como se observa en el Gráfico 2, más del 64% de la energía eléctrica utilizada en el país es generada mediante el uso de combustibles de origen fósil (gas natural, carbón, petróleo y sus derivados). Según ENAP, el precio del petróleo ha sufrido un incremento constante durante los últimos años, y esto sumado a que Chile importa el 98,6% [3] del crudo consumido a nivel nacional, se traduce en una dependencia prácticamente absoluta de otros países para el abastecimiento de éste. Por otro lado, la demanda energética proyectada va en constante aumento, tal y como se muestra en el Gráfico 3, y por consiguiente el consumo de combustibles fósiles. Es a raíz de esto que es necesario encontrar una solución al problema energético nacional.

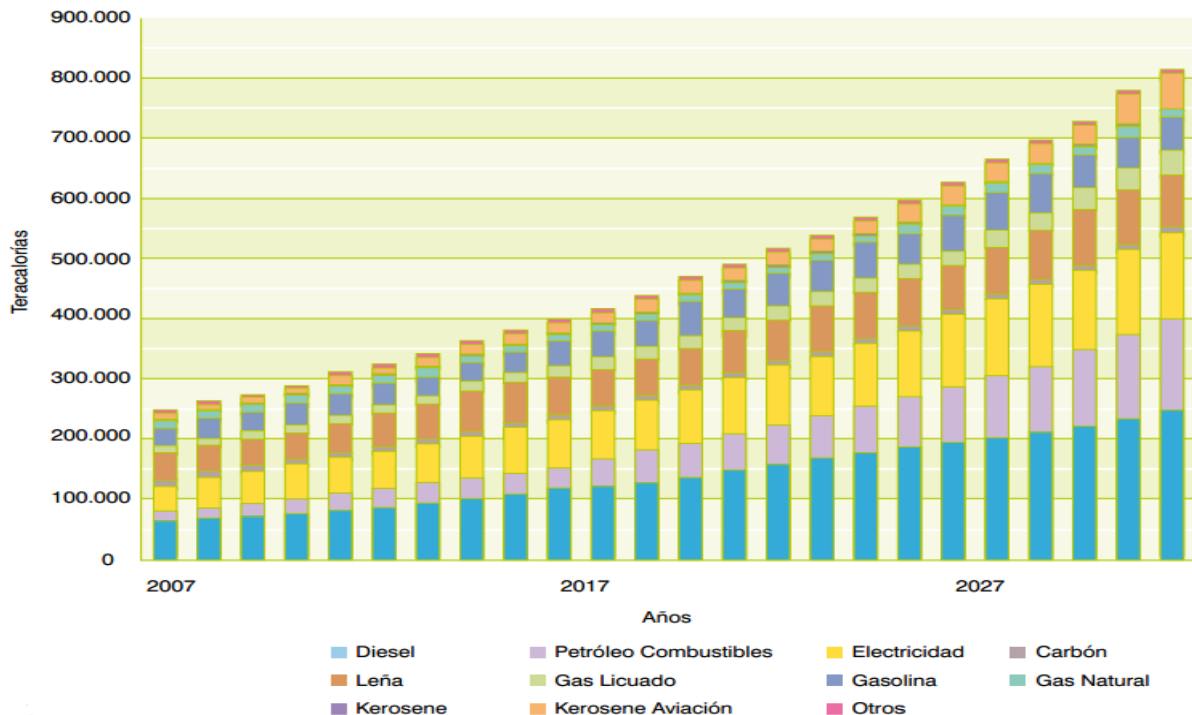


Gráfico 3: Proyección de la demanda energética nacional. Fuente: Demanda energética nacional a largo plazo, CNE [4].

Una solución a la problemática planteada anteriormente son las energías renovables (EERR). La Comisión Nacional de Energía (CNE) define las EERR como aquellas que se obtienen de fuentes naturales, y que en sus procesos de transformación y aprovechamiento en energía útil no se consumen

ni se agotan a escala humana. Se considera como EERR a la energía eólica, geotérmica, hidroeléctrica, mareomotriz, solar, biomasa y biocombustibles.

En la legislación chilena existen ciertos tipos de EERR las cuales son fomentadas por el estado y son llamadas energías renovables no convencionales (ERNC). La definición de que tipos de fuentes de energía son consideradas en la categoría de ERNC está estipulada en la ley N°20.257 [5]:

1. Aquellas cuya fuente de energía primaria sea la energía de la biomasa, correspondiente a la obtenida de materia orgánica y biodegradable, la que puede ser usada directamente como combustible o convertida en otros biocombustibles líquidos, sólidos o gaseosos.
2. Aquellas cuya fuente de energía primaria sea la energía hidráulica y cuya potencia máxima sea inferior 20 [MW] – MiniHidro –.
3. Aquellas cuya fuente de energía primaria sea la energía geotérmica, entendiéndose por tal la que se obtiene del calor natural del interior de la tierra.
4. Aquellas cuya fuente de energía primaria sea la energía solar, obtenida de la radiación solar.
5. Aquellas cuya fuente de energía primaria sea la energía eólica, correspondiente a la energía cinética del viento.
6. Aquellas cuya fuente de energía primaria sea la energía de los mares, correspondiente a toda forma de energía mecánica producida por el movimiento de las mareas, de las olas y de las corrientes, así como la obtenida del gradiente térmico de los mares.
7. Otros medios de generación determinados fundamentalmente por la Comisión, que utilicen energías renovables para la generación de electricidad, contribuyan a diversificar las fuentes de abastecimiento de energía en los sistemas eléctricos y causen un bajo impacto ambiental, conforme a los procedimientos que establezca el reglamento.

El estado, a través de CORFO, tiene programas de apoyo financiero para proyecto de desarrollo de ERNC, dentro los cuales se destaca:

1. **Programa Todo-Chile:** Está enfocado a proyectos de inversiones a nivel regional, distintos a la Región Metropolitana. Los postulantes a este programa pueden ser empresas nacionales y extranjeras, cuyas ventas sean inferiores a los 40.000.000 [USD] anuales y que estén evaluando proyectos con inversiones superiores a los 40.000 [USD]. Estos proyectos deben ser factibles de conectarse a los sistemas eléctricos y que aprovechen las ERNC estipuladas en la Ley N°20.257. El apoyo consiste en un subsidio de hasta el 50% del costo de estudios (prefactibilidad y factibilidad, asesorías especializadas, ingeniería básica, ingeniería de detalle, impacto ambiental, etc.) o hasta el 2% de la inversión estimada y sin sobrepasar los 60.000 [USD].
2. **Apoyo al financiamiento de la inversión:** CORFO pone a disposición líneas de crédito de largo plazo que pueden ser destinadas a financiar proyectos de ERNC, y a las cuales se puede acceder por medio de la Banca Local. Además, CORFO dispone de otras iniciativas de apoyo, entre ellas, promoción y búsqueda de inversionistas e instrumentos que promueven la creación de fondos de inversión.

A partir de lo expuesto, es que se puede decir que los proyectos de ERNC son atractivos y causan menos impactos medioambientales que los combustibles tradicionales. Por esto mismo, es que estas energías pueden jugar un papel clave aportando energía limpia y sustentable al problema energético nacional.

1.2. Descripción del Proyecto

Este trabajo de tesis está enmarcado en el proyecto de generación de energía eléctrica a partir de biomasa, de la empresa Besalco Energía Renovable. Esta empresa tiene una gran experiencia en el desarrollo de proyectos de tipo hidroeléctrico, solar y eólico, y actualmente se encuentra visualizando nuevos emprendimientos en proyectos de biomasa o bioenergías.

El proyecto corresponde al primer intento de la empresa por desarrollar una planta de generación de energía a partir de biogás. El trabajo de tesis tuvo una duración de 9 meses correspondiente a los meses de Abril – Diciembre del año 2014. Las conclusiones de éste serán una variable a considerar en la decisión de inversión en esta planta para el año 2015.

1.3. Objetivos

1.3.1. Objetivo General

Realizar un estudio de ingeniería conceptual de una planta de generación de energía eléctrica a partir de biogás utilizando subproductos del proceso pisquero (orujo de uva, escobajo, borras y vinazas) como biomasa.

1.3.2. Objetivos Específicos

- Realizar un modelo de generación de energía, que optimice la distribución de materia prima a utilizar en el proceso durante el año.
- Seleccionar la ubicación para la instalación de la planta.
- Realizar una evaluación técnica del proceso de producción de biogás.
- Dimensionar los equipos de la planta de generación.
- Evaluar económicamente el proyecto, realizando el flujo de caja de éste.
- Determinar si el proyecto es atractivo para Besalco a partir de los resultados obtenidos.

2. Antecedentes

2.1. Bioenergía

La bioenergía es uno de los distintos tipos de ERNC que existen, la cual se puede obtener de una variada gama de biomasa o materias orgánicas, como lo son: leña, carbón vegetal, residuos agrícolas, residuos tanto animales (purines) como de cultivos energéticos (caña de azúcar, maíz, plantas oleaginosas, etc.), entre otras [6]. La bioenergía se puede producir mediante rutas bioquímicas y termoquímicas, las cuales se diferencian en el tipo de biomasa que utilizan y en el proceso que siguen, tal y como se muestra en la Figura 1.

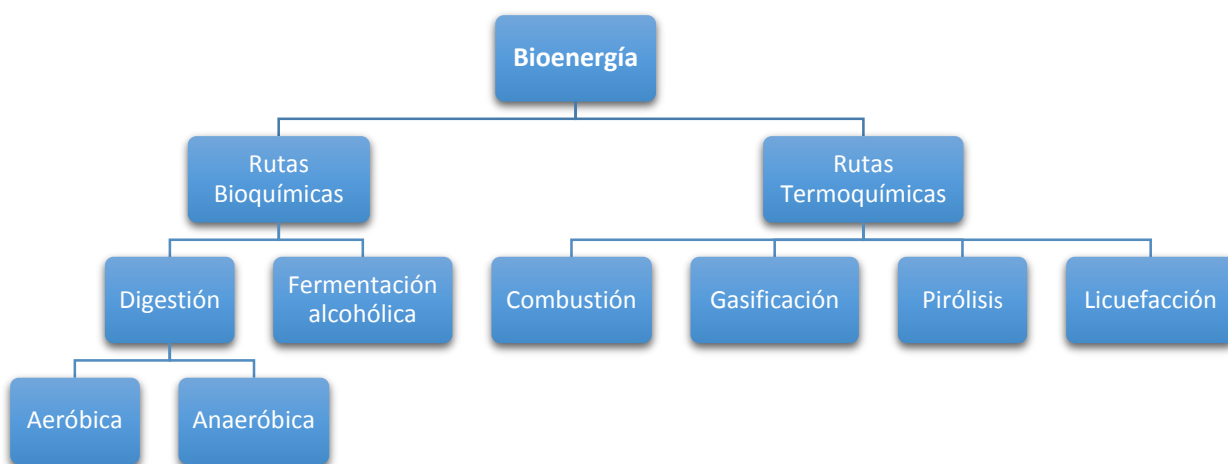


Figura 1: Mecanismos para la obtención de bioenergía. Fuente: Basu, 2010 [7].

La digestión anaeróbica es un proceso biológico complejo, en donde la materia orgánica es transformada en biogás, gracias a la acción de distintos tipos de bacterias. Estos microorganismos solo degradan biomasa en ausencia total de oxígeno, por el contrario, se inhiben en presencia de éste [8]. Este proceso de digestión, consta de 4 etapas que suceden de manera continua:

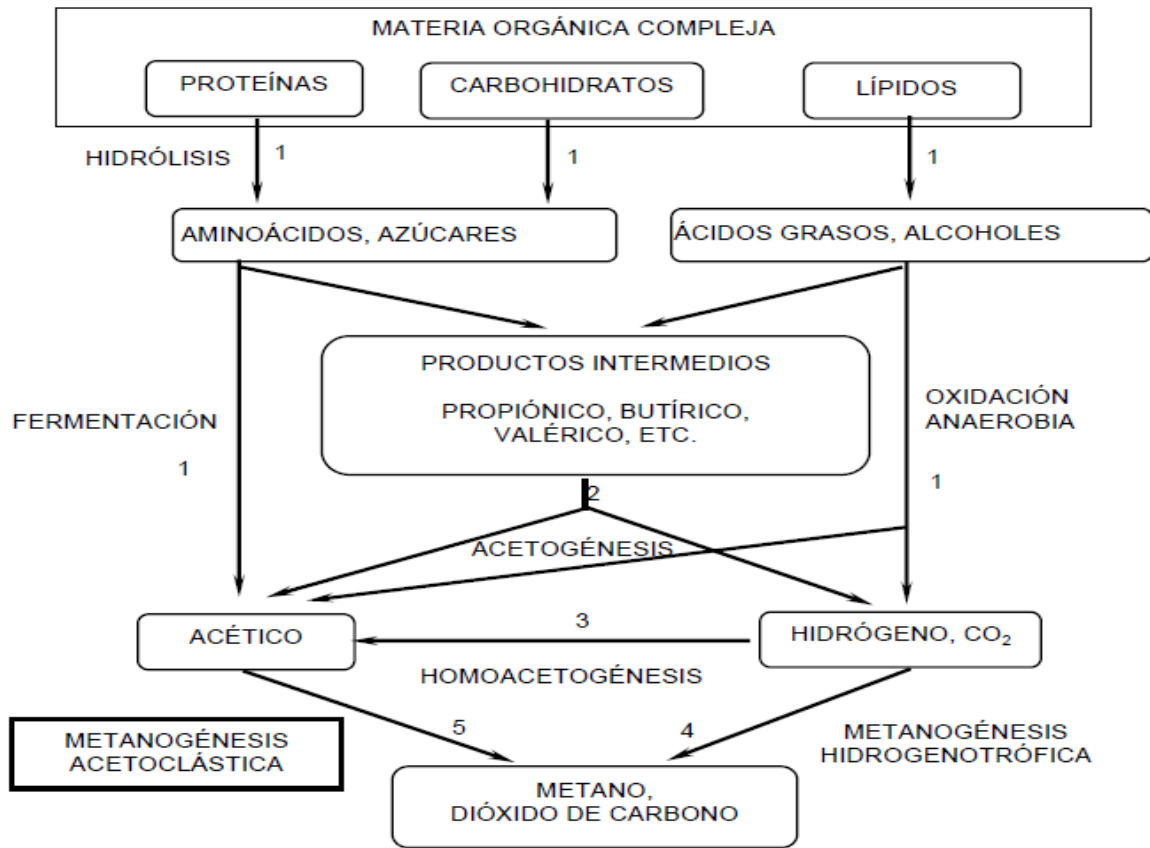


Figura 2: Fases de la fermentación anaeróbica;
 1) bacterias hidrolíticas-acidogénicas; 2) bacterias acidogénicas; 3) bacterias homoacetogénicas; 4) bacterias metanogénicas hidrogenófilas; 5) bacterias metanogénicas acetoclásticas. Fuente: Montes 2008 [9] .

a. Hidrólisis

Los compuestos orgánicos complejos, como los lípidos, proteínas e hidratos de carbono, son despolimerizados por acción de enzimas hidrolíticas en moléculas solubles y fácilmente degradables, como azúcares, ácidos grasos de cadena larga, aminoácidos, alcoholes, etc. [9].

b. Acidogénesis

Los compuestos solubles obtenidos de la etapa anterior se transforman, gracias a la acción de bacterias acidogénicas, en ácidos grasos de cadena corta (ácidos grasos volátiles), por ejemplo: ácidos acéticos, propiónico, butírico y valérico, principalmente [9].

c. Acetogénesis

Los compuestos intermedios son transformados por las bacterias acetogénicas. Como principales productos se obtiene ácido acético, hidrógeno y dióxido de carbono. El metabolismo acetogénico es muy dependiente de las concentraciones de estos últimos [9].

d. Metanogénesis

Constituye la etapa final del proceso, en la que compuestos como el ácido acético, hidrógeno y dióxido de carbono son transformados a metano (CH_4) y dióxido de carbono (CO_2). Se distinguen dos tipos principales de microorganismos, los que degradan el ácido acético (bacterias metanogénicas acetoclásicas) y los que consumen hidrógeno (metanogénicas hidrogenófilas). La principal vía de formación del metano es la primera, concentrando alrededor del 70% del CH_4 producido [9].

2.2. Biogás

El biogás es el producto principal de la digestión anaeróbica y está compuesto por una mezcla de gases. Esta composición gaseosa se basa principalmente en metano, dióxido de carbono, nitrógeno y oxígeno, pero también contiene diversas impurezas como el ácido sulfhídrico e hidrógeno, entre otros, como se muestra en la Tabla 1. La composición del biogás depende de la biomasa digerida y del funcionamiento del proceso de digestión anaeróbica [10].

Tabla 1: Composición del biogás. Fuente: CNE, 2014 [11].

Componente	Porcentaje en volumen [%]
Metano [CH_4]	50 - 75
Dióxido de carbono [CO_2]	25 - 44
Agua [H_2O]	2 - 7
Nitrógeno [N_2]	<2
Oxígeno [O_2]	<2
Hidrógeno [H_2]	<1
Ácido Sulfhídrico [H_2S]	<1

Tal y como se observa en la Tabla 1, el metano se encuentra en mayor proporción que los otros gases, por lo tanto, el poder energético de esta mezcla depende directamente del contenido de metano en el biogás. Un metro cúbico de metano posee un contenido energético de 9,94 [kWh]. Si el contenido de metano en el biogás es por ejemplo de 70% entonces el contenido energético total aprovechable de un metro cúbico de biogás alcanza los 6,8 [kWh] [11].

2.3. Condiciones de operación para la producción de biogás

La etapa metanogénica es la más relevante dentro del proceso de digestión anaeróbica. Es por esto que es necesario examinar los factores relevantes que inciden en la producción de biogás, como lo es la relación carbono/nitrógeno, temperatura, pH, entre otros. Se debe tener en cuenta, además, que los microorganismos metanogénicos son susceptibles a los cambios de las condiciones medioambientales.

2.3.1. Relación carbono/nitrógeno (C/N) de las materias primas

La generación de biogás, puede realizarse a partir de prácticamente toda la materia orgánica, pero la calidad y cantidad de éste dependerán de la composición y naturaleza de la biomasa utilizada. Los niveles de nutrientes deben de estar en una concentración óptima para las metanobacterias, ya que de lo contrario, éstas se inhiben severamente. De estos nutrientes, el carbono y el nitrógeno son las

principales fuentes de alimentación de las bacterias, utilizados como fuente de energía y para la formación de nuevas células [12].

Normalmente, se considera que la relación C/N óptima de la biomasa a utilizar para la producción de biogás debe ser de 30 unidades de carbono por una unidad de nitrógeno, es decir, $C/N = 30/1$ [12].

2.3.2. Temperatura

Debido a que la digestión anaeróbica es un proceso lento, con frecuencia es necesario aplicar calor para acelerar las reacciones bioquímicas implicadas, ya que éstas son dependientes de la velocidad de crecimientos de los microorganismos involucrados, que a su vez, dependen fuertemente de la temperatura. La mayoría de los digestores funcionan en la gama mesofílica, es decir, entre 12 y 35°C, optimizándose el proceso entre los 27 y 33°C. También se sabe que la digestión puede ocurrir en la gama termofílica por sobre los 30°C, con una temperatura óptima cercana a los 55°C.

Un factor importante para la determinación del volumen de los digestores es la temperatura. Un ejemplo de esto es la digestión termofílica, la cual permite una permanencia menor en los tanques, pero, debido a su excepcional sensibilidad a los cambios de temperatura, exige un mayor control y no resulta aconsejable [13].

Tabla 2: Rangos de temperatura y tiempo de fermentación anaeróbica. Fuente: Lagrange, 1979 [14].

Fermentación	Mínimo	Óptimo	Máximo	Tiempo de digestión
Psicrofílica	4-10°C	15-18°C	20-25°C	Sobre 100 días
Mesofílica	15-20°C	25-35°C	35-45°C	30-60 días
Termofílica	25-45°C	50-60°C	75-80°C	10-15 días

2.3.3. pH

Si los organismos productores de metano son inhibidos o destruidos, no se degradarían los ácidos producidos durante la etapa de acetogénesis, y el pH dentro del digestor disminuiría progresivamente. Esta es la razón por la que el pH es un indicador de que la digestión se está realizando en condiciones adecuadas.

Por debajo del pH 6,2, la supervivencia de los microorganismos productores de metano es imposible y, en consecuencia, cuando en un digestor se alcanza este pH la digestión puede considerarse como interrumpida [13]. Por lo tanto, el pH óptimo para que el proceso se desarrolle satisfactoriamente es entre 6,0 – 8,0. El pH en el digestor no solo determina la producción del biogás sino también su composición, tal y como se muestra en el Gráfico 4.

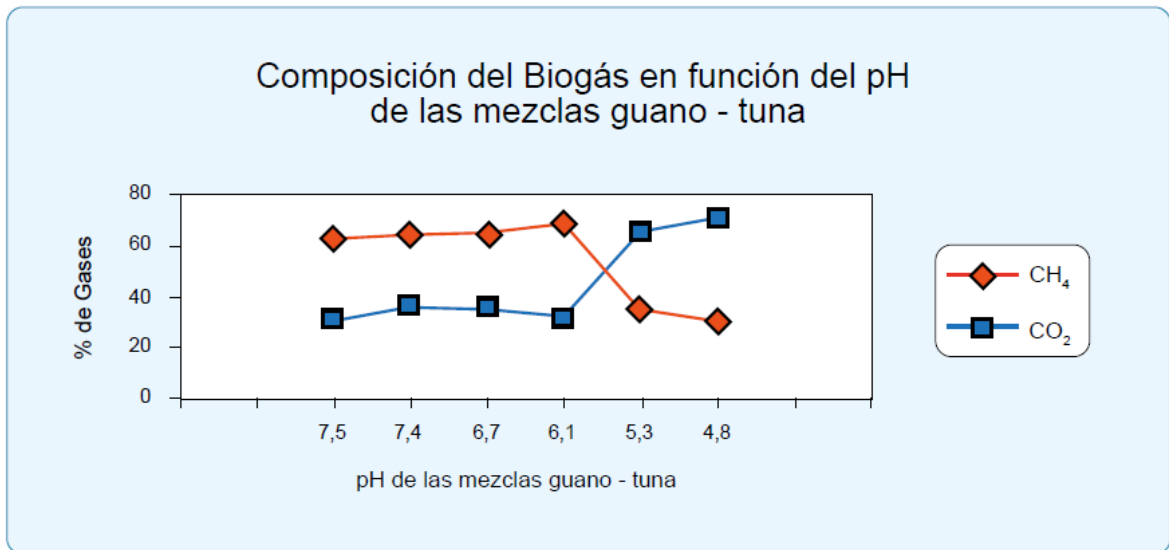


Gráfico 4: Composición del biogás en función del pH. Fuente: Varnero y Arellano, 1991 [15].

2.3.4. Tiempo de retención hidráulico (θ) y velocidad de carga orgánica

Se entiende por velocidad de carga orgánica al volumen de sustrato cargado diariamente al digester. Este valor es inversamente proporcional al tiempo de retención, ya que a medida que se incrementa la carga volumétrica, el tiempo de retención disminuye. El tiempo de retención, junto con la velocidad de carga orgánica determinada por el tipo de sustrato, son los principales parámetros de diseño, definiendo así el volumen del digester.

Según los requerimientos operacionales para un reactor anaeróbico, el contenido de materia seca (MS) no debe exceder el 10% de la mezcla agua-biomasa en la mayoría de los casos [12].

En un sistema de carga diaria (régimen semicontinuo), el tiempo de retención va a determinar el volumen diario de carga que será necesario para alimentar al digester según la siguiente relación:

$$\frac{\text{Volumen del digester [m}^3\text{]}}{\text{Tiempos de retención [días]}} = \text{Volumen de carga diaria} \left[\frac{\text{m}^3}{\text{días}} \right]$$

2.4. Tipos de biodigestores

La digestión anaeróbica de la biomasa, generalmente, se produce al interior de un biodigestor o digestor, que en términos simples corresponde a un reactor (contenedor cerrado, en el cual se depositan las materias primas) biológico donde se introducen los residuos orgánicos mezclados con agua para ser digeridos por microorganismos [14].

El biogás producido en el biodigestor se puede almacenar en la parte superior de este mismo, llamada domo o campana de gas. En algunos casos, el domo está separado del digestor y se le llama gasómetro [12].

En la actualidad existen distintos tipos de biodigestores que son utilizados en todo el mundo, algunos de uso rural y otro para uso industrial.

2.4.1. Modelo Chino

Los digestores de este tipo son utilizados principalmente a nivel rural y corresponden a tanques cilíndricos con el techo y el piso en forma de domo, se construyen totalmente enterrados [16] como se muestra en la Figura 3. 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.

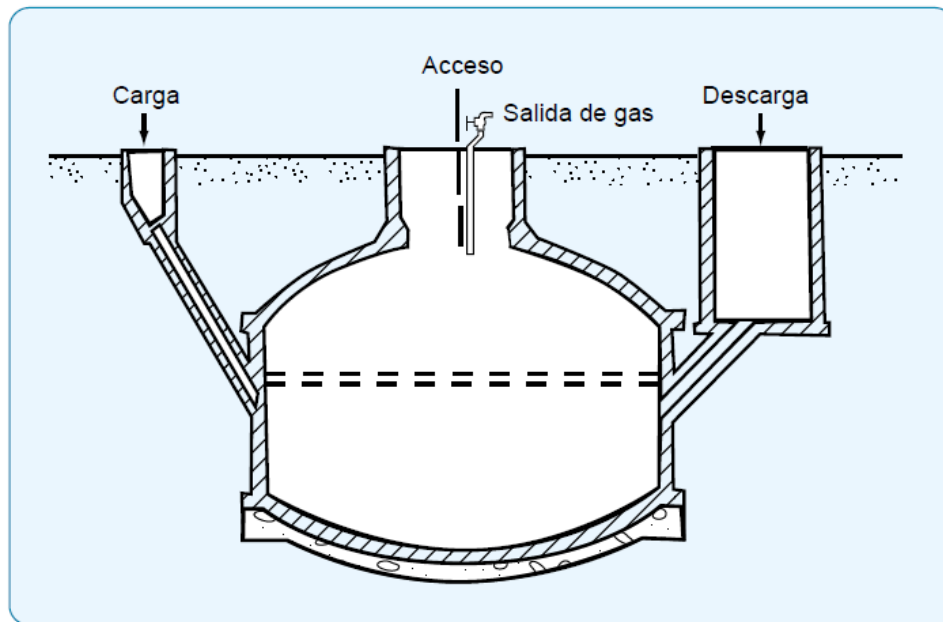


Figura 3: Biodigestor tipo Chino. Fuente: Varnero, 2011 [12].

2.4.2. Modelo Indio

Al igual que el modelo chino, tienen aplicación a nivel rural. 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 [17]. El gasómetro está integrado al digestor, en la parte superior de éste, donde se almacena el gas, tal y como se muestra en la Figura 4.

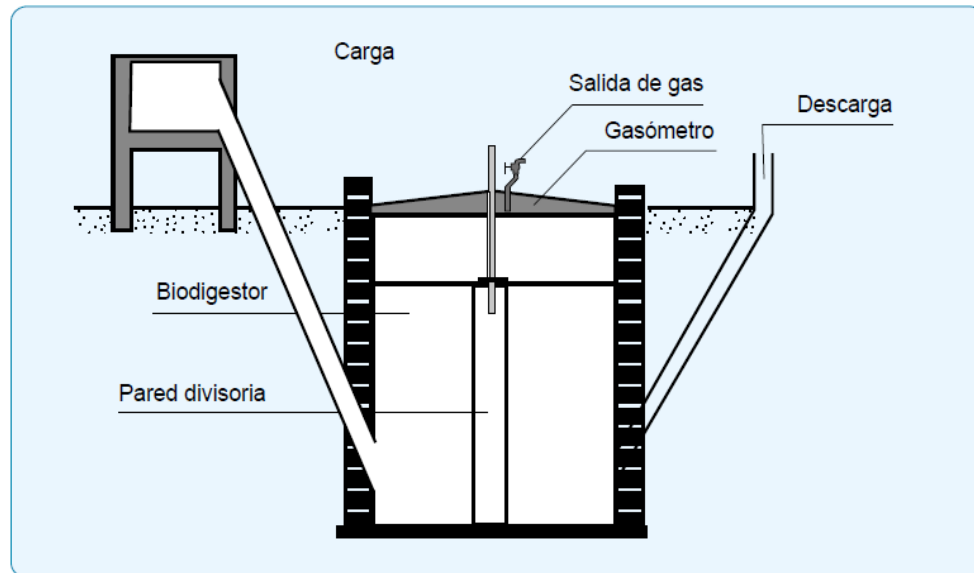


Figura 4: Biodigestor tipo Indio. Fuente: Varnero, 2011 [12].

2.4.3. Modelo discontinuo o batch

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 [18]. 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.

Este biodigestor está destinado a pequeñas y grandes explotaciones agropecuarias, pero su uso a escala doméstica es poco práctico. El esquema de este biodigestor se muestra en la Figura 5.

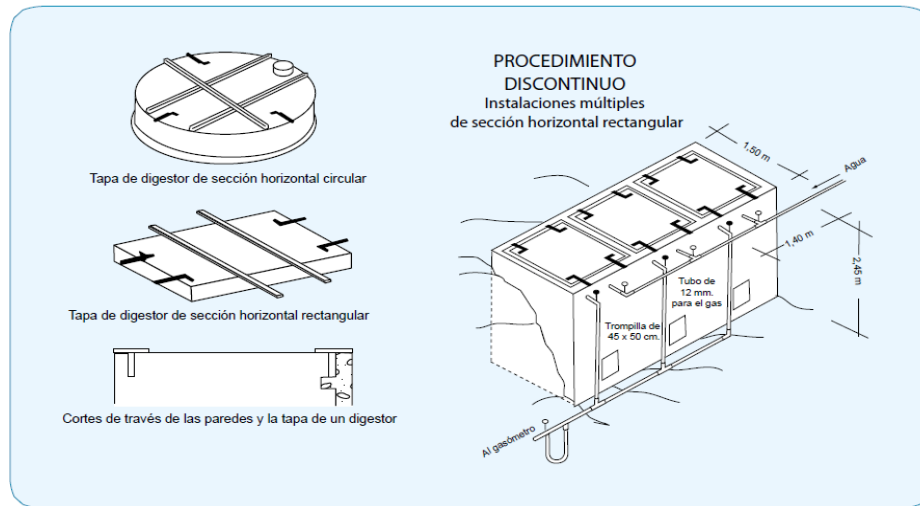


Figura 5: Biodigestor tipo discontinuo o batch. Fuente: Varnero, 2011 [12].

A nivel industrial, los biodigestores usados tienen una complejidad mayor que los de uso rural, pero también tienen una eficiencia mayor en la producción de biogás.

2.4.4. Modelo de proceso anaeróbico de contacto

El diseño del modelo de proceso anaeróbico de contacto (PAC) se compone de un reactor anaeróbico con agitación, donde se pone en contacto el efluente que alimenta el reactor con la biomasa anaeróbica que existe dentro del mismo. Luego viene un desgasificador que permite remover las burbujas de biogás (CO_2 y CH_4) adheridas a las partículas del lodo, permitiendo su mejor sedimentación en la última etapa del proceso. La fracción de sólidos sedimentables que llega con el efluente de alimentación junto con la biomasa activa se retira en un decantador. El lodo obtenido se concentra y recircula nuevamente hacia el reactor [12]. La Figura 6 muestra el esquema del PAC.

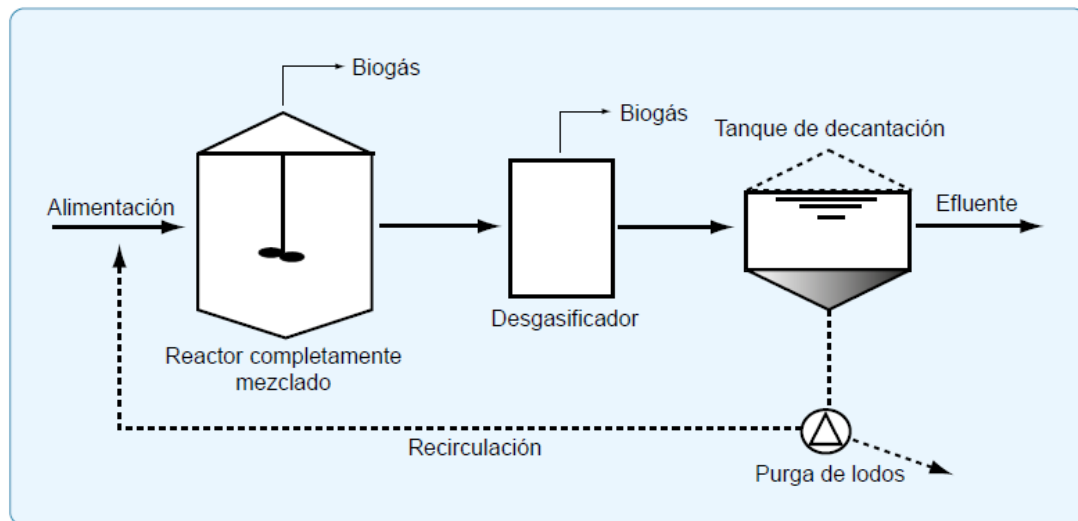


Figura 6: Esquema del Proceso Anaeróbico de Contacto. Fuente: Varnero, 2011 [12].

2.4.5. Reactor de lecho expandido y fluidizado

El reactor de lecho expandido (RLE) corresponde a una estructura cilíndrica, empaquetada hasta un 10% del volumen del reactor con un soporte inerte de pequeño tamaño, lo que permite la acumulación de elevadas concentraciones de biomasa que forman películas alrededor de dicho empaque. Estos soportes pueden ser de arena, carbón activado granular u otros medios plásticos sintéticos, en los cuales ocurre la degradación de la materia orgánica. La expansión del lecho tiene lugar gracias al flujo vertical generado por un elevado grado de recirculación [12].

El reactor de lecho fluidizado (RLF) tiene una configuración similar al RLE. Sin embargo, el RLF es un reactor de película fija, puesto que la biomasa suspendida tiende a lavarse del sistema debido a la alta velocidad del flujo ascendente.

En la Figura 7, se aprecia una representación esquemática de los reactores de lecho expandido y lecho fluidizado.

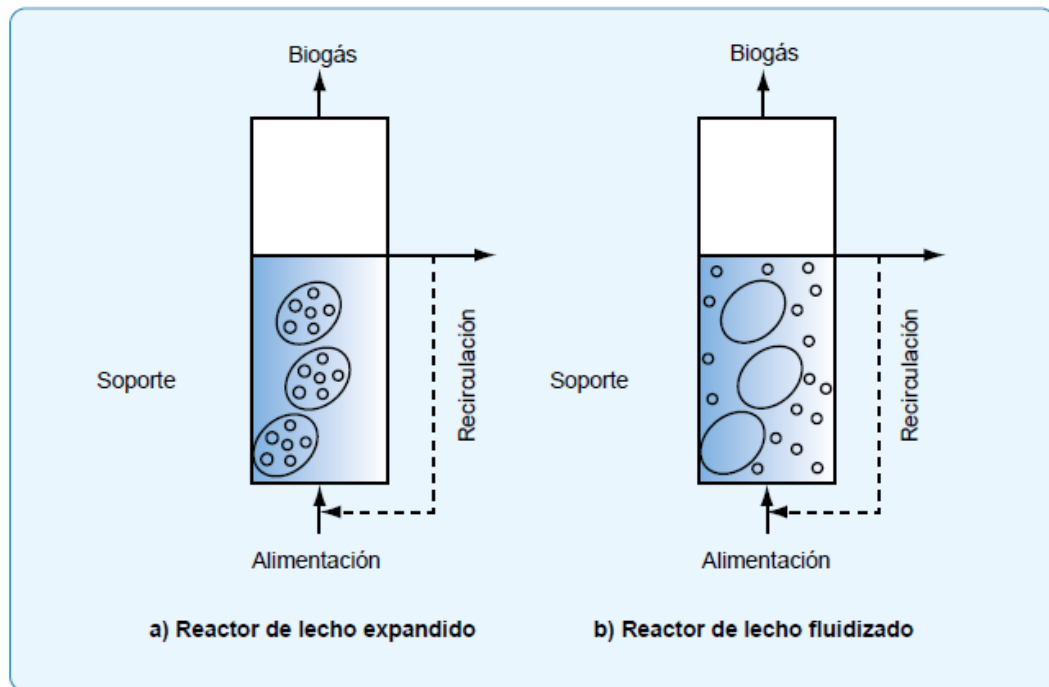


Figura 7: Esquema de un reactor de lecho expandido y lecho fluidizado. Fuente: Varnero, 2011 [12].

2.4.6. Bioreactor de membrana anaeróbica

El bioreactor de membrana anaeróbica (BMA) integra una unidad de membrana dentro de un reactor, o en un circuito externo para facilitar la separación sólido-líquido, tal y como se ve en la Figura 8. En la actualidad, las membranas presentan un gran potencial en la biotecnología anaeróbica para la obtención de energías renovables, esto es particularmente importante para corrientes de alimentación con alto contenido de materia particulada [12].

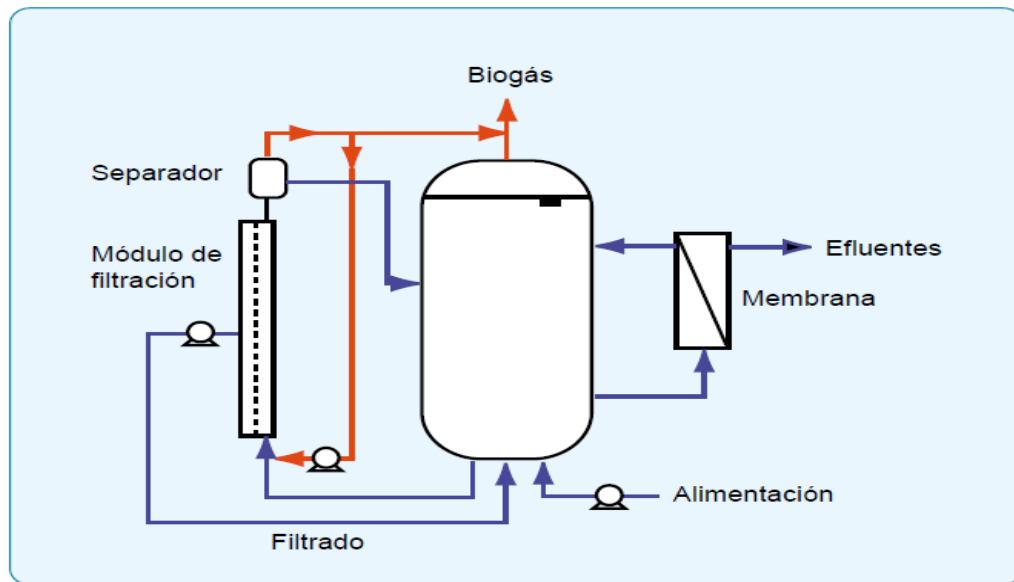


Figura 8: Bioreactor de membrana anaeróbica. Fuente: Varnero, 2011 [12].

2.5. Post tratamiento del biogás

Como el biogás puede ser obtenido a partir de diversos tipos de materia orgánica, éste puede contener impurezas y trazas de elementos que deben ser retirados mediante un post tratamiento. La remoción de dióxido de carbono (CO_2), ácido sulfhídrico (H_2S), agua (H_2O), nitrógeno (N_2) y oxígeno (O_2) permite obtener biometano, que corresponde al biogás con una concentración de gas metano superior al 95%, con lo cual aumenta su poder calorífico, y por consiguiente, la eficiencia del proceso.

En el caso de su utilización para generación de electricidad, el elemento más perjudicial es el H_2S , debido al elevado poder de corrosión que presenta, pudiendo dañar y disminuir la vida útil de motores, convertidores y distintos equipos que intervienen en la producción, transferencia y suministro de energía eléctrica [19].

En la actualidad existen diversos tipos de post tratamientos para la purificación del biogás, los cuales se agrupan en dos conjuntos principales: los que utilizan métodos fisicoquímicos, y los métodos biológicos.

2.5.1. Métodos fisicoquímicos

Estos métodos de post tratamientos son los más utilizados para la remoción de contaminantes en el biogás. La tecnología a utilizar, va a depender de las características fisicoquímicas y térmicas de los componentes del gas, ya que en estos sistemas se utiliza el principio de separación fisicoquímica para lograr la purificación. Dentro de estos se encuentran los métodos de adsorción, absorción y sistemas de membranas [20].

2.5.1.1. Métodos de adsorción

Estos métodos son también llamados de *lecho seco*, y se llevan a cabo sobre un material sólido fijo, en el cual los gases contaminantes (CO_2 y H_2S) son adheridos a éste. Generalmente, los materiales que son utilizados como adsorbentes son carbón activado, sílicagel, zeolitas y tamices moleculares. Los factores tales como la humedad, selectividad, temperatura, presión y presencia de partículas pueden afectar la reacción de adsorción, ya que este fenómeno ocurre en la superficie del adsorbente, donde las moléculas son retenidas por fuerzas electroestáticas débiles [21].

A nivel industrial, la tecnología de adsorción más utilizada es la denominada “*Pressure Swing Adsorption*” (PSA). El método de PSA consiste en la separación del O_2 , N_2 , CO_2 y H_2S mediante procesos de adsorción/desorción a diferentes presiones.

El sistema consta de cuatro columnas con lechos del material adsorbente. Durante el proceso, cada recipiente sigue un ciclo de presurización-adsorción-despresurización-desorción. El material adsorbente capta las moléculas de los gases no deseados hasta obtener un biogás con un 95% de CH_4 , y con una eficiencia de recuperación de este gas de entre un 85 a 90% dependiendo del soporte o material adsorbente en el PSA [22]. La Figura 9 representa de manera gráfica el método de PSA.



Figura 9: Proceso de PSA para la purificación de biogás. Fuente: BioEnergy Consult [23].

Los métodos de purificación por adsorción presentan la ventaja de ser muy efectivos en la reducción y remoción de contaminantes llegando incluso hasta un 98% de extracción, sin embargo presentan costos de operación altos en comparación con las demás tecnologías de post tratamiento (llegando incluso al 300%, en algunos casos), debido principalmente al consumo eléctrico de los compresores que alcanza presiones de 100 [psi] [24].

2.5.1.2. Métodos de absorción

Los métodos de absorción tienen un funcionamiento análogo a los de adsorción. Su diferencia principal está en que este método está basado en la transferencia del H_2S en el biogás a una fase líquida, la que posee propiedades selectivas de absorción. Esta tecnología se utiliza ampliamente debido a su eficiencia, bajos costos en comparación con los métodos de adsorción y reactividad del sulfuro con la mayoría de los metales [25]. Las principales tecnologías utilizadas son de absorción por agua, por solvente orgánico y por compuestos de hierro.

a. Absorción con agua

Es un método poco eficiente en la remoción de H_2S , que se suele denominar fregado o limpieza húmeda. Para este proceso el absorbente utilizado es agua, fluido que se pone en contacto con el biogás a purificar en torres o columnas, donde se efectúa la transferencia de masa del CO_2 y H_2S de la fase gaseosa a la líquida, que fluye a contracorriente.

Este sistema necesita regenerar el agua cargada de CO_2 y H_2S (absorbidos), lo que se realiza utilizando otra torre donde, de forma instantánea, el CO_2 y H_2S pasan a la atmósfera debido a un cambio de presión, y de esta manera se recircula el agua al proceso de absorción.

La inviabilidad del proceso a escala industrial se basa en que es necesario reponer entre un 10 y 20% del agua utilizada; aunque también se debe a las temperaturas y presiones necesarias para la operación, lo que trae consigo un encarecimiento de los costos de operación de hasta el 30% [24].

b. Absorción con compuestos orgánicos

Entre los absorbentes más comunes se encuentran las aminas y algunos hidrocarburos. La eficiencia del sistema dependerá de la solubilidad del contaminante a eliminar, siendo influida por factores como la temperatura, presión y el pH [26]. En el caso de las aminas, es el grupo amino (NH_2) el cual reacciona con el H_2S y el CO_2 , dando como resultado compuestos de hidrógeno carbonato, amoníaco (RNH_3) HCO_3 y azufre con amoníaco (RNH_3) S [21].

La absorción con aminas se lleva a cabo a temperaturas altas, debido a que el calor favorece la reacción química. Sin embargo, el calor excesivo puede causar vaporización y pérdida de la solución química. Por lo tanto, estos procesos operan usualmente a temperatura hasta 48°C [24]. La desventaja de este método es que los compuestos orgánicos que se pueden utilizar tienen un costo superior al agua.

c. Absorción por compuesto de hierro

Este método requiere la utilización de limaduras de hierro colocadas en columnas de purificación (absorción), que se encuentran humedecidas (entre 30 y 60% de humedad) de forma discontinua con agua y rellenas con otro material (por ejemplo, aserrín), para ayudar así a la hidrodinámica del sistema.

El proceso tiene la ventaja de poder operar a distintas presiones, diferentes temperaturas (temperatura ambiente o superior) y un pH entre 7,5 y 8,5. Es una tecnología que logra altas eficiencias (sobre el 85%) en la remoción de H_2S . También se puede utilizar óxido de hierro (III) hidratado, cloruro de hierro (III) y pellets de hierro, entre otros [27].

2.5.1.3. Métodos de membrana

Este proceso se basa en la difusión de algunos compuestos del biogás a través de una membrana selectiva, debido a la fuerza motriz generada por diferencias de presiones. La permeabilidad del biogás a través de la membrana depende de la solubilidad y difusividad del gas en el material de la misma [28]. Esta difusión selectiva, permite separar O_2 , CO_2 y H_2S .

Una de las características de las membranas usadas en la actualidad es que son muy frágiles y tienen poros pequeños (menores a 5 $[\mu m]$), por lo que se requiere que el gas de entrada a las membranas esté libre de material particulado. Estos sistemas son costosos en comparación con los ya mencionados, y generalmente se consideran no adecuados para aplicaciones a gran escala.

2.5.2. Métodos biológicos

Un método biológico de post tratamiento es, en términos generales, un proceso en el cual los gases contaminados entran en contacto con un medio biológicamente activo [29]. Estos métodos enfocados en la purificación de gases son generalmente procesos de oxidación, dando como resultado dióxido de carbono, agua, sulfato y nitrato [28].

En la naturaleza existen microorganismos capaces de transformar compuestos orgánicos e inorgánicos contaminantes, en sustancias menos nocivas. Por lo tanto, casi todas las sustancias pueden ser degradadas, si se entregan las condiciones medioambientales requeridas. Los agentes biológicos suelen ser bacterias, arqueas, levaduras y hongos [19].

2.5.2.1. Biofiltro de lecho fijo (BLF)

Esta tecnología tiene como principal característica el uso de microorganismos que se encuentran inmovilizados en un medio poroso (lecho), fabricado de materiales orgánicos (materiales cortados de parques y jardines, turba, corteza, astillas de madera o abono), que cumple la función de entregar soporte (medios sobre los cuales viven los microbios), y en algunos casos proporcionar nutrientes necesarios para los microorganismos [30].

Los microorganismos crecen formando parte de una capa llamada biopelícula, adherida a la superficie del medio, la cual utiliza como fuente de nutrientes y/o energía los contaminantes presentes en la corriente de biogás, y de esta manera degradándolos [20].

Comúnmente, en estos sistemas, la corriente de gas se pasa previamente por un humidificador con el fin de mantener la humedad del sistema [26].

2.5.2.2. *Bioscrubbers o biolavadores*

Los bioscrubbers consisten en un sistema de dos etapas, en las cuales se produce la purificación del biogás. La primera etapa corresponde a una absorción, en donde los contaminantes son transferidos a un medio acuoso, hasta llegar a condiciones próximas a la saturación. Esta etapa se lleva a cabo en una columna de absorción con aspersion.

El líquido proveniente de la columna de absorción pasa a la segunda etapa del proceso, la cual corresponde a un reactor biológico de regeneración donde se lleva a cabo la oxidación por microorganismos, los cuales pueden encontrarse libres o inmovilizados. Una vez que la concentración de contaminantes en el líquido haya disminuido, éste se recircula a la columna de absorción.

Este líquido contiene los nutrientes inorgánicos que sostienen una población microbiana estable. En caso de que la concentración del contaminante sea muy alta, es posible inyectar aire para completar la oxidación [26].

2.5.2.3. *Biofiltro de lecho escurrido*

En los biofiltros de lecho escurrido los procesos de absorción de gases y regeneración de la fase líquida ocurren simultáneamente, y generalmente sus columnas se encuentran empaquetadas con un material (comúnmente de plásticos estructurados o aleatorios), el cual permite el desarrollo de una biopelícula, ayudando así al aumento de la densidad celular volumétrica [26].

Esta configuración de bioreactor es recomendada cuando se trabaja con compuestos de oxidación no volátiles y existe acumulación en la fase líquida, como por ejemplo, cuando se origina sulfato por la oxidación del sulfuro. Al existir acumulación disminuye el pH durante la degradación, y generan inhibición de los microorganismos [26].

Generalmente como soporte se utilizan materiales como polímeros, cerámicas, zeolitas, carbón activo o mezclas de varios materiales [30].

2.6. Evaluación de proyecto

Dentro del estudio de prefactibilidad de un proyecto, las evaluaciones técnica y económica de éste son piezas fundamentales del mismo. En el aspecto netamente económico, existen diversos métodos o indicadores que permiten evaluar la rentabilidad de un proyecto. Dependiendo de los valores obtenidos de estos indicadores, entre otras cosas, es que se puede determinar si el proyecto es atractivo económicamente.

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

2.6.1. Periodo de recuperación (Payback Time)

Este indicador consiste en calcular el tiempo que tarda el proyecto en recuperar la inversión. El periodo de recuperación, está directamente relacionado con la inversión inicial y el flujo de efectivo. Se calcula mediante la siguiente expresión [31]:

$$0 = -I_0 + \sum_{i=0}^{n=Payback} F_i \quad (1)$$

Donde:

- n = Periodo de recuperación
- I_0 = Inversión inicial
- F_i = Flujo de efectivo para el periodo i

2.6.2. Valor Actualizado Neto (VAN)

El Valor Actual Neto es uno de los criterios económicos más utilizados en la evaluación de proyectos de inversión. Consiste en determinar la equivalencia en el presente de los flujos futuros que genera un proyecto a partir de una inversión inicial [31]. El VAN, para un proyecto de N periodos, se calcula con la siguiente fórmula:

$$VAN = -I_0 + \sum_{i=0}^N \frac{F_i}{(1 + \delta)^i} \quad (2)$$

Donde:

- VAN = Valor Actualizado Neto
- I_0 = Inversión inicial
- F_i = Flujo de efectivo para el periodo i
- N = Número de periodos de vida del proyecto
- δ = Tasa de descuento fijada para el proyecto

La tasa de descuento refleja el valor del dinero en el tiempo, y se fija dependiendo del riesgo que tenga el proyecto. Cuando el riesgo de un proyecto es mayor, se exige una tasa de descuento mayor.

2.6.3. Tasa Interna de Retorno (TIR)

La Tasa Interna de Retorno es la tasa de descuento que hace cumplir la condición de que el VAN del proyecto sea igual a cero [31]. Explicado de otra manera, la TIR para un proyecto de N años es directamente proporcional a la rentabilidad, por ende a mayor TIR mayor será la rentabilidad. Esta tasa se calcula a partir de:

$$0 = VAN = -I_0 + \sum_{i=0}^N \frac{F_i}{(1 + TIR)^i} \quad (3)$$

Donde:

VAN = Valor Actual Neto
 TIR = Tasa Interna de Retorno
 I_0 = Inversión inicial
 F_i = Flujo de efectivo para el periodo i
 N = Número de periodos de vida del proyecto

2.6.4. Índice de Valor Actualizado Neto (IVAN)

El índice de valor actual neto permite seleccionar proyectos bajo condiciones de racionamiento de capital, es decir, cuando no hay recursos suficientes para implementarlos todos (en estos caso los criterios del VAN y TIR no son suficientes). Este criterio permite medir cuánto VAN aporta cada peso invertido individualmente en cada proyecto [31]. El IVAN está definido por:

$$IVAN = \frac{VAN}{I_0} \quad (4)$$

Donde:

$IVAN$ = Índice de Valor Actualizado Neto
 VAN = Valor Actual Neto
 I_0 = Inversión inicial

3. Evaluación Técnica

A continuación, se presentan los resultados del análisis técnico realizado con los datos proporcionados por la Empresa.

3.1. Potencial del biogás en Chile

El principal uso del biogás, producido a nivel industrial en el mundo, es la generación de energía eléctrica. Algunos de los países que a la fecha han implementado de manera eficiente el biogás, como fuente de ERNC para su matriz energética, son Alemania, España, Brasil y Suecia, los cuales presentan modelos exitosos de desarrollo de este mercado. De estos países, Alemania es el mayor productor de biogás en el mundo, con más de 5.000 plantas en todo el país y con una potencia instalada que supera los 1.700 [MW] [32].

En Chile, la situación es diferente, ya que como se muestra en la Tabla 3, no existió un mayor desarrollo de los proyectos de biogás al año 2010. Además, éstos tampoco tenían como objetivo la generación de energía eléctrica, sino que estaban enfocados en la combustión por antorcha.

Tabla 3: Plantas de biogás instaladas en Chile al año 2010. Fuente: Gamma Ingenieros [32].

Instalaciones y sustrato	Generación de biogás [$10^3 m^3$ / año]	Energía eléctrica [MWh]	Inversión [USD]	Usos del biogás	Estado del proyecto
Purines de cerdo y estiércol					
Agrícola Super Ltda. (7 instalaciones)	20.780	43.493	10.500.000	Combustión en Antorcha Autoconsumo del biogás	Operando
Agroindustrias					
Cervecería CCU Temuco	569	1.191	272.727	Autoconsumo de energía térmica	Operando
Mafrisur	260	544	1.000.00	Combustión en Antorcha	Operando
Orafti	s/i	s/i	s/i	Autoconsumo de energía térmica	Operando
Viña Francisco Aguirre	31	65	s/i	Combustión en Antorcha	Operando
Viña Concha y Toro	s/i	s/i	s/i	Combustión en Antorcha	Operando
Inducorn	1.350	2.826	s/i	Combustión en Antorcha	Operando
Aguas Servidas					
Coltauco	s/i	s/i	3.150	Cocina	Operando
Empedrado	s/i	s/i	3.500	Cocina y Refrigeración	Operando
La Farfana	19.000	39.767	2.000.000	Venta del biogás	Operando
Concepción	2.500	5.233	s/i	Combustión en Antorcha	Operando
Rellenos Sanitarios					
Lomas los Colorados	8.800	18.419	1.600.000	Comb. y Generación eléctrica	Operando
Lomas los Colorados	58.000	121.395	s/i	Combustión en Antorcha	Operando
Consorcio Santa Marta	43.800	91.674	2.000.000	Combustión en Antorcha	Operando
El Molle	13.000	27.209	1.500.000	Combustión en Antorcha	Operando
Colihues – La Yesca	10.000	20.930	s/i	Combustión en Antorcha	Operando
Copiulemu	5.500	11.512	1.600.000	Combustión en Antorcha	Operando
El Empalme	2.500	5.233	1.200.000	Combustión en Antorcha	Operando
Coronel	7.500	15.698	1.400.000	Combustión en Antorcha	Operando
El Panul	5.000	10.465	2.000.000	Combustión en Antorcha	Operando

*s/i = sin información

Por otro lado, las plantas que estaban en etapas de desarrollo (hasta el 2010) sí lo tenían, tal y como se muestra en la Tabla 4. De esto se desprende que el biogás está siendo una alternativa interesante para suplir, en cierta medida, la demanda energética de las plantas productoras, a partir de los desechos propios de sus procesos productivos.

Tabla 4: Plantas de biogás en desarrollo en Chile al año 2010. Fuente: Gamma Ingenieros [32].

Instalaciones y sustrato	Generación de biogás $\left[\frac{10^3 m^3}{año}\right]$	Energía eléctrica $\left[\frac{MWh}{año}\right]$	Inversión [USD]	Usos del biogás	Estado del proyecto
Purines de cerdo y estiércol					
Agrícola Tarapacá	s/i	s/i	1.800.000	Energía Térmica	Construcción
Sopraval	2.300	4.814	3.000.000	Cogeneración	Estudio
Agrícola Super	2.500	5.233	2.000.000	Cogeneración	Ing. Básica
Agrícola Super	55.000	115.116	50.000.000	Cogeneración	Estudio
Cooperativa Eléctrica Osorno	5	10	s/i	Cogeneración	Proyecto piloto operando
SEPADE	100	209	185.000	Energía Eléctrica	Construido, sin operar
HBS Energía	4.000	8.372	4.000.000	Cogeneración	Construcción
Agrícola Ancali	4.200	8.791	s/i	Cogeneración	Estudio
Agrícola San Fernando	850	1.779	s/i	Cogeneración	Ing. Básica
Agroindustrias					
Cervecería CCU Santiago	s/i	s/i	2.000.000	Energía Térmica	Ing. Detalle
Agrícola Mostazal	3.500	7.326	3.500.00	Cogeneración	Ing. Detalle
Aguas Servidas					
El Trebal	17.000	35.581	3.500.000	Cogeneración	Construcción
Concepción	2.500	5.233	500.000	Cogeneración	Estudio
GasValpo	1.600	3.349	1.500.000	Cogeneración	Estudio
Rellenos Sanitarios					
Lomas los Colorados	58.000	121.395	15.000.000	100% Energía Eléctrica	Operando primera fase (2 MW)
Consorcio Santa Marta	43.800	91.674	10.000.000	Energía Eléctrica	Estudio
Ecomaule	7.000	14.651	5.000.000	Cogeneración	Estudio

*s/i = sin información

El incremento en los proyectos de biogás realizados en los últimos 5 años se debe en gran medida a estudios realizados por la GTZ (Gesellschaft für Technische Zusammenarbeit), donde se muestra el potencial que tiene el biogás en la generación de energía eléctrica, y de los proyectos presentados por empresas especializadas en el rubro del biogás, como los son: Greenwatt, Genera Austral, Kaiser Energía, KDM, entre otros.

En la Tabla 5, se presenta el potencial eléctrico que se puede lograr, mediante la generación de biogás a partir de residuos del sector agrícola.

Tabla 5: Potencial energético del biogás a partir de residuos agrícolas. Fuente: Gamma Ingenieros [32].

Región	Materia orgánica Disponible $\left[\frac{\text{ton}}{\text{año}}\right]$	Potencial Neto $[\text{10}^3 \text{ m}^3 \text{ biogás}]$	Potencial Neto $\left[\frac{10^6 \text{ kcal}}{\text{año}}\right]$	Potencial Eléctrico $\left[\frac{\text{Mwh}}{\text{año}}\right]$
V Región	3.768	2.298	12.411	5.774
VI Región	86.970	59.501	321.304	149.471
VII Región	67.106	41.542	224.329	104.358
VIII Región	102.162	54.256	292.981	136.295
IX Región	118.986	59.501	322.921	150.223
X Región	22.429	12.011	64.859	30.172
Región Metrop.	24.325	16.269	87.851	40.868
TOTAL	425.746	245.677	1.326.657	617.161

Como es posible observar en la Tabla 5, existe un potencial latente en el biogás para la generación de energía, que hasta la fecha no se ha utilizado. Esto abre la posibilidad de comenzar a desarrollar nuevos proyectos en esta área. En ese sentido, este trabajo de tesis pone en manifiesto la importancia que tiene el aprovechamiento del potencial presente en los subproductos del proceso pisquero, y así lograr aplicarlo en un estudio de ingeniería conceptual para el desarrollo de una planta de generación de energía a partir de biogás.

Cabe mencionar, que la Tabla 5 engloba distintos tipos de residuos agrícolas y no solo los del proceso pisquero, por lo que el potencial eléctrico de éste debe ser menor al mostrado en la tabla.

3.2. Materia prima

La biomasa que será utilizada en el proceso será suministrada por la empresa CCU, específicamente por las plantas que ésta posee a lo largo de la IV Región. De las cuales, solo cuatro se encuentran con la capacidad de suministrar materia prima para el proyecto, y cuya disponibilidad de biomasa se presenta en la Tabla 6.

Tabla 6: Plantas pisqueras disponibles para el suministro de materia prima. Fuente: CCU.

Materia Prima $\left[\frac{\text{ton}}{\text{año}}\right]$	Salamanca	Sotaqui	Monte Patria	Pisco Elqui	TOTAL
Orujo	1.079	2.075	1.660	166	4.980
Escobajo	546	1.050	840	84	2.520
Borra	180	375	300	45	900
Vinaza	8.500	0	31.500	0	40.000
Total	10.305	3.500	34.300	295	48.400

Las materias primas mostradas en la Tabla 6, corresponden a una biomasa estacional, es decir, que sólo se tiene disponibilidad de éstas durante ciertas fechas del año. En particular, solo se cuenta con materia prima durante el tiempo de vendimia (Marzo – Junio).

La distribución anual del total de materia prima disponible es la siguiente:

Tabla 7: Distribución de la disponibilidad de materia prima. Fuente: Elaboración propia.

Mes	Ene	Feb	Mar	Abr	May	Jun	Jul	Ago	Sep	Oct	Nov	Dic	Total
Porcentaje	0,0%	0,0%	11,3%	43,4%	37,6%	7,7%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	100%
Toneladas	0	0	5.498	21.038	18.237	3.627	0	0	0	0	0	0	48.400

La Tabla 7 muestra la estacionalidad de la biomasa mencionado anteriormente, en donde el ingreso de materia prima se concentra mayoritariamente en los meses de Abril y Mayo. Es por esto que parte del trabajo consiste en desarrollar un modelo que optimice la utilización de la biomasa disponible en este periodo de un año.

3.3. Ubicación de la planta

La selección de la localización es un punto crítico para los proyectos de biomasa, ya que el transporte, disposición y manejo de las materias primas es uno de los principales costos en los que se incurre, esto debido al alto tonelaje que se utiliza. Dado lo anterior, es necesario minimizar los costos de recolección y traslado de la biomasa hasta su lugar final de acopio.

La Figura 10 muestra la ubicación de las plantas mencionadas en la Tabla 6.



Figura 10: Locación de las plantas pisqueras de la empresa CCU: Fuente: Google Earth.

Como se aprecia en la Figura 10, algunas plantas mencionadas se encuentran a una distancia no despreciable entre sí. Un ejemplo de lo anterior, es que las plantas de Monte Patria y Salamanca se encuentran a 246 [km] de distancia, lo cual reafirma la importancia de considerar la logística de

transporte como uno de los puntos críticos en la evaluación del proyecto, además del resto de factores como lo son la mano de obra, conexión al SIC, acceso terrestre, etc.

Se seleccionó como ubicación de la planta la comuna Monte Patria, en particular la zona aledaña a la pisquera de CCU. El criterio utilizado para seleccionar esta locación se basó en los siguientes puntos:

1. Transportar la menor cantidad de biomasa.

De la Tabla 6 se desprende que 34.300 toneladas de biomasa, correspondientes a más del 70% total disponible se encuentra concentrada en la planta de Monte Patria, por lo tanto, esa locación sería apropiada para establecer la planta, ya que habría que transportar menos de un 30% de la materia prima.

2. Cercanía con zonas urbanas para conseguir mano de obra.

Como la planta estaría ubicada en Monte Patria, se facilita la contratación de personal para llevar a cabo la construcción de la planta y operación.

3. Acceso terrestre definido.

Al estar dentro de una zona urbanizada, se cuenta con un acceso fácil, ya que existen caminos pavimentados y bien definidos. Esto se traduce en la posibilidad de transportar maquinaria pesada e insumos sin ningún problema.

4. Cercanía con Subestación para conexión al SIC.

En la comuna de Monte Patria existe una subestación eléctrica de media y baja tensión [33], esto permite conectarse a la red de distribución de energía sin la necesidad de incurrir en gastos excesivos de líneas de transmisión.

La ubicación seleccionada se muestra en la Figura 11, la cual corresponde al terreno de la planta pisquera de CCU en Monte Patria.



Figura 11: Ubicación de la planta pisquera de Monte Patria: Fuente: Google Earth.

3.4. Biogás y energía generada por la planta

A partir de la biomasa disponible (ver Tabla 6), es posible calcular la cantidad de biogás que se puede generar en el biodigestor, teniendo en cuenta todos los fenómenos fisicoquímicos y bioquímicos que están ligados en dicho proceso. Una vez determinado el volumen de biogás que se puede generar, se puede estimar la cantidad de energía que es capaz de producir la planta, y cuál será su potencia instalada.

3.4.1. Generación de biogás

3.4.1.1. Modelo cinético para la producción de metano

Dado que la generación de biogás es llevada a cabo por distintas bacterias, se utilizó un modelo cinético que diera cuenta de la tasa de producción de metano, y de los fenómenos fisicoquímicos y bioquímicos que ocurren durante el proceso de digestión anaeróbica (crecimiento bacteriano, reproducción, muerte de las bacterias, cantidad de sustrato, etc.). De esta manera, el cálculo de la cantidad de metano y biogás generada será lo más real posible.

El modelo utilizado corresponde al de Chen y Hashimoto, el cual es una extensión del modelo de Contois, ya que incluye el tiempo de retención hidráulico y una constante cinética de inhibición de las bacterias, que el modelo de Contois no considera [34]. La ecuación que describe el comportamiento cinético para la producción de metano es la siguiente:

$$\gamma_V = \frac{B_0 \cdot S_0}{\theta} \cdot \left[1 - \frac{K}{(\theta \cdot \mu_m - 1 + K)} \right] \quad (5)$$

Donde:

$$\begin{aligned} \gamma_V &= \text{Tasa de producción volumétrica de metano} \left[\frac{m^3 CH_4}{m^3 \text{ digestor} \cdot \text{día}} \right] \\ S_0 &= \text{Concentración de sólidos volátiles en la alimentación} \left[\frac{kg SV}{m^3} \right] \\ B_0 &= \text{Eficiencia de generación de metano} \left[\frac{m^3 CH_4}{kg SV} \right] \\ \mu_m &= \text{Tasa máxima de crecimiento bacteriológico} \left[\frac{1}{días} \right] \\ \theta &= \text{Tiempo de retención hidráulico} [días] \\ K &= \text{Constante cinética de inhibición} \end{aligned}$$

Para determinar la cantidad de metano y biogás que es posible producir, es necesario determinar todos los parámetros que componen la Ecuación 5.

a) Tasa máxima de crecimiento bacteriológico

Estudios demuestran que la temperatura es uno de los principales factores que afecta la tasa de crecimiento y reproducción de las bacterias, y por consiguiente, la producción de metano. A raíz de esto, Chen y Hashimoto determinaron que la tasa máxima de crecimiento (μ_m), puede ser calculada como una función dependiente de la temperatura [35]:

$$\mu_m = 0,13 \cdot T - 0,129 \quad (6)$$

Donde:

$$T = \text{Temperatura} [^{\circ}C]$$

Esta ecuación es válida para rangos de temperatura entre 20 y 60°C, que son acordes a la temperatura de operación que se utiliza para la digestión anaeróbica.

b) Concentración de Sólidos Volátiles (S_0) y eficiencia de generación de metano (B_0)

La concentración de SV y B_0 son parámetros que se determinan de manera empírica, mediante pruebas de laboratorio o a escala piloto, y cuyos valores dependen de la composición y tipo de materia prima que se utilice. Incluso para un mismo tipo de materia prima estos valores pueden ser diferentes, ya que su composición dependerá de distintos factores externos, como lo son el clima, nutrientes absorbidos, tipo de suelo, entre otros. Un ejemplo de esto es la uva, y por ende, sus subproductos.

En la actualidad, si bien existen varios estudios científicos en los cuales se ha determinado B_0 para distintas materias primas [36], es recomendable utilizar valores obtenidos de manera experimental, si se tiene acceso a ellos.

Para este proyecto, Besalco Energía Renovable facilitó datos sobre la composición de las materias primas, como también del contenido y calidad del biogás que se obtendría en el proceso.

Estos datos se obtuvieron a través de un test de BMP (*Biochemical Methane Potencial*) realizado por una empresa internacional especializada en el rubro. Este test es uno de los protocolos estándares utilizados para medir el potencial del biogás [37], el cual fue realizado a biomasa de la misma zona (IV Región).

Los datos del análisis son los que se muestran a continuación:

Tabla 8: Caracterización de la biomasa a utilizar en el proceso. Fuente: Besalco Energía Renovable.

Materia Prima	% Sólidos Totales (ST)	% Sólidos Volátiles (SV)	%CH ₄	Densidad $\left[\frac{kg}{L}\right]$	$\left[\frac{m^3 CH_4}{ton MP^*}\right]$	$B_0 \left[\frac{m^3 CH_4}{kg SV}\right]$
Orujo	30,2%	25,7%	50%	1,72	59,16	0,23
Vinaza	1,4%	1,1%	58%	1,00	12,97	1,22
Borra	5,8%	5,3%	68%	1,00	59,05	1,12
Escobajo	28,8%	26,0%	45%	1,50	32,2	0,18

* ton MP = tonelada de materia prima

En base a los datos de la Tabla 8, se calculó la concentración de sólidos volátiles y la eficiencia de generación de metano de la mezcla de materias primas, tomando en cuenta las toneladas disponibles de cada una, utilizando para esto los datos incluidos en la Tabla 6, tal y como se muestra en la Tabla 9.

Tabla 9: Concentración de sólidos volátiles y eficiencia de generación de metano para la biomasa. Fuente: Elaboración propia.

Materia Prima	Disponibilidad $\left[\frac{ton}{año}\right]$	% Sólidos Totales (ST)	% Sólidos Volátiles (SV)	Concentración de Sólidos Volátiles $S_0 \left[\frac{kg SV}{m^3 MP}\right]$	$B_0 \left[\frac{m^3 CH_4}{kg SV}\right]$	%CH ₄
Orujo	4.980	30,2%	25,7%	441,56	0,23	50%
Vinaza	40.000	1,4%	1,1%	11,70	1,22	58%
Borra	900	5,8%	5,3%	58,16	1,12	68%
Escobajo	2.520	28,8%	26,0%	390,64	0,18	45%
Total	48.400	5,9%	5,0 %	54,73	0,39	57%

c) Estimación del tiempo de retención hidráulico (θ)

Actualmente, no existe ningún criterio unificado para determinar θ , ya que éste depende de distintos factores, como el tipo de biomasa, composición, temperatura, entre otros. En consecuencia, se decidió estimar θ a partir de datos empíricos de distintas plantas de biogás en el mundo en función de la temperatura, ya que estos se tuvo acceso.

Los datos recolectados de la literatura para θ (en días) de distintas plantas son los que se muestran a continuación:

Tabla 10: Tiempos de retención hidráulicos a distintas temperaturas, recolectados de distintas plantas y estudios. Fuente: Guía para la implementación de sistemas de producción de producción de biogás [38] y elaboración propia.

Temperatura [°C]	10	15	20	25	26	30	35	37	40	49	50	52	55
British Biogen	-	-	-	-	-	30	15	-	-	-	14	-	12
EPA	-	-	-	-	-	-	20	-	15	-	-	-	-
GTZ	100	-	40	-	-	-	20	-	-	-	8	-	-
IIT	-	-	-	-	30	-	-	-	-	-	-	-	-
CIPAV	-	-	-	50	-	40	30	-	-	-	-	-	-
CONICIT	-	-	-	-	-	30	20	-	-	-	-	-	-
Tarragona	-	56	-	-	30	-	-	24	-	16	-	-	-
Miralcamp	-	-	-	-	-	-	30	-	-	-	-	-	-
Vila-sana	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	15	-
Tracjusa	-	-	-	-	-	-	21	-	-	-	-	-	-
Frankenför	-	-	-	-	-	-	-	18	-	-	-	-	-
Studsgaard	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	16	-
Skovbaekgaard	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	18	-	-
Holsworthy	-	-	-	-	-	-	-	20	-	-	-	-	-
Laholm	-	-	-	-	-	-	21	-	-	-	-	-	-

De la Tabla 10, se puede graficar la temperatura versus θ y luego realizar una curva de tendencia, para así obtener una expresión empírica que permita calcular θ en función de la temperatura, tal y como se muestra en el Gráfico 5.

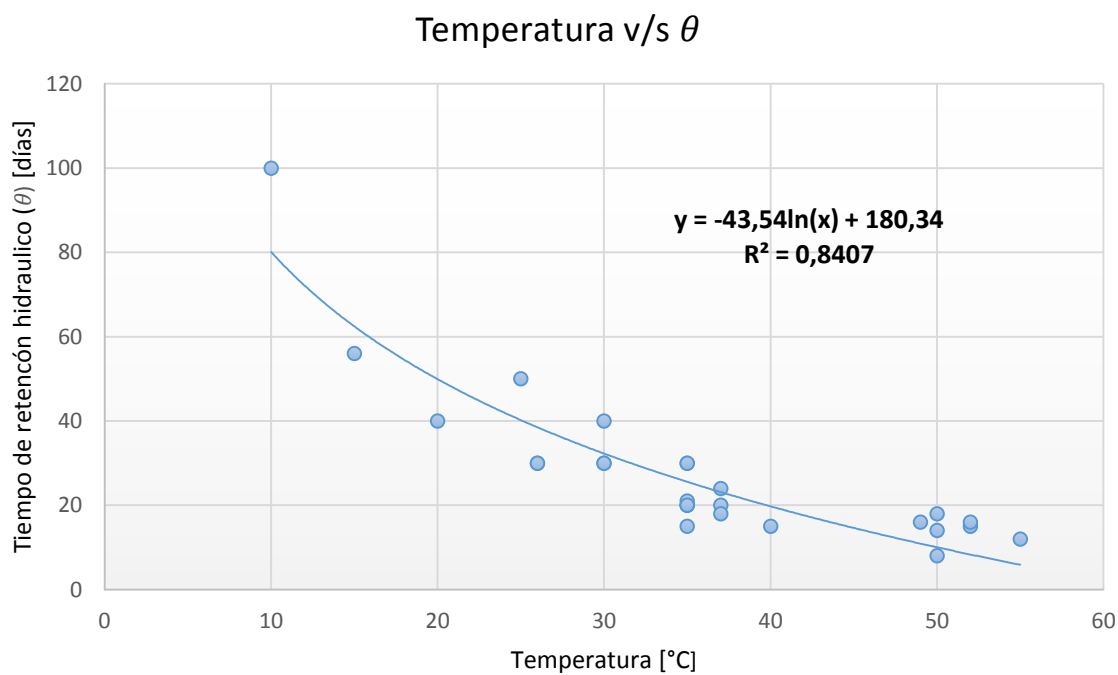


Gráfico 5: Tiempo de retención hidráulico a distintas temperaturas. Fuente: Elaboración propia.

Si bien el coeficiente de correlación entre θ y la temperatura no es óptimo, ya que su valor es de solo 0,84, al menos permite estimar θ de una manera más cercana a la realidad, en lugar de buscarlo de manera independiente en literatura.

d) Constante Cinética K

Debido a la serie de reacciones química que se llevan a cabo en paralelo durante el proceso de generación de metano, es que no se puede determinar K sin la ejecución de experimentos. A raíz de esto, se obtuvo un valor de bibliografía para K a partir de θ . El valor de K a utilizar corresponde a $K = 0,33$ [39].

Una vez determinadas todas las variables de la Ecuación 5, se puede calcular γ_V en función del volumen del digestor. Una vez que se determine el volumen del digestor, se utiliza el porcentaje de metano presente en el biogás (presentado en la Tabla 9) para calcular la tasa de generación de este biocombustible, como se muestra en la Ecuación 7:

$$\dot{V}_{Biogás} = \frac{V_{Digestor} \cdot \gamma_V}{\%CH_4} \quad (7)$$

Donde:

$$\dot{V}_{Biogás} = \text{Tasa de biogás generado} \left[\frac{m^3}{día} \right]$$

$$V_{Digestor} = \text{Volumen del digestor} [m^3]$$

$$\gamma_V = \text{Tasa de producción volumétrica de metano} \left[\frac{m^3 CH_4}{m^3 digestor \cdot día} \right]$$

$$\%CH_4 = \text{Porcentaje de metano presente en el biogás}$$

3.4.2. Generación de energía

Como se mencionó anteriormente, la principal fuente de potencial energético en el biogás es el metano, por lo cual, la energía que se puede generar se estimará a partir del poder calorífico de este gas, el cual tiene un valor de $9,97 \left[\frac{kWh}{m^3} \right]$ [40].

Por otro lado, hay que tener en cuenta que para producir energía eléctrica se requiere de un equipo generador, el que posee una eficiencia asociada al tipo y al modelo de motor, al combustible a utilizar, al régimen de operación, entre otros.

Dicho lo anterior, el volumen de metano generado se puede calcular en función de la cantidad total de biomasa disponible, tal y como se muestra en la Ecuación 8:

$$V_{CH_4} = \dot{m}_{MP} \cdot \%SV \cdot B_0 \quad (8)$$

Donde:

V_{CH_4} = Volumen total de metano generado [m^3]

\dot{m}_{MP} = Masa total de biomasa disponible para el proyecto [kg]

$\%SV$ = Porcentaje de sólidos volátiles en la biomasa $\left[\frac{kg\ SV}{kg\ biomasa} \right]$

B_0 = Eficiencia de generación de metano $\left[\frac{m^3\ CH_4}{kg\ SV} \right]$

Finalmente, la energía eléctrica total que se puede producir, se puede obtener utilizando la siguiente expresión:

$$E_{eléctrica} = V_{CH_4} \cdot PC_{CH_4} \cdot Ef_{CHP} \quad (9)$$

Donde:

$E_{eléctrica}$ = Energía eléctrica total generada [kWh]

V_{CH_4} = Volumen total de metano generado [m^3]

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

Ef_{CHP} = Eficiencia del equipo de generación

3.4.3. Capacidad de generación de la planta.

En la Tabla 11 se resume cuál sería la capacidad de generación total de la planta, utilizando lo anteriormente descrito y suponiendo una eficiencia del motor de combustión interna de 38%.

Tabla 11: Biogás y energía eléctrica generada por la planta. Fuente: Elaboración propia.

Biomasa disponible $\left[\frac{ton}{año} \right]$	Metano generado $\left[\frac{m^3}{año} \right]$	Biogás generado $\left[\frac{m^3}{año} \right]$	Energía eléctrica generada [MWh]
48.400	897.286	1.582.907	3.389

3.5. Diseño del proceso de generación

Para llevar a cabo la generación de biogás y la posterior generación de energía eléctrica, es necesario realizar un proceso con distintas operaciones unitarias, que van desde etapas mecánicas hasta fisicoquímicas y bioquímicas.

Para dicho proceso se seleccionaron los distintos equipos requeridos, en base al tipo de materia prima a utilizar, y a las necesidades del proceso, y de los mismos equipos.

3.5.1. Selección de los equipos del proceso

A continuación se detalla la función, y justificación, de cada equipo seleccionado para el proceso.

a) *Molino de Martillo*

Consiste en un pretratamiento mecánico que se le realiza a la biomasa, que al ser residuos pisqueros presentan una composición difícil de degradar (lignina, celulosa, etc.), y cuyo principal objetivo es la trituración y homogeneización de la mezcla. Con este tipo de tratamientos se logra una reducción del tamaño de las partículas y un incremento de la superficie específica disponible para las bacterias, y así facilitar la digestión anaeróbica [41].

b) *Tornillo sin fin*

La función de este equipo es transportar la materia que será utilizada en el proceso, a través de un flujo constante de biomasa que va desde el molino hacia el biodigestor, logrando de esta manera que se pueda operar en régimen continuo.

c) *Biodigestor*

Corresponde al equipo más importante del proceso y como se explicó en el apartado anterior, básicamente es un reactor biológico en donde ocurre la generación de biogás. El biodigestor seleccionado corresponde a un reactor CSTR (*Continuous Stirred Tank Reactor*), o reactor perfectamente agitado, el cual es recomendable cuando la materia prima tiene un contenido de sólidos totales menor al 15% [42].

El digestor tiene un recubrimiento de poliestireno que actúa como aislante, logrando así evitar las pérdidas de calor. De la Tabla 8 se desprende que la biomasa a utilizar tiene un 5,9% de sólidos totales, lo que justifica la elección del reactor CSTR.

d) *Gasómetro*

Es el equipo de almacenamiento del biogás generado. Consiste en una cúpula de doble membrana de polifluoruro de vinilideno (PVDF), o polietileno de alta densidad (HDPE) en la mayoría de los casos. Su función, además de almacenar el biogás, es mantener constante tanto el caudal como la presión del biogás en el proceso, para que de esta manera se pueda operar en régimen continuo.

e) Equipo de separación sólido-líquido

Corresponde a un equipo de filtración sólido-líquido, cuyo objetivo es retirar el mayor porcentaje de agua presente en el digestato (subproducto de la digestión anaeróbica), y así obtener éste en condiciones óptimas para realizar compostaje. Al obtener un digestato con un menor porcentaje de agua se facilita su manejo y disposición, como también se añade la posibilidad de comercializarlo como bioabono y/o compost [43].

f) Antorcha para biogás

La antorcha para biogás tiene como función principal mantener tanto el flujo como la presión del biogás constante. Este equipo es fundamental, además como medida de seguridad, ya que sirve para quemar el exceso de biogás generado, o en caso de alguna falla en los equipos o mantenimiento de éstos. Por último, permite comprobar cuando se comienza a generar biogás, a partir de la carga inicial de biomasa.

g) Columna de absorción

Este equipo tiene como objetivo aumentar la concentración de CH_4 en el biogás, lo que se logra retirando parte del CO_2 y del H_2S presente en él. Como ya se explicó, se utiliza un solvente líquido para retirar los compuestos no deseados. La selección del tipo de solvente se basa en qué compuesto se desea absorber en la fase líquida, como también el costo de operación e inversión.

Para el caso particular del proyecto, el solvente escogido es agua, y si bien no es el más eficiente en la absorción del CO_2 , es más económico que los solventes orgánicos utilizados normalmente [44] (Monoetilamina, Dietilamina, etc.), por lo tanto, para el tamaño de la planta, se justifica el uso de agua como solvente.

h) Chiller

Corresponde a un intercambiador de calor, que tiene como finalidad condensar el remanente de agua presente en el biogás, el cual podría ocasionar problemas mecánicos en el funcionamiento del motor de cogeneración. Esto se logra disminuyendo la temperatura del flujo de biogás hasta la temperatura de condensación del agua con la ayuda de un flujo de fluido frío.

i) Motor de cogeneración

Consiste en un motor de combustión interna, en el cual se obtiene al mismo tiempo energía eléctrica y térmica. La energía eléctrica producida sería vendida al mercado spot, o mediante un contrato de compra y venta de energía. Por su parte, la energía térmica sería utilizada para calentar las corrientes de agua dentro del mismo proceso, como por ejemplo, el flujo de agua del serpentín, y de esta manera producir un ahorro en los costos de operación.

j) Intercambiadores de calor

Son los equipos encargados de calentar o enfriar las corrientes del proceso. Los intercambiadores cumplen un rol fundamental dentro de la operación de planta, ya que permite alcanzar las temperaturas óptimas de cada flujo para la correcta operación.

De entre los distintos tipos de intercambiadores de calor existentes, se decidió utilizar un intercambiador de carcasa y tubos, debido a su versatilidad, facilidad de limpieza y reparación, y dado que son altamente usados en la industria de procesos químicos [45].

3.5.2. Diagrama del proceso

En la Figura 12 se muestra el diagrama del proceso desde la recepción de la materia prima, hasta la generación de energía eléctrica, incluyendo todos los equipos anteriormente mencionados.

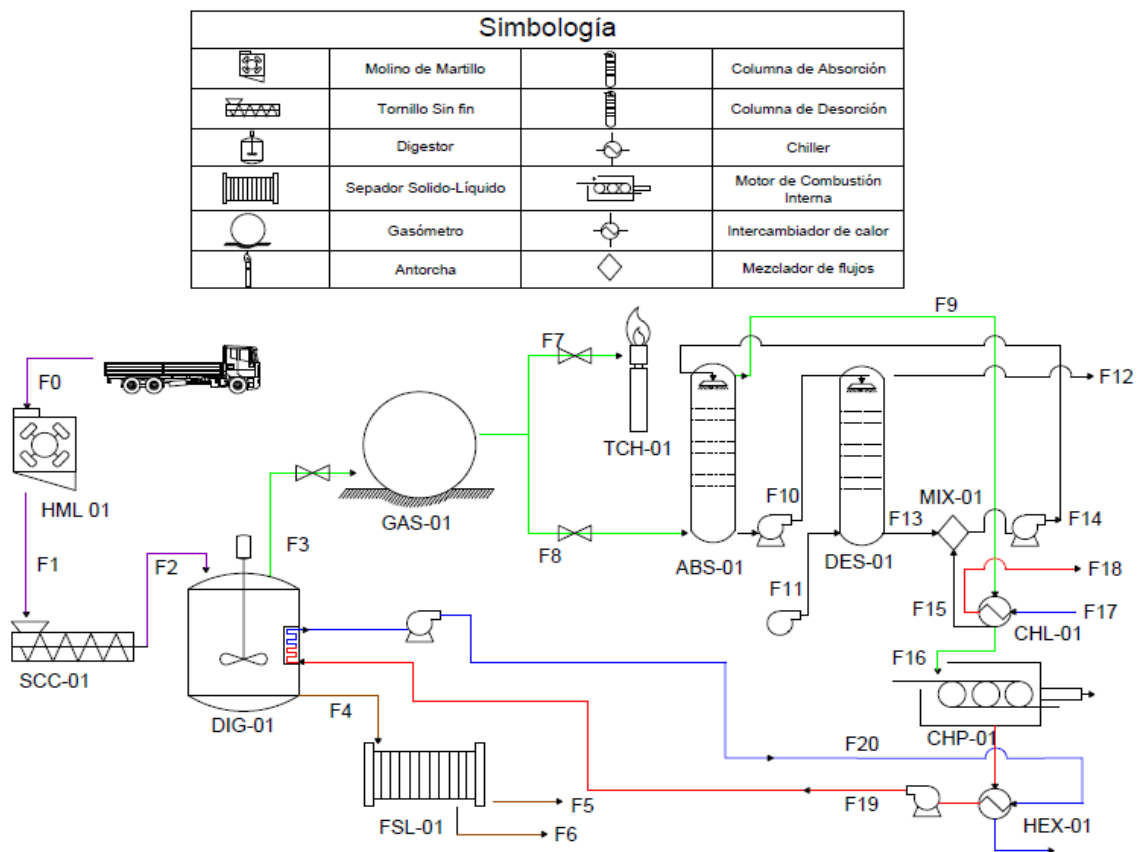


Figura 12: Diagrama del proceso de generación de energía. Fuente: Elaboración propia.

En el diagrama mostrado, las líneas de color morado representan la biomasa que entra al proceso, las café son el subproducto de la digestión anaeróbica (digestato), las verde representan las corrientes de biogás, las de color negro son los flujos agua y aire utilizados en el posttratamiento, mientras que las líneas rojas y azules corresponden a los flujos calientes y fríos respectivamente. Los flujos de entrada y salida de cada equipo (F_0 al F_{20}), serán detallados en el Anexo 8.1.

3.5.3. Dimensionamiento de los equipos

A continuación se detalla cómo es que los equipos mencionados anteriormente fueron dimensionados, según los requerimientos del proceso y de la materia prima disponible para el proyecto. Para mayor detalle de los cálculos, y explicación de los dimensionamientos, ver la sección de Anexo 8.1.

3.5.3.1. Biodigestor

a) Volumen del biodigestor

Para calcular el volumen del biodigestor se utiliza la siguiente relación:

$$V_D = \theta \cdot \dot{V}_d \quad (10)$$

Donde:

$V_D =$ Volumen del biodigestor [m^3]

$\theta =$ Tiempo de retención hidráulico [días]

$\dot{V}_d =$ Volumen de carga diaria al digestor [$\frac{m^3}{días}$]

El valor de θ se obtuvo fijando una temperatura de operación, y utilizando la relación empírica obtenida a partir del Gráfico 5:

$$\theta = -43,54 \cdot \ln(T) + 180,34 \quad (11)$$

En base a la cantidad total de biomasa disponible, se determina el volumen de carga diario a través de la optimización realizada por el modelo de generación. Esto se explica con mayor detalle en el Anexo 8.2.1.1.

b) Dimensiones del biodigestor

Como el digestor seleccionado es uno de tipo CSTR, se utilizó una relación radio/altura igual a 2:5. Con esta relación, y el volumen del tanque, se determina el radio y la altura:

$$H = \frac{V_{Digestor}}{R^2 \cdot \pi} \quad (12)$$

Donde:

$H =$ Altura del digestor [m]

$R =$ Radio del digestor [m]

Una vez calculada la altura, la determinación del radio es directa utilizando la relación radio/altura mostrada anteriormente. La elección del espesor, se basó en la norma API 650 [46] para tanques de hormigón, y en el libro *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse* [47], donde se explicita espesores recomendados para biodigestores de hormigón.

c) **Agitador del digestor**

Existen variados tipos de agitadores con diferentes características, las que dependen tanto del fluido a agitar, como del tipo de agitación. Para el caso del biodigestor, se seleccionó un agitador tipo hélice marina, recomendado para grandes tanques con fluidos de baja viscosidad o cercana a la del agua [48]. De la Tabla 9 se sabe que el porcentaje de sólidos totales es de apenas el 5,9%, por lo que se asume que la viscosidad de la mezcla, en el biodigestor, es parecida a la del agua.

Los parámetros característicos del agitador son su diámetro y potencia. Esta última se calcula mediante la siguiente expresión [49]:

$$P = N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot D_i^5 \quad (13)$$

Donde:

$P =$ Potencia consumida [HP]

$N_p =$ Número de poder

$\rho =$ Densidad del fluido a agitar $\left[\frac{kg}{m^3}\right]$

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

$D_i =$ Diámetro del agitador [m]

El número de poder (N_p) se obtuvo a partir de catálogos de diseño de tornillos. El detalle del dimensionamiento se encuentra en el Anexo 8.2.1.3.

d) Serpentín del digestor

El digestor requiere de un serpentín para mantener la temperatura de operación constante al interior de éste. Los parámetros característicos del serpentín son el área de transferencia, el largo y diámetro de la tubería. Para determinar sus dimensiones, se debe calcular el flujo de calor necesario que hay que absorber o entregar al sistema, mediante la ecuación general de transferencia de calor:

$$\dot{Q} = \dot{m}_d \cdot c_{p_d} \cdot \Delta T_d = -\dot{m}_{H_2O} \cdot c_{p_{H_2O}} \cdot \Delta T_{H_2O} \quad (14)$$

Donde:

$$\dot{Q} = \text{Flujo de calor requerido por el sistema} \left[\frac{kJ}{s} \right]$$

$$\dot{m}_d = \text{Flujo de alimentación de biomasa al digestor} \left[\frac{kg}{s} \right]$$

$$c_{p_d} = \text{Calor específico de la biomasa en el digestor} \left[\frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right]$$

$$\Delta T_d = \text{Diferencia de temperatura entre la alimentación y la del digestor} [^\circ C]$$

$$\dot{m}_{H_2O} = \text{Flujo de agua en el serpentín} \left[\frac{kg}{s} \right]$$

$$c_{p_{H_2O}} = \text{Calor específico del agua} \left[\frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right]$$

$$\Delta T_{H_2O} = \text{Diferencia de temperatura entre el agua a la entrada y salida del serpentín} [^\circ C]$$

Por otro lado, para calcular el área de transferencia del serpentín, se utiliza la siguiente expresión:

$$\dot{Q} = U \cdot A \cdot \Delta T_{ln} \quad (15)$$

Donde:

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

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

$$\Delta T_{ln} = \text{Temperatura media logarítmica entre el fluido del serpentín y el del digestor} [K]$$

El detalle del dimensionamiento se encuentra en el Anexo 8.2.1.4.

3.5.3.2. *Molino de martillo*

La potencia consumida por el equipo es el parámetro característico que se desea determinar. Éste depende directamente del flujo de biomasa que se triturará. Debido a que el dimensionamiento de este equipo está más ligado al diseño mecánico que a la ingeniería de procesos, se escapa de los alcances de la tesis, es por esto que se optó por consultar catálogos de molinos de martillo para determinar la potencia consumida en función del flujo de materia prima a procesar.

3.5.3.3. *Tornillo sin fin*

Los parámetros característicos a determinar en un tornillo sin fin, son la potencia y el largo del equipo. La potencia total consumida por el equipo, se calcula con la siguiente relación [50]:

$$HP_{Total} = \frac{HP_f + HP_m}{e} \cdot F_o \quad (16)$$

Donde:

HP_{Total} = Potencia total consumida por el equipo [HP]

HP_f = Potencia requerida para mover el tornillo desocupado [HP]

HP_m = Potencia requerida para mover el material a transportar [HP]

F_o = Factor de sobrecarga

e = Factor de eficiencia

Los términos de HP_f y HP_m son dependientes del largo del equipo, por lo tanto, se supondrá una medida específica para determinar la potencia. Para más detalles, ver Anexo 8.2.3.

3.5.3.4. Equipo de separación sólido-líquido

El equipo seleccionado corresponde a un filtro de placas por el cual circula el flujo de digestato proveniente del digestor. Al igual que todos los equipos de separación sólido-líquido, el parámetro característico corresponde al área de filtración, la cual se puede determinar utilizando [51]:

$$t_f = \frac{\mu \cdot \alpha^* \cdot C}{2 \cdot \Delta P^{1-s}} \cdot \left(\frac{V_f}{A}\right)^2 \quad (17)$$

Donde:

t_f = Tiempo de formación de la torta [s]

A = Área de filtrado [m^2]

μ = Viscosidad del fluido [$Pa \cdot s$]

ΔP = Caída de presión en el filtro [Pa]

C = Masa de torta por unidad de volumen filtrado [$\frac{kg}{m^3}$]

V_f = Volumen de filtrado [$\frac{m^3}{s}$]

S = Coeficiente de compresibilidad

α^* = Constante empírica

La Ecuación 17 es válida para filtraciones con tortas compresibles. El supuesto de torta compresible se aplica cuando el material que desea filtrar corresponde a materia orgánica [52], como es el caso del digestato. El detalle de los cálculos realizados se encuentra en el Anexo 8.2.2.1.

3.5.3.5. Gasómetro

El parámetro característico del gasómetro es su volumen, y depende directamente de la cantidad de biogás generado, tal y como se señala en la Ecuación 18:

$$V_{gasómetro} = \dot{V}_{Biogás} \cdot t_{gas} \quad (18)$$

Donde:

$V_{gasómetro}$ = Volumen del gasómetro [m^3]

$\dot{V}_{Biogás}$ = Tasa de biogás generado [$\frac{m^3}{h}$]

t_{gas} = Tiempo de retención del biogás en el gasómetro [h]

El tiempo de retención t_{gas} representa el tiempo en el cual el gasómetro es capaz de acumular biogás, sin tener ninguna salida de éste.

3.5.3.6. *Columna de absorción y desorción*

a) **La columna de absorción**

Corresponde a una columna de absorción de platos, en donde los parámetros característicos son el número de platos, el diámetro y la altura de la torre. Por otro lado, también es necesario determinar el flujo de agua requerido para lograr la absorción. Para determinar estos parámetros se utilizó el “Método de Grupos” [53], el cual se aplica para sistemas de separación multicomponente, como lo es el caso de la absorción de biogás en agua, ya que este biocombustible está formado por una mezcla de gases.

El número de platos se determina utilizando la siguiente relación [53]:

$$N = \frac{\ln\left(\frac{A_e - 1 + \phi}{\phi \cdot A_e}\right)}{\ln(A_e)} \quad (19)$$

Donde:

N = Número de platos de la columna

A_e = Factor de absorción del gas

ϕ = Fracción de recuperación del gas

La fracción de recuperación del gas ϕ , se impone en función de cuál es el grado de purificación que se desea en el biogás.

El factor de absorción A_e depende de las condiciones de operación de la columna (presión y temperatura), como también de las características fisicoquímicas del gas que se desea absorber y de los flujos de agua y biogás, como se muestra en la siguiente ecuación [53]:

$$A_e = \frac{L}{V \cdot K} \quad (20)$$

Donde:

A_e = Factor de absorción

L = Flujo de agua requerido $\left[\frac{m^3}{h}\right]$

V = Flujo de gas a absorber $\left[\frac{m^3}{h}\right]$

K = Constante de equilibrio del gas a absorber

La constante de equilibrio K es la que da cuenta de la influencia de las condiciones de operación y características fisicoquímicas del gas a absorber.

El diámetro de la columna, se calcula utilizando la siguiente relación [54]:

$$D_m = \left(\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot C' \cdot \sqrt{\left(\frac{\rho_l}{\rho_v}\right) - 1}} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (21)$$

Donde:

$D_m =$ Diámetro de la columna de absorción [m]

$V =$ Flujo de gas a absorber $\left[\frac{m^3}{h}\right]$

$C' =$ Constante de separación entre platos

$\rho_l =$ Densidad del líquido absorbente $\left[\frac{kg}{m^3}\right]$

$\rho_v =$ Densidad del gas a absorber $\left[\frac{kg}{m^3}\right]$

La altura de la torre se determinó en base al número y separación de sus platos, pero también haciendo uso de una regla heurística para columnas de absorción [54], la cual se detalla en la sección de Anexos 8.2.4.

La columna de desorción se dimensiona de manera análoga a la columna de absorción, es decir, utilizando las mismas ecuaciones, con la diferencia de que ahora el gas (aire) se utiliza como absorbente y las impurezas en el agua, son las que se quiere absorber, es a raíz de esta diferencia que el factor de desorción se define como [53]:

$$A_e^{-1} = S_e = \frac{V \cdot K}{L} \quad (22)$$

Donde:

$S_e =$ Factor de desorción

$L =$ Flujo de agua a desorber $\left[\frac{m^3}{h}\right]$

$V =$ Flujo de aire requerido $\left[\frac{m^3}{h}\right]$

$K =$ Constante de equilibrio del gas a desorber

3.5.3.7. Chiller

El chiller, al igual que el serpentín, es un intercambiador de calor que tiene como parámetros característicos el área de transferencia de calor. Para determinar el área es necesario determinar el flujo de calor que se va a remover del sistema. Hay que tener presente que además de retirar el calor necesario para disminuir la temperatura del biogás, es importante retirar el calor para que se produzca la condensación del agua. Todo esto se ve reflejado en el balance de energía:

$$\dot{Q} = \dot{m}_b \cdot c_{pb} \cdot \Delta T_b + \dot{m}_{b_{H_2O}} \cdot \lambda_{H_2O} = -\dot{m}_{H_2O} \cdot c_{p_{H_2O}} \cdot \Delta T_{H_2O} \quad (23)$$

Donde:

$$\begin{aligned} \dot{Q} &= \text{Flujo de calor requerido por el sistema} \left[\frac{kJ}{s} \right] \\ \dot{m}_b &= \text{Flujo de alimentación de biomasa al digestor} \left[\frac{kg}{s} \right] \\ c_{pb} &= \text{Calor específico de la biomasa en el digestor} \left[\frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right] \\ \Delta T_b &= \text{Diferencia de temperatura del biogás a la entrada y salida del chiller} [^\circ C] \\ \dot{m}_{b_{H_2O}} &= \text{Flujo de agua presente en el biogás} \left[\frac{kg}{s} \right] \\ \lambda_{H_2O} &= \text{Calor de condensación del agua} \left[\frac{kJ}{kg} \right] \\ \dot{m}_{H_2O} &= \text{Flujo de agua para enfriar} \left[\frac{kg}{s} \right] \\ c_{p_{H_2O}} &= \text{Calor específico del agua} \left[\frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right] \\ \Delta T_{H_2O} &= \text{Diferencia de temperatura entre el agua a la entrada y salida del chiller} [^\circ C] \end{aligned}$$

Para determinar el área de transferencia se utiliza la Ecuación 15, ya descrita.

3.5.4. Dimensiones de los equipos y flujos requeridos

Para determinar las dimensiones de los equipos y los flujos requeridos, es necesario conocer la distribución de la materia prima a utilizar durante el año.

Se realizó un modelo que optimiza el VAN del proyecto, variando el porcentaje de utilización de materia prima a lo largo del año en función de distintas variables. La explicación del modelo y los supuestos utilizados serán abordados con mayor profundidad en la Sección 4.2.

A continuación, se muestra la distribución de materia prima a utilizar durante el año. Este resultado será explicado y discutido en la sección correspondiente al análisis del modelo, utilizándose en este apartado para mostrar cuáles son las dimensiones de los equipos principales y los flujos requeridos para uno de estos:

Tabla 12: Distribución de materia prima a utilizar durante el año. Fuente: Elaboración propia.

Mes	Mar	Abr	May	Jun	Jul	Ago	Sep	Oct	Nov	Dic	Ene	Feb
Biomasa recibida [ton]	5.498	21.038	18.235	3.627	0	0	0	0	0	0	0	0
Porcentaje a utilizar [%]	99,9	31,4	20,9	22,4	29,9	0,0	18,8	0,0	0,0	0,0	52,5	100,0
Biomasa a utilizar [ton]	5.493	6.610	6.833	6.612	6.833	0	3.014	0	0	0	6.833	6.171
Biomasa guardada [ton]	5	14.434	25.836	22.852	16.019	16.019	13.005	13.005	13.005	13.005	6.171	0,00

A partir de los resultados de la Tabla 12 se realizaron balances de masa y energía para determinar los flujos de entrada y salida de cada equipo, y con esto determinar sus dimensiones. En la Tabla 13 se muestra el valor de los flujos, que fueron esquematizados en la Figura 12.

Cabe mencionar, que los flujos utilizados están calculados en base al mes en el que se procesa una mayor cantidad de biomasa, ya que de esta forma los equipos estarán dimensionados para el caso más extremo. El detalle de cómo se obtuvieron los flujos se encuentra en el Anexo 8.1.

Tabla 13: Flujos másicos del proceso de generación. Fuente: Elaboración propia

Nombre del flujo	Tipo de corriente	Equipo de salida	Equipo de entrada	Flujo [$\frac{kg}{h}$]
F_0	Líquida	-	HML-01	9.490,3
F_1	Líquida	HML-01	SCC-01	9.490,3
F_2	Líquida	SCC-01	DIG-01	9.490,3
F_3	Gaseosa	DIG-01	GAS-01	205,2
F_4	Líquida	DIG-01	FSL-01	9.285,2
F_5	Líquida	FSL-01	-	468,4
F_6	Acuosa	FSL-01	-	8.816,7
F_7	Gaseosa	GAS-01	TCH-01	0,0
F_8	Gaseosa	GAS-01	ABS-01	205,2
F_9	Gaseosa	ABS-01	CHL-01	141,7
F_{10}	Líquida	ABS-01	DES-01	144.063,5
F_{11}	Gaseosa	-	DES-01	3.537,3
F_{12}	Gaseosa	DES-01	-	3.600,8
F_{13}	Líquida	DES-01	MIX-01	143.991,4
F_{14}	Líquida	MIX-01	ABS-01	144.000,0
F_{15}	Líquida	CHL-01	MIX-01	8,6
F_{16}	Gaseosa	CHL-01	CHP-01	133,1
F_{17}	Líquida	-	CHL-01	158,8
F_{18}	Líquida	CHL-01	-	158,8
F_{19}	Líquida	HEX-01	DIG-01	10.720,9
F_{20}	Líquida	DIG-01	HEX-01	10.720,9

A partir de los flujos de la Tabla 13 se obtuvieron las dimensiones de los equipos.

Tabla 14: Dimensiones de los equipos principales del proceso. Fuente: Elaboración propia.

Equipo	Cantidad de equipos	Volumen [m ³]	Diámetro [m]	Altura [m]	Largo [m]	Potencia consumida [HP]	Área de transferencia o filtrado [m ²]
Biodigestor	1	4.942,0	17,1	21,4	-	-	-
Serpentín	1	-	0,05	-	77,5	-	14,7
Agitador	2	-	4,8	-	-	80,3	-
Tornillo sin fin	1	-	-	-	6,1	2,2	-
Molino de Martillo	1	-	-	-	-	37,4	-
Gasómetro	1	745	-	-	-	-	-
Columna de Absorción	1	-	1,50	6,60	-	-	-
Columna de Desorción	1	-	1,50	6,30	-	-	-
Chiller	1	-	-	-	-	-	2,72
Filtro Sólido-Líquido	1	-	-	-	-	-	47,7

En la Tabla 14 se muestra de manera resumida las dimensiones características de cada equipo, dichas dimensiones se encuentran detalladas en la sección de Anexos 8.2.

4. Evaluación económica

En este capítulo, se exponen los criterios y metodologías usadas para realizar la evaluación económica del proyecto, la cual permitirá determinar si el proyecto es atractivo o no para la empresa.

4.1. Mercado energético y precios de energía

El mercado eléctrico chileno sigue un modelo en el que los privados son los encargados de la inversión y operación de toda la infraestructura energética. En dicho mercado, se han separado las actividades de generación, transmisión y distribución.

Tanto los segmentos de transmisión como los de distribución son regulados, por lo tanto, tienen la obligatoriedad de brindar servicios, como también precios fijos. Por otro lado, el segmento de generación se rige por un sistema competitivo basado en la tarificación a costo marginal (*peak load pricing*) en donde todos los consumidores pagan un precio por energía, y otro por capacidad (potencia), asociado a las horas de mayor demanda.

En Chile, solo el SIC y el SING tienen una potencia instalada superior a 18.000 [MW], y el funcionamiento de estos sistemas se caracteriza por la existencia de un mercado spot, en donde el precio de la energía se fija como el costo marginal de corto plazo, resultante del equilibrio instantáneo entre oferta y demanda [55].

Tanto el SIC como el SING, son operados por los Centros de Despacho Económico de Carga (CDEC). Los CDEC tienen como función principal realizar el despacho físico hora a hora, basados en la información de costos de operación de cada una de las unidades generadoras.

Actualmente, hay dos formas de comercializar energía en Chile, a través del mercado spot o por medio de contratos de compra y venta de energía.

4.1.1. Mercado spot

El mercado eléctrico en Chile es de tipo *pool*, es decir, un mercado de corto plazo donde los vendedores ofertan en éste los precios y cantidades de electricidad, y los generadores son despachados para suministrar la demanda. Un *pool* abarca las funciones de una bolsa y un operador del sistema [55].

Como se mencionó, el mercado mayorista spot funciona en base a compromisos contractuales de abastecimiento, a partir de los cuales se realizan transferencia de energía y potencia entre empresas generadoras. Es así que la energía es valorada a costo marginal horario, mientras que la potencia a lo que se llama precio nudo.

El precio nudo es determinado semestralmente por la Comisión Nacional de Energía (CNE) como el costo de desarrollo de la tecnología más económica para dar suministro en horas de mayor demanda.

4.1.2. Mercado de contratos

Este corresponde a un mercado financiero con contratos pactados entre las dos partes interesadas. El contrato financiero permite dar estabilidad de precio a los agentes compradores y vendedores, de acuerdo a las expectativas de la evolución de los costos marginales que cada cual tenga.

En el mercado de contratos se establece una obligación de suministrar y una obligación de comprar a un precio predeterminado. Los contratos son confidenciales, pero las especificaciones sobre punto de suministro y cantidades deben ser informadas al CDEC para su administración.

4.1.3. Precio de la energía

Para el proyecto, se utilizaron los precios de la energía correspondiente al período comprendido entre marzo del año 2013 hasta febrero del año 2014, esto debido a que se dispone de biomasa desde marzo de cada año, y por ende la operación comienza ese mismo mes. A partir de esto, se calculó el promedio anual de los precios y la variación porcentual mes a mes con respecto al promedio anual de precios, tal y como se muestra en la Tabla 15.

Tabla 15: Precio de la energía en el mercado SPOT. Fuente: CDEC-SIC [56].

Precio Energía		
Mes	Valor [USD/MWh]	% del promedio
Marzo 2013	172,8	139%
Abril 2013	141,1	113%
Mayo 2013	143,7	115%
Junio 2013	169,5	136%
Julio 2013	195,4	157%
Agosto 2013	73,7	59%
Septiembre 2013	93,3	75%
Octubre 2013	69,6	56%
Noviembre 2013	69,3	56%
Diciembre 2013	81,5	65%
Enero 2014	148,4	119%
Febrero 2014	137,5	110%
Promedio	124,65	100%

Para la evaluación económica, se utilizó un precio de energía a largo plazo de $100 \left[\frac{USD}{MWh} \right]$, el que varía mensualmente según el porcentaje calculado en la Tabla 15. Se supuso que este comportamiento en los precios se replicará anualmente durante todo el horizonte de evaluación del proyecto.

4.2. Modelo de optimización

Se realizó un modelo de generación que optimizó el VAN del proyecto, variando el porcentaje mensual de utilización de materia prima. Para esto se usó una planilla de cálculo electrónica, junto con el *toolbox* de optimización de dicha planilla. El modelo funciona teniendo en cuenta distintas variables económicas como los precios del dólar, diésel, energía, entre otros, además de variables de operación como temperatura, flujo de biomasa a procesar, θ , por mencionar algunas.

Por otro lado, este modelo tiene como restricción la utilización de toda la materia prima al final de cada periodo (año), además que el porcentaje de utilización de biomasa deba estar entre 0-100%.

Como resultado, se obtiene el VAN del proyecto, así como la mejor distribución de materia prima (ver Tabla 12), y con esto se calcula la cantidad de metano, energía eléctrica y potencia, utilizando la metodología expuesta en las Secciones 3.4.1 y 3.4.2. Estos resultados, serán usados para determinar los ingresos del proyecto en la Sección 4.3.4.

Cabe mencionar que todos los resultados corresponden a la venta de energía en el mercado spot, ya que es el mercado por defecto de todas las empresas de servicios energéticos. En la sección 4.4.1, se hace el análisis en el caso de que se venda energía mediante un contrato de compra y venta entre particulares.

En la Tabla 16, se muestra la distribución de biomasa, biogás, energía y potencia instalada obtenida mediante el modelo.

Tabla 16: Biogás, energía y potencia generada mensualmente por la planta. Fuente: Elaboración propia.

Mes	Mar	Abr	May	Jun	Jul	Ago	Sep	Oct	Nov	Dic	Ene	Feb
Biomasa a utilizar [ton]	5.493	6.610	6.833	6.612	6.833	0	3.014	0	0	0	6.833	6.172
Biogás Generado [$10^3 m^3$]	179,6	216,2	223,5	216,2	223,5	0	98,6	0	0	0	223,5	201,8
Energía Generada [MWh]	385	463	478	463	478	0	211	0	0	0	478	432
Potencia Generada [MW]	0,52	0,64	0,64	0,64	0,64	0,00	0,29	0,00	0,00	0,00	0,64	0,64

Los resultados se la Tabla 16 se muestran en los Gráficos 6 y 7.

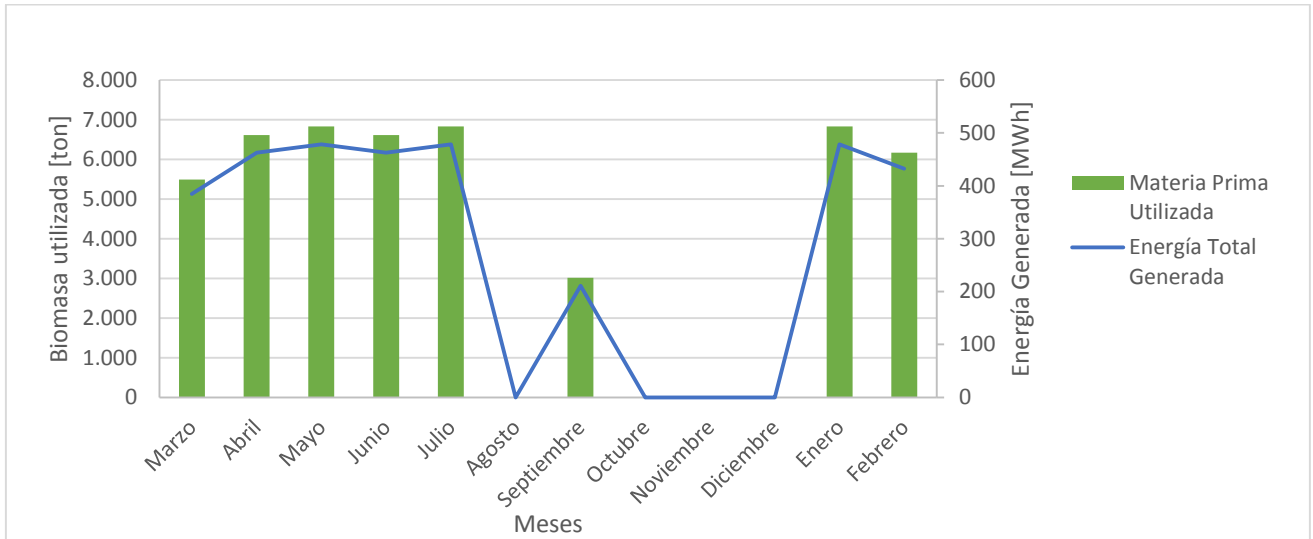


Gráfico 6: Energía mensual generada función de la biomasa utilizada. Fuente: Elaboración propia.

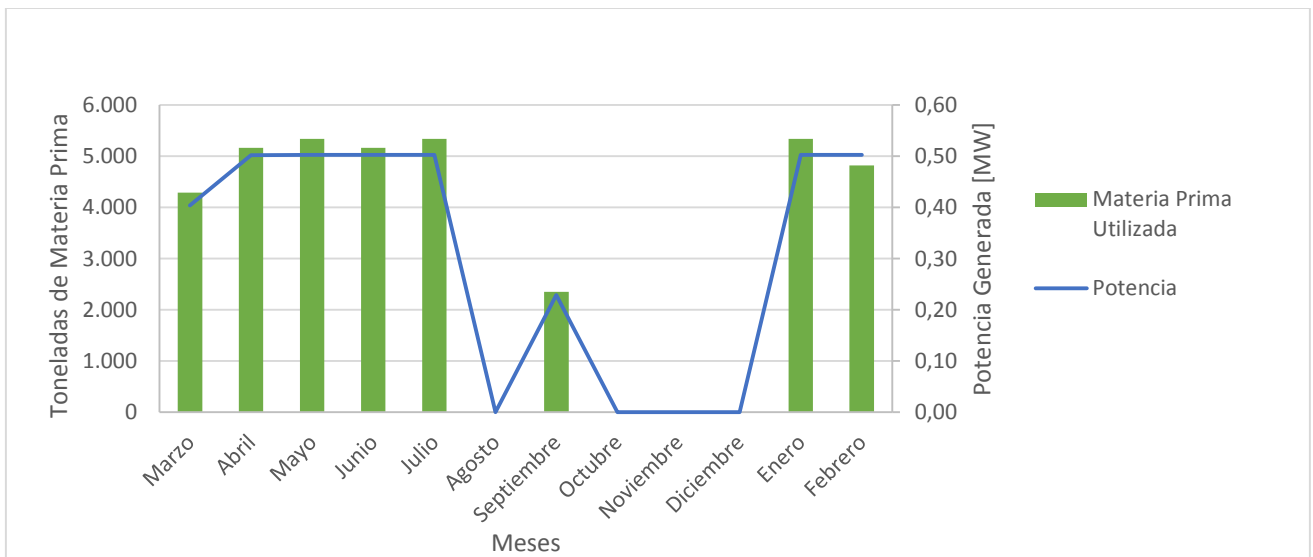


Gráfico 7: Potencia mensual generada en función de la biomasa. Fuente: Elaboración propia.

4.3. Flujo de caja

En este apartado se desglosan cada uno de los componentes del flujo de caja del proyecto, a partir de los resultados obtenidos de la optimización realizada. El proyecto fue evaluado en un horizonte de 20 años, en donde no se consideró ningún tipo de financiamiento externo por parte de alguna entidad bancaria u otra relacionada.

4.3.1. Inversión

La inversión asociada al proyecto o CAPEX (*Capital Expenditures*) corresponde principalmente al costo de los equipos más relevantes en el proceso de generación. Adicionalmente, se consideraron los costos asociados a la instalación de los equipos, piping, instrumentación, instalaciones eléctricas, edificación, gastos de ingeniería y supervisión, entre otros.

La determinación de los costos de equipos se realizó a través de cotizaciones en algunos casos, y mediante la estimación teórica de éstos en otros, basándose en el libro *Chemical Process Equipment* [57].

Por otro lado, los costos de edificación, piping, supervisión, y demases, se estimaron como porcentajes del costo total de los equipos principales. Estos porcentajes, están basados en correlaciones empíricas para distintas plantas industriales, las que son ampliamente usadas en la industria [54] [58] [59].

Los costos de equipos obtenidos teóricamente corresponden a precios del año 2003, por lo que fue necesario actualizar esos precios al año 2014. Para ello, se utilizaron los índices de costos para plantas químicas (CEPCI) [60].

Cabe destacar, que Besalco Energía Renovable facilitó los costos de los materiales de construcción del biodigestor (hormigón y fierro), los equipos requeridos para conectarse a la red eléctrica (transformadores, *switchgear* y línea de transmisión) y todos los gastos administrativos y legales que se deben considerar para un proyecto de este tipo.

Todo lo anterior se resume en la Tabla 17.

Tabla 17: Estimación del CAPEX del proyecto. Fuente: Elaboración propia.

Ítem	Costo [USD]
Contrato Suministro	1.005.184
Equipos principales	934.821
Imprevistos	70.363
Contrato Montajista	1.539.455
Construcción del biodigestor	225.947
Edificación	246.226
Montaje de equipos	251.296
Instalaciones eléctricas	271.518
Piping e instrumentación	430.896
Gastos Generales	285.177
Utilidades	122.219
Imprevistos	203.698
Contrato Desarrollo	456.314
Ingeniería y supervisión	246.226
Permisos, asesoría legal, comercial y otros	20.301
Estudios medioambientales	40.602
Gastos de administración	121.806
Imprevistos	27.279
COSTO TOTAL INVERSIÓN	3.000.953

El detalle de la estimación del CAPEX y la metodología utilizada, se encuentra explicada en el Anexo 8.3.

4.3.2. Costos

Los costos, corresponden a todos los egresos de dinero que tiene el proyecto. Estos, se dividen en dos grupos; fijos y variables, tal y como se detalla a continuación:

4.3.2.1. Costos fijos

Los costos fijos, son aquellos que son independientes del nivel productivo de la planta o de la operación de ésta. Los costos fijos considerados para el proyecto son:

a) Costo del personal

El sueldo del personal necesario para operar la planta, se determinó a partir del precio de mercado de cada cargo, mientras que el número de trabajadores, a partir de los requerimientos de la planta, además tomando como base otros proyectos similares de biogás. El personal requerido se muestra en Tabla 18.

Tabla 18: Personal operativo de la planta. Fuente: Elaboración propia.

Cargo	Cantidad	Sueldo [CLP]	Total [CLP]
Jefe de planta	1	\$2.300.000	\$2.300.000
Supervisor	4	\$1.200.000	\$4.800.000
Operadores	9	\$550.000	\$4.950.000
Guardias de seguridad	4	\$400.000	\$1.600.000
Técnico de laboratorio	2	\$550.000	\$1.100.000
TOTAL	20		\$14.750.000

La jornada de trabajo constará de tres turnos (mañana, tarde y noche), cada uno de ocho horas y un turno de descanso. Los trabajadores deben cumplir cada turno durante siete días y luego rotar al siguiente, es decir un régimen de 21x7. Cada jornada constará de un supervisor, dos operados y un guardia, mientras que solo los turnos de mañana y tarde tendrán técnicos de laboratorio. Finalmente, el jefe de planta trabajará de lunes a viernes solo durante la mañana.

b) Costos de mantención

Los equipos y máquinas de la planta, requieren de una mantención periódica para el funcionamiento óptimo de ésta. En particular para el proyecto, se ha utilizado un valor para los costos de mantención de $36.500 \left[\frac{USD}{MW \cdot \text{año}} \right]$ [61]. Este valor es utilizado para proyectos de biogás con residuos agroindustriales como materia prima, lo cual es acorde al proyecto.

4.3.2.2. Costos variables

A diferencia de los costos fijos, éstos sí dependen directamente del nivel productivo de la planta, y de la operación de ésta. Los costos variables son los siguientes:

a) Costos de operación

Corresponden a los costos propios del uso y operación de los equipos de la planta en la medida que la producción de la planta sea mayor, superior será el uso de los equipos, y los costos de operación. Para el proyecto se consideró un costo de operación de $22.960 \left[\frac{USD}{MW \cdot \text{año}} \right]$ [61].

b) Costos de transporte de materia prima

Es el costo de transporte de la biomasa, desde las distintas pisqueras hasta la planta de Monte Patria. Este costo depende de la distancia y tonelaje de materia prima a transportar, como también del estado en que se encuentre (sólida o líquida), ya que es necesario utilizar distintos camiones para cada caso.

Para determinar este costo, hay que tener en cuenta el valor de arriendo de los camiones, como también el rendimiento de estos (consumo de combustible) y el precio del diésel.

Para efectos de los cálculos, se consideró que el costo arriendo de los camiones para biomasa sólida y líquida es de 4.000.000 $\left[\frac{CLP}{mes}\right]$ y 4.600.000 $\left[\frac{CLP}{mes}\right]$, respectivamente, sin incluir el gasto en combustible. También se consideró que los camiones tienen un rendimiento de 5 $\left[\frac{km}{L}\right]$. Dichos valores fueron facilitados por la empresa.

Por otra parte, al momento de realizar esta evaluación económica se utilizó un valor del dólar igual a 598 $\left[\frac{CLP}{USD}\right]$ [62] y 690 $\left[\frac{CLP}{L}\right]$ para el diésel [63].

c) Costo de materia prima

Para el proyecto, no se consideró un costo asociado a la compra de materia prima, ya que de acuerdo a las conversaciones realizadas con CCU, la biomasa es un desecho del proceso pisquero, por lo tanto la empresa no lo comercializa, y en acuerdo con Besalco se decidió no incluirlo en la evaluación.

A continuación, en la Tabla 19, se muestra el resumen de los distintos costos asociados al proyecto explicados anteriormente.

Tabla 19: Costos fijos y variables del proyecto. Fuente: Elaboración propia.

Tipo de costo	Valor $\left[\frac{USD}{año}\right]$
<i>Costos Fijos</i>	
Costos de mantención	23.474
Costos del personal	295.987
<i>Costos Variables</i>	
Costos de transporte	338.480
Costos de operación	8.933
Costos de materia prima	0
TOTAL	666.873

4.3.3. Depreciaciones

Corresponden a la disminución del valor de los bienes a causa del uso y deterioro. Los bienes tienen una vida útil establecida y normada según el Servicio de Impuestos Interno (SII), de 40 años para los edificios y construcciones, 15 años para maquinarias y equipos, y 10 años para instalaciones en general, equipos de generación eléctrica, transformadores y equipos auxiliares [64].

Para el flujo de caja, se considera una depreciación acelerada equivalente a un tercio de la vida útil de los bienes.

4.3.4. Ingresos

Son las ganancias a obtener por la venta de energía, potencia firme y ERNC, a partir de la generación de energía eléctrica. No se consideraron los ingresos por venta del bioabono obtenido del proceso, ya que no pertenecen a la actividad principal de la empresa.

4.3.4.1. Ingresos por venta de energía

Los principales ingresos de las generadoras corresponden a la venta de energía producida por éstas, y dependen de si dicha venta se realiza mediante un contrato de compra y venta de energía o mercado spot, ya que el precio de la energía puede ser distinto en ambos casos.

Para el caso del mercado spot, los ingresos dependerán del mes en el cual se venda la energía, ya que como se mostró en la Tabla 15, estos precios tienen una variación considerable dependiendo del mes.

Para determinar estos ingresos, se utilizaron los datos de la Tabla 16, y como ya se mencionó en la sección 3.4.3, se asumirá una eficiencia del motor de cogeneración del 38%.

4.3.4.2. Ingresos por ERNC

Las empresas generadoras, deben cumplir una cuota mínima de generación por ERNC, ya que de lo contrario les corresponde pagar una multa. En caso de que estas no posean ERNC deben comprarla a otras empresas que sí generen. Como la biomasa sí corresponde a este tipo de energía, se considera un ingreso extra por estos efectos. El precio utilizado fue de $6 \left[\frac{USD}{MWh} \right]$, valor facilitado por la empresa.

4.3.4.3. Ingresos por Potencia

Los ingresos por potencia (o capacidad) corresponden a un estímulo del mercado eléctrico por la disponibilidad de dar el servicio cuando la demanda eléctrica es mayor.

El pago por potencia, se realiza en base a la potencia firme, la cual considera criterios de disponibilidad de potencia y de suficiencia del sistema, además de la rapidez de partida de la planta y seguridad de suministro en relación a la capacidad de aumento de carga de la planta [55].

En particular para proyecto se consideró la potencia firme como un 50% de la potencia instalada de la planta. La potencia instalada es la capacidad de energía que puede generar y entregar una central eléctrica en condiciones ideales. De la Tabla 16, se desprende que tiene un valor de $0,64 [MW]$, por lo tanto, la potencia firme será $0,32 [MW]$. Para el proyecto se consideró un valor de $11.000 \left[\frac{USD}{MW \cdot mes} \right]$ para el pago por potencia firme, dato que fue facilitado por Besalco Energía Renovable.

En la Tabla 20, se muestra el resumen de los tres ingresos que contabiliza el proyecto.

Tabla 20: Ingresos del proyecto. Fuente: Elaboración propia.

Tipo de Ingreso	Valor $\left[\frac{USD}{año}\right]$
Ingreso por venta de energía	419.283
Ingreso por ERNC	20.335
Ingreso por potencia	42.446
TOTAL	482.064

4.3.5. Tasa de descuento

La tasa de descuento utilizada para el proyecto es de 8%, este valor fue sugerido por la empresa en relación a los proyectos que Besalco desarrolla.

4.3.6. Resultado del flujo de caja

Finalmente, el resultado del flujo de caja a partir de la optimización realizada se muestra en la Tabla 21.

Tabla 21: Resultados de flujo de caja. Fuente: Elaboración propia.

Indicador	Valor
Inversión	3.000.953 [USD]
TIR	-
VAN	-4.886.579 [USD]

El detalle del flujo de caja se encuentra en el Anexo 8.4, mientras que el análisis de este resultado está explicado en el Capítulo 5 del presente informe.

4.4. Análisis de sensibilidad

Con el objetivo de determinar cuáles son las variables que afectan en mayor medida a la rentabilidad del proyecto, y en qué condiciones éste sería atractivo para la empresa, se realizó un análisis de sensibilidad.

Los análisis realizados corresponden a distintos escenarios de precio de energía, distancia entre plantas y variación en la biomasa recibida.

4.4.1. Proyecto bajo contrato de compra y venta de energía

En este escenario la comercialización de la energía se realizará mediante un contrato de compra y venta entre dos partes y a un precio fijo. En particular, se impuso que el precio de energía será de 110 $\left[\frac{USD}{MWh}\right]$ sin ninguna variación, precio que fue sugerido por la empresa para realizar este análisis.

La única variación en las condiciones del proyecto será el precio de la energía, ya que el precio por ERNC y por potencia se mantendrá invariable, al igual que la cantidad de biomasa disponible.

Con el modelo bajo las condiciones ya mencionadas, se realizó una nueva optimización, de donde se obtuvieron los siguientes resultados:

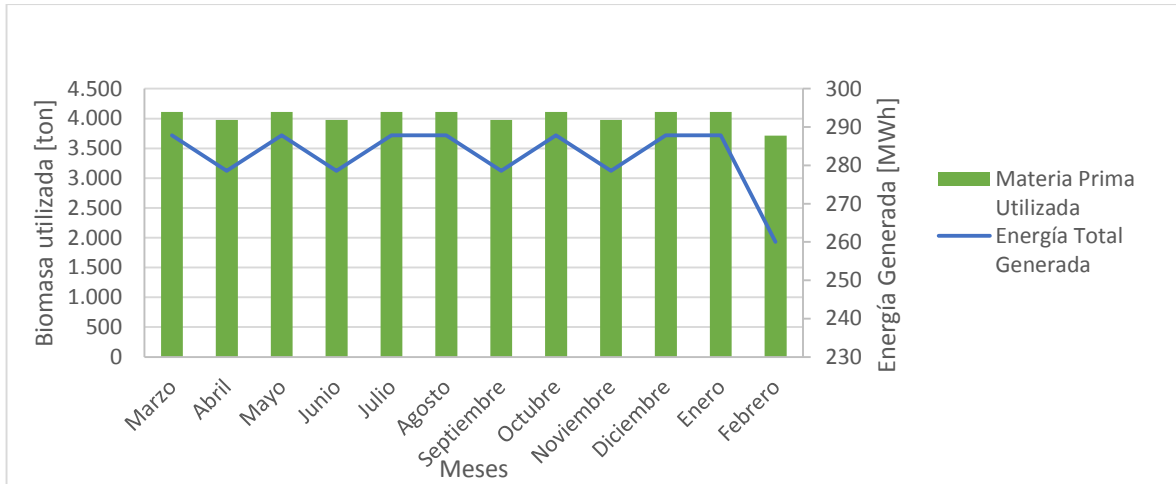


Gráfico 8: Energía mensual generada función de la biomasa utilizada. Fuente: Elaboración propia.

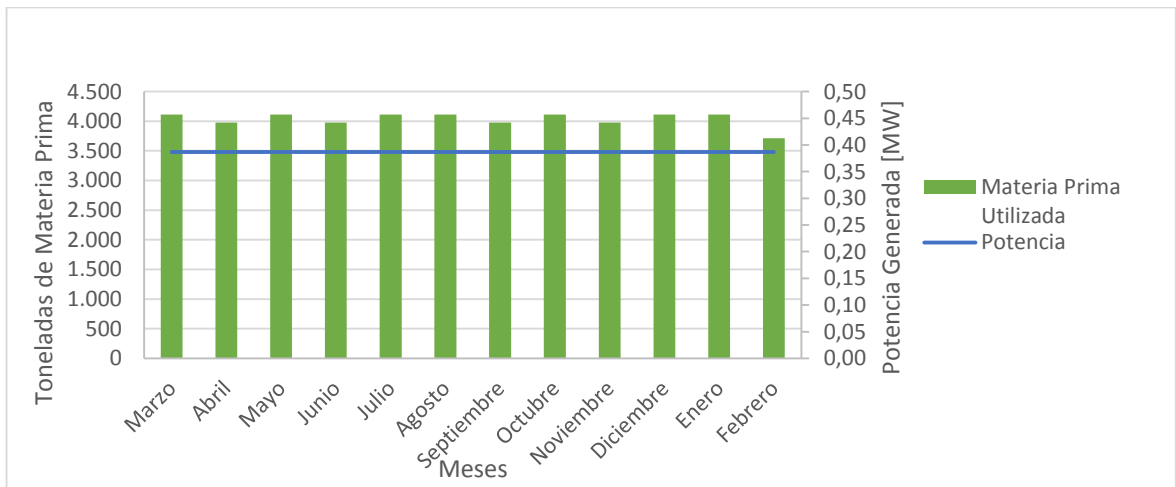


Gráfico 9: Potencia mensual generada en función de la biomasa. Fuente: Elaboración propia.

A partir de los resultados de los Gráficos 8 y 9 se obtuvieron nuevas dimensiones de los equipos principales, así también nuevos ingresos y costos, tal y como se muestra en las Tablas 22 y 23.

Tabla 22: Costos del proyecto bajo escenario de contrato. Fuente: Elaboración propia.

Tipo de costo	Valor $\left[\frac{USD}{año}\right]$
<i>Costos Fijos</i>	
Costos de mantención	14.122
Costos del personal	295.987
<i>Costos Variables</i>	
Costos de transporte	338.480
Costos de operación	8.933
Costos de materia prima	0
TOTAL	692.670

Tabla 23: Ingresos del proyecto bajo escenario de contrato. Fuente: Elaboración propia.

Tipo de Ingreso	Valor $\left[\frac{USD}{año}\right]$
Ingreso por venta de energía	338.825
Ingreso por ERNC	20.335
Ingreso por potencia	25.535
TOTAL	384.695

Todo esto se resume en los nuevos indicadores económicos del flujo de caja, los que se muestran en la Tabla 24.

Tabla 24: Resultado del flujo de caja para contrato de compra y venta de energía. Fuente: Elaboración propia.

Tipo de Indicador	Valor
Inversión	2.123.898 [USD]
TIR	-
VAN	-4.853.120 [USD]

4.4.2. Disponibilidad de biomasa

Otra de las variables críticas en los proyectos de biomasa es la disponibilidad de ésta, lo que para el caso de éste proyecto, cobra una mayor importancia debido a la estacionalidad que presenta la materia prima, teniendo en consecuencia una disponibilidad que es limitada.

La finalidad de éste análisis es determinar cuáles son las condiciones mínimas de disponibilidad de biomasa, y así el proyecto sea atractivo para la empresa en el caso de ambos escenarios (mercado spot y contrato de compra y venta de energía).

Los supuestos utilizados son que el número de plantas y distancia entre éstas no ha variado, la materia prima está en iguales proporciones de orujo, borras, escobajos y vinazas del proyecto original y la distribución mensual de biomasa es la obtenida mediante la optimización ya realizada (Gráficos 6 al 9).

Las Tablas 25 y 26 muestran cuál es la energía generada, potencia instalada, VAN y TIR que se obtiene para distintas cantidades de biomasa disponible.

Tabla 25: Indicadores económicos para escenario de mercado spot. Fuente: Elaboración propia.

Biomasa utilizada	Energía generada $\left[\frac{MWh}{año}\right]$	Potencia instalada $[MW]$	Inversión $[10^6 USD]$	TIR	VAN $[10^6 USD]$
100.000	7.003	1,33	5,31	0%	-2,84
120.000	8.403	1,59	6,21	3%	-2,16
140.000	9.804	1,86	7,03	5%	-1,41
160.000	11.204	2,13	7,96	7%	-0,77
180.000	12.605	2,39	8,77	8%	0,00
200.000	14.005	2,66	9,72	9%	0,63
220.000	15.406	2,92	10,38	10%	1,54
240.000	16.806	3,19	11,37	10%	2,11
260.000	18.207	3,45	12,32	11%	2,74
280.000	19.607	3,72	12,78	12%	3,85
300.000	21.008	3,99	13,69	12%	4,51

Tabla 26: Indicadores económicos para escenario de contrato. Fuente: Elaboración propia.

Biomasa utilizada	Energía generada $\left[\frac{MWh}{año}\right]$	Potencia instalada $[MW]$	Inversión $[10^6 USD]$	TIR	VAN $[10^6 USD]$
120.000	8.403	0,96	4,03	1%	-1,83
140.000	9.804	1,12	4,54	5%	-1,07
160.000	11.204	1,28	5,05	7%	-0,31
180.000	12.605	1,44	5,65	9%	0,36
200.000	14.005	1,60	6,22	10%	1,06
220.000	15.406	1,76	6,72	12%	1,83
240.000	16.806	1,92	7,21	13%	2,57
260.000	18.207	2,08	7,82	13%	3,19
280.000	19.607	2,24	8,30	14%	3,93
300.000	21.008	2,40	8,79	15%	4,67
320.000	22.408	2,56	9,28	15%	5,39

Los Gráficos 10 y 11 muestran la tendencia que tiene la variación de la potencia instalada y la TIR observada en las Tablas 25 y 26, en función de la disponibilidad de biomasa.

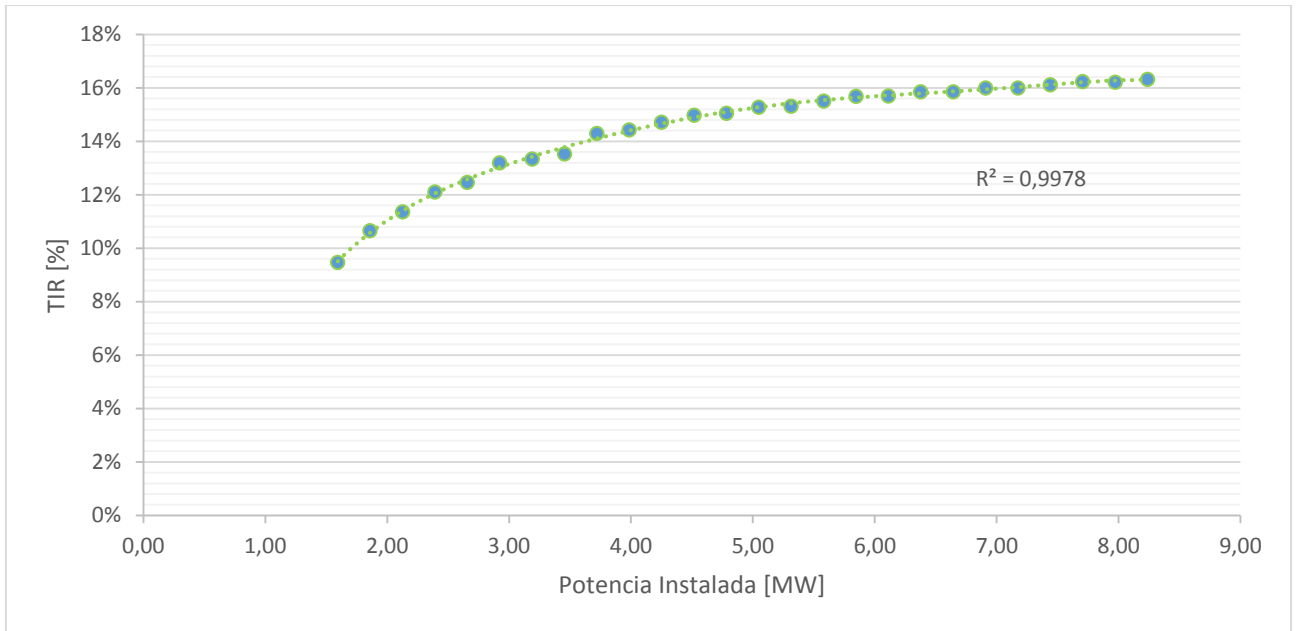


Gráfico 10: Potencia instalada versus TIR para escenario de mercado spot. Fuente: Elaboración propia.

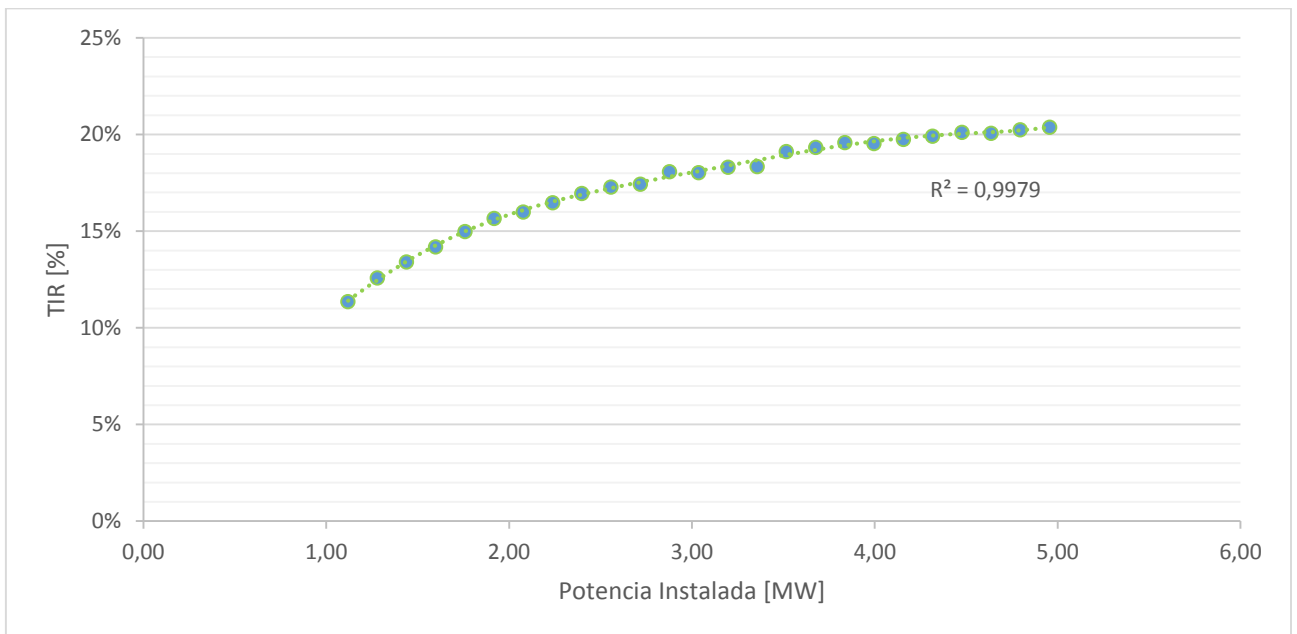


Gráfico 11: Potencia instalada versus TIR para escenario de contrato. Fuente: Elaboración propia.

4.4.3. Impacto de la logística de transporte

De las Tablas 19, 20, 22 y 23 se desprende que los costos variables son mayores que todos los ingresos generados de la planta y, dentro de los costos variables, el transporte de materia prima es el que tiene mayor porcentaje del total. A raíz de esto, se infiere que la logística de transporte es una variable crítica, por lo cual se analizará un escenario para determinar la sensibilidad del proyecto ante variaciones de este parámetro.

Para dicho análisis, se estudiará cómo se ve afectado el VAN y la TIR bajo distintos escenarios de transporte de biomasa, variando la distancia entre las plantas y el porcentaje de biomasa a transportar de una planta a otra. En particular para el análisis, se supondrá la existencia de dos plantas productoras de pisco, donde la primera será el lugar donde se encontrará la planta de biogás y la segunda será utilizada para suministrar biomasa para el proceso.

Se supondrá para efectos del análisis, que se dispone de $160.000 \left[\frac{\text{ton}}{\text{año}} \right]$, ya que con esta cantidad se generan aproximadamente $11.000 [MWh]$, que es la capacidad de generación mínima que buscaba Besalco para este proyecto originalmente.

En las Tablas 27 y 28 se muestran las variaciones del VAN y TIR para las condiciones supuestas anteriormente para los casos de venta de energía al mercado spot, mientras que en las Tablas 29 y 30 se muestran las variaciones para contrato de compra y venta.

Tabla 27: Impacto de la logística de transporte en el VAN para escenario de spot. Fuente: Elaboración propia.

VAN [10^6 USD]							
	10 km	15 km	20 km	25 km	30 km	40 km	50 km
5%	1,58	1,57	1,57	1,56	1,55	1,54	1,40
10%	1,57	1,55	1,54	1,40	1,38	1,36	1,20
15%	1,55	1,47	1,38	1,36	1,28	1,17	1,00
20%	1,54	1,38	1,36	1,20	1,17	0,93	0,68
30%	1,38	1,28	1,17	1,00	0,83	0,38	0,10
40%	1,36	1,17	0,99	0,69	0,51	0,01	-0,41
50%	1,27	1,00	0,75	0,30	0,17	-0,41	-1,06
60%	1,17	0,83	0,51	0,10	-0,17	-0,97	-1,51

Tabla 28: Impacto de la logística de transporte en la TIR para escenario de spot. Fuente: Elaboración propia.

TIR							
	10 km	15 km	20 km	25 km	30 km	40 km	50 km
5%	11%	11%	11%	11%	11%	11%	10%
10%	11%	11%	11%	10%	10%	10%	10%
15%	11%	10%	10%	10%	10%	10%	10%
20%	11%	10%	10%	10%	10%	10%	9%
30%	10%	10%	10%	10%	9%	9%	8%
40%	10%	10%	10%	9%	9%	8%	7%
50%	10%	10%	9%	9%	8%	7%	6%
60%	10%	9%	9%	8%	8%	6%	5%

Tabla 29: Impacto de la logística de transporte en el VAN para escenario de contrato. Fuente: Elaboración propia.

VAN [10⁶ USD]							
	10 km	15 km	20 km	25 km	30 km	40 km	50 km
5%	2,00	1,99	1,99	1,98	1,98	1,96	1,83
10%	1,99	1,98	1,96	1,83	1,82	1,79	1,65
15%	1,98	1,90	1,82	1,80	1,72	1,63	1,47
20%	1,96	1,82	1,79	1,65	1,63	1,40	1,16
30%	1,82	1,72	1,63	1,47	1,31	0,85	0,58
40%	1,80	1,63	1,46	1,16	0,98	0,48	0,06
50%	1,71	1,47	1,22	0,77	0,64	0,06	-0,59
60%	1,63	1,31	0,98	0,58	0,30	-0,49	-1,04

Tabla 30: Impacto de la logística de transporte en la TIR para escenario de contrato. Fuente: Elaboración propia.

TIR							
	10 km	15 km	20 km	25 km	30 km	40 km	50 km
5%	13%	13%	13%	13%	13%	13%	13%
10%	13%	13%	13%	13%	13%	12%	12%
15%	13%	13%	13%	13%	12%	12%	12%
20%	13%	13%	12%	12%	12%	12%	11%
30%	13%	12%	12%	12%	11%	10%	9%
40%	12%	12%	12%	11%	11%	9%	8%
50%	12%	12%	11%	10%	10%	8%	6%
60%	12%	11%	11%	9%	9%	7%	5%

5. Discusión

En este capítulo se discutirán los resultados de la evaluación técnica y económica, como también del análisis de sensibilidad realizado.

5.1. Discusión de resultados obtenidos

5.1.1. Discusión del modelo

Los resultados obtenidos con el modelo son acordes a lo esperado, ya que la distribución de biomasa obtenida, se concentra en los meses donde el precio de la energía es mayor. Esto es lógico teniendo en cuenta que la función objetivo del modelo corresponde a maximizar el VAN.

Por otro lado, cabe mencionar que el resultado puede no ser el óptimo. Esto, debido a que los métodos matemáticos de resolución que utiliza el *toolbox* para encontrar el VAN con mayor valor, no necesariamente determinan el máximo global, de hecho, estos métodos están diseñados para encontrar máximos locales o iterar hasta encontrar una solución mejor que la anterior.

Es por esto mismo, que es necesario ejecutar el *toolbox* a lo menos una vez, hasta que no se haya encontrado ninguna solución mejor. En caso de que se quisiera encontrar el óptimo global del problema, se requeriría utilizar otros métodos matemáticos de resolución o realizar una modelación en otro programa computacional especializado, que no sea una planilla de cálculo electrónica.

Si bien el resultado podría no ser el óptimo global del problema, para efectos de una evaluación de prefactibilidad, el resultado es una aproximación que se puede utilizar, ya que para diferentes condiciones iniciales (como venta de energía mediante un contrato de compra y venta), éste se comporta totalmente de acuerdo a lo esperado y el hecho de no alcanzar el óptimo es solo una posibilidad que se debe tener presente.

5.1.2. Discusión de la evaluación técnica

La determinación de las dimensiones de los equipos se realizó a partir de balances de masa y energía realizados para cada uno, y para los cuales se tomaron distintos supuestos y consideraciones. Estos supuestos se realizaron para simplificar los dimensionamientos y debido a la falta de información que se tenía tanto del diseño mecánico de los equipos, como de las propiedades de la biomasa e información detallada de los todos los fenómenos fisicoquímicos que ocurren durante el proceso.

El objetivo de utilizar supuestos fue la simplificación de los dimensionamientos y balances realizados, lo cual trae asociado errores en la exactitud de los dimensionamientos. Es por esto, que los equipos que se dimensionaron con una mayor cantidad de supuestos (columna de absorción, columna de desorción y filtro sólido-líquido) son los que pueden tener un mayor porcentaje de error.

Si bien las dimensiones de los equipos son preliminares y tienen errores asociados, para efectos del estudio de prefactibilidad son aceptables, ya que dichos errores se traduce solamente en el valor

de la inversión, y en éste están considerados costos extras por efectos de contingencia, en caso de que el equipo esté subestimado a causa de supuestos tomados.

5.1.3. Discusión de la evaluación económica

La estimación de los costos de los equipos se realizó mediante cotizaciones y estimaciones teóricas, por lo tanto, el valor de estos últimos es menos preciso que los equipos cotizados. Lo anterior se debe a que los cálculos de las estimaciones tienen un error propio asociado a la metodología, mientras que las cotizaciones entregan directamente el precio de mercado actual.

Por otro lado, se realizó más de una cotización para un mismo equipo con la finalidad de construir una curva de costos, y de esta manera parametrizar los precios, para que pueda ser usado en proyectos con equipos de distintas dimensiones. Como no se disponía de muchas cotizaciones (a los más tres), la curva de costo obtenida fue casi lineal, lo cual en la realidad no necesariamente ocurre, pues el precio de equipos no varía de esta manera

De acuerdo a lo presentado en la Tabla 21, se aprecia que el proyecto no es rentable ni atractivo para Besalco bajo las condiciones del caso base. La causa más directa, es que los costos anuales son 666.873 [USD], mientras que los ingresos son solo 482.064 [USD], y en particular solo los costos variables son casi iguales que los ingresos. Esto se debe principalmente al gran costo que trae consigo el transporte de la biomasa, ya que solo este ítem representa el 97% de los costos variables.

Esta situación es aún más crítica teniendo en cuenta que solo se transporta el 30% de la biomasa total utilizada. En general, uno de los factores más influyentes en los proyectos de biomasa es el transporte de la materia prima, ya que para generar energía a partir de biogás, son necesarios grandes volúmenes de biomasa, y este resultado lo ratifica.

Otro factor influyente, es que gran cantidad de la materia transportada (escobajo y vinazas) tiene una eficiencia de generación de metano muy baja en comparación con el orujo (ver Tabla 8). Todo esto, sumado a las grandes distancias entre las plantas de Sotaqui, Monte Patria y Salamanca, se traduce en los altos costos de transporte.

La disponibilidad de materia prima es otro punto a considerar, ya que con las 48.400 [ton] se generan 3.389 [MWh], lo cual es bastante menor a los 11.000 [MWh] que busca la empresa originalmente. Esto se debe a que es difícil obtener volúmenes mayores de biomasa si se tiene en cuenta su estacionalidad. Es por esto mismo que pocas plantas de biogás en el mundo utilizan un solo tipo de biomasa agroindustrial, pues la limitación en la obtención de la misma ocasiona que los volúmenes que se tienen disponibles no sean los requeridos para hacer atractivo el proyecto.

Ya que la empresa pidió que el proyecto no fuera evaluado con ningún tipo de financiamiento externo, este no fue considerado en el flujo de caja, ni en los análisis de sensibilidad.

5.2. Discusión del análisis de sensibilidad

Los resultados del análisis de sensibilidad realizado, se discuten en este apartado.

5.2.1. Proyecto bajo contrato de compra y venta de energía

Los resultados obtenidos muestran que, como el precio de energía es constante todo el año, las toneladas de biomasa a utilizar mensualmente, no tiene grandes variaciones y la potencia es la misma mes a mes. Como la máxima cantidad de biomasa a utilizar en un mes (4.111 [ton]) es más baja en comparación con la del escenario spot (6.833 [ton]), se traduce en que el tamaño de los equipos son menores, ya que estos están dimensionados en función del mayor flujo de biomasa a procesar.

Lo anterior cobra relevancia debido a que como los equipos tendrán un menor tamaño, el costo de estos será menor, es decir, la inversión del proyecto será inferior (2.123.898 [USD]) en comparación con el caso spot (3.000.953 [USD]).

Otro punto a considerar, es que si bien la inversión es menor, los ingresos también lo serán, esto ya que la potencia instalada será menor a raíz de las 4.111 [ton] a procesar como máximo, lo que se traduce en un menor ingreso por efecto de potencia instalada. Por otro lado, el precio de la energía es de $110 \left[\frac{USD}{MWh} \right]$ constante, mientras que en el mercado spot se vende la energía en los meses en que el precio es mayor a los $110 \left[\frac{USD}{MWh} \right]$, por lo que los ingresos por venta de energía serán mayores.

En relación a los costos del proyecto, no existe una diferencia sustancial con respecto al primer escenario (spot), lo cual concuerda totalmente con lo esperado, pues el número de trabajadores, la cantidad de biomasa a transportar y las distancias de las plantas, no cambian. Ello representando el mayor porcentaje de los costos asociados al proyecto.

Todo lo anterior se muestra de manera más directa en la Tabla 31.

Tabla 31: Comparación de los indicadores del proyecto para ambos escenarios. Fuente: Elaboración propia.

Tipo de Indicador	Mercado spot	Contrato de compra y venta
Cantidad de biomasa	48.400 $\left[\frac{ton}{año} \right]$	48.400 $\left[\frac{ton}{año} \right]$
Inversión	3.000.953 [USD]	2.123.898 [USD]
Ingresos	482.064 $\left[\frac{USD}{año} \right]$	384.695 $\left[\frac{USD}{año} \right]$
Costos	666.873 $\left[\frac{USD}{año} \right]$	657.472 $\left[\frac{USD}{año} \right]$
TIR	-	-
VAN	-4.886.579 [USD]	-4.853.120 [USD]

5.2.2. Disponibilidad de biomasa

De las Tablas 25 y 26, se desprende que en ambos escenarios, el proyecto puede ser rentable y atractivo para la empresa, siempre y cuando se cuente con la biomasa requerida. Por otro lado, para el caso de contrato, a medida que aumenta la biomasa disponible, la TIR y la relación entre el VAN y la inversión crece en mayor cuantía en comparación con el escenario spot. Esto quiere decir, que para una misma cantidad de biomasa, se obtiene un mayor VAN y TIR con una menor inversión.

Lo anterior se explica, ya que el tamaño de la planta va a ser menor en el caso de la venta mediante contrato, puesto que el máximo flujo de biomasa a procesar será siempre menor que el spot, por lo tanto, todos los equipos tendrán menores dimensiones y la inversión será menor. A raíz de lo anterior, se desprende la relación lógica, que para un mismo proyecto, si la inversión es menor, entonces mayor será el VAN y la TIR.

En el caso particular de este proyecto, es poco viable obtener la biomasa necesaria para que el proyecto sea rentable, si es que se desea utilizar solo residuos pisqueros, puesto que CCU no tiene ninguna otra planta disponible que pueda suministrar la biomasa.

Este análisis da pie para tratar de buscar una opción que permita suplir la falta de biomasa, además de la estacionalidad de los residuos pisqueros. En general, muchas de las plantas de biogás en el mundo utilizan la codigestión para suplir la disponibilidad de ciertos tipos de biomasa. La codigestión, consiste básicamente en la utilización de dos o más tipos de biomasa en conjunto, como por ejemplo, residuos pisqueros y purines.

5.2.3. Impacto de la logística de transporte

De este análisis se desprende la relevancia de la logística de transporte para los proyectos de biomasa, ya que como se muestra en las Tablas 27, 28, 29 y 30, ante aumentos en la distancia entre las plantas o en la cantidad de materia prima a transportar, el VAN y TIR sufren un decaimiento notorio, lo que se ratifica la importancia del transporte de biomasa.

La disminución del VAN y TIR al aumentar la distancia entre las plantas, o el porcentaje de biomasa a transportar, es lógico si se piensa que un 10% más a transportar equivale a 160 [ton] de biomasa que es necesario desplazar, esto se traduce en el arriendo de un mayor número de camiones. A su vez, un aumento de 10 [km] entre las plantas, genera un mayor consumo de combustible y tiempo de viaje de los camiones, lo cual aumenta directamente los costos.

De las Tablas 27 y 29, se desprende la existencia de un radio crítico para la rentabilidad del proyecto ($VAN < 0$). Para el escenario spot, este radio es de 30 [km] y transportando un 60% de la biomasa total, mientras que para el escenario de contrato de compra y venta, es de 40 [km] transportando 60% de la biomasa.

Es por esto, que la mayoría de las plantas de biogás en el mundo utilizan biomasa que se encuentre concentrada en un solo lugar, o les adjudican el costo de transporte a los proveedores de la biomasa.

6. Conclusiones y recomendaciones

Se realizó una evaluación técnica y económica para un proyecto de generación a partir de biogás para la empresa Besalco Energía Renovable, utilizando un modelo de optimización que maximice el VAN, con lo que se determinó que el proyecto no resulta atractivo para la empresa.

El resultado del estudio, arrojó que el proyecto evaluado en un horizonte de 20 años y con una tasa de descuento del 8%, no es rentable para la empresa bajo las condiciones de venta de energía al mercado spot, y con una disponibilidad de $48.400 \left[\frac{\text{ton}}{\text{año}} \right]$ de biomasa. Lo anterior debido a que el proyecto requiere de una inversión de $3.000.953 [USD]$ y tiene un VAN de $-4.886.579 [USD]$.

Utilizando el modelo, se analizó la rentabilidad del proyecto para la misma cantidad de biomasa disponible, pero bajo el escenario de contrato de compra y venta de energía. Este arrojó como resultado, que el proyecto sigue sin ser rentable, puesto que se obtuvo un VAN de $-4.853.120 [USD]$ con una inversión de $2.123.898 [USD]$.

Las principales causas de la no rentabilidad del proyecto, se debe tanto a los altos costos de transporte, como a la baja disponibilidad de materia prima y su mala capacidad de generación de metano.

Para el escenario de mercado spot, a distancias superiores a los $30 [km]$ entre la planta de biogás y las que suministran la materia prima, y transportando un 60% de la biomasa, el proyecto no es rentable, mientras que para el escenario de contrato de compra y venta, la distancia límite es $40 [km]$ y el porcentaje a transportar de 60 %. Por lo mismo, no es recomendable utilizar materias primas que estén en distintas plantas.

La biomasa disponible corresponde en mayor proporción a vinazas y en una menor cantidad a escobajos, y dada su baja eficiencia de generación de biogás baja en comparación con las otras materias primas (orujo y borras), se traduce en una baja producción de metano en la planta.

Lo anterior, tiene como consecuencia una generación de energía eléctrica de $3.389 [MWh]$, bajo para las pretensiones de Besalco, y que a su vez genera bajos ingresos.

El proyecto podría ser rentable si es que se tiene una disponibilidad de biomasa cuatro veces mayor a la original. Esto es poco viable, ya que son acotadas las empresas que tienen una capacidad mayor a los $200.000 \left[\frac{\text{ton}}{\text{año}} \right]$ de residuos pisqueros.

En caso de que se contara con dicha disponibilidad, la venta de energía mediante contrato de compra y venta es la que permite rentabilizar de mejor manera el proyecto, ya que requiere una menor inversión en comparación a la venta al mercado spot, para obtener una ganancia muy similar.

Se recomienda a Besalco Energía Renovable, estudiar otros tipos de biomasa que no tengan el problema de la estacionalidad (como purines, aguas servidas, residuos de vertederos), y de la cuales se disponga de una mayor cantidad.

Se sugiere estudiar la opción de venta del bioabono generado en el proceso, y así tener la posibilidad de contar con ingresos extras que permitan hacer más atractivos los proyectos de biogás.

Para futuros proyectos, se recomienda explorar la opción de utilizar financiamiento que entrega el estado a través de CORFO para proyectos de ERNC, y con esto reducir la inversión.

En consecuencia, se cumple el objetivo principal de esta tesis pues se logró realizar un estudio de prefactibilidad para un proyecto de generación de energía a partir de biogás.

7. Bibliografía

- [1] Artanid Organization, «Carbón Mineral», 2013. [En línea]. Available: <http://www.artinaid.com/2013/04/carbon-mineral/>. [Último acceso: 13-05-2014].
- [2] Generadoras de Chile A.G., «Boletín del Mercado Eléctrico», 2014. [En línea]. Available: <http://generadoras.cl/wp-content/uploads/Bolet%20C3%ADn-01-14-definitivo-v1.pdf>. [Último acceso: 21-05-2014].
- [3] Empresa Nacional del Petróleo, «Informe de Clasificación», 2014. [En línea]. Available: <http://www.enap.cl/descarga/forzada/1704>. [Último acceso: 16-05-2014].
- [4] Comisión Nacional de Energía, «Modelo de Proyección, Demanda Energética Nacional de Largo Plazo», 2014. [En línea]. Available: http://antiguo.minenergia.cl/minwww/export/sites/default/05_Public_Estudios/descargas/estudios/resumen2.pdf. [Último acceso: 28-08-2014].
- [5] Comisión Nacional de Energía, «Normativas, Energías Renovables». [En línea]. Available: <http://www.cne.cl/normativas/energias/renovables>. [Último acceso: 28-08-2014].
- [6] Centro de Investigación en Ecosistemas, «Laboratorio de Bioenergía», 2013. [En línea]. Available: <http://www.oikos.unam.mx/Bioenergia/index.php/m-lineasinvestigacion/m1-bioenergia>. [Último acceso: 16-04-2014].
- [7] P. Basu, Biomass Gasification and Pyrolysis: practical design and theory, Burlington: Elsevier Inc., 2010, p. 364.
- [8] J. Mata-Alvarez, J. Dosta, M. S. Romero-Güiza, X. Fonoll, M. Peces y S. Astals, «A critical review on anaerobic co-digestion achievements between 2010 and 2013», *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, pp. 412 - 417, 2014.
- [9] M. E. Montes, Estudio Técnico-Económico de la Digestión Anaerobia conjunta de la fracción orgánica de los residuos sólidos Urbanos y lodos de depuradora para la obtención de biogás, Tesis Doctoral, E.T.S. I. de Caminos, Canales y Puertos. España, 2008, p. 487.
- [10] J. B. Holm-Nielsen, T. Al Seadi y P. Oleskowicz-Popiel, «The future of anaerobic digestion and biogas utilization», *Bioresource Technology*, pp. 5478-5484, 2009.
- [11] Comisión Nacional de Energía, «Biogás», [En línea]. Available: <http://www.cne.cl/component/content/article/22-biocombustibles-tipos-de-energia/337-biogas>. [Último acceso: 14-05-2014].
- [12] M. T. Varnero, Manual del biogás, Ministerio de Energía. Santiago, Chile, 2011.

- [13] A. Hernández Muñoz, *Depuración y desinfección de aguas residuales*, Quinta ed., Colegio de Ingenieros de Caminos, Canales y Puertos, 2001.
- [14] B. Lagrange, *Biomethane. Principes, Techniques, Utilisation*, vol. 2, Edisual / Energies Alternatives, 1979, p. 249.
- [15] M. T. Varnero y J. Arellano, *Aprovechamiento racional de desechos orgánicos*, Santiago: Universidad de Chile. Facultad de Ciencias Agrarias y Forestales. Universidad de Chile. Facultad de Ciencias Físicas y Matemáticas. Santiago, Chile, 1990, p. 98.
- [16] FAO, *Reciclaje de Materias Orgánicas y Biogás. Una experiencia en China. Curso de capacitación*, Chengdu, 1986, p. 400.
- [17] J. Hilbert y J. Eppel, *Desafíos y Estrategias para implementar la Digestión Anaeróbica en los Agrosistemas*, 2007.
- [18] M. I. Mandujano, A. Félix y A. Martínez, *Biogás, Energía y Fertilizante a partir de desechos orgánicos*, OLADE, Serie de publicaciones especiales N°6, 1981, p. 41.
- [19] A. Noyola, J. M. Morgan-Sagastume y J. E. López-Hernández, «Treatment of biogas produced in anaerobic reactor for domestic wastewater: odor control and energy/resource recovery», *Environ. Sci. Biotechnol*, vol. 5, pp. 93-114, 2006.
- [20] P. Etcharren, *Diseño de un sistema de biofiltración para la eliminación de la fábrica "Lubascher y Krausse"*, Tesis Licenciado en Ciencias de la Ingeniería. Universidad Católica de Temuco, Facultad de Ingeniería. Temuco, Chile, 2005, p. 162.
- [21] H. Llana, L. González Azpiroz y E. González, «Estudio de viabilidad de sistemas de purificación y aprovechamiento de biogás», Cap. 1. Caracterización, purificación y control del biogás. PSE PROBIOGÁS, España, 2010.
- [22] M. Mitariten, «Landfill gas upgrading process». Patente US20070068386, Clase 095116000, 2007.
- [23] BioEnergy Consult, «PSA System for Biogas Upgradation», [En línea]. Available: <http://www.bioenergyconsult.com/psa-system-for-biogas-upgradation/>. [Último acceso: 15-06-2014].
- [24] E. Fernández, *Procedimiento para la purificación de biogás*, Instituto Superior Politécnico José Antonio Echeverría. Publicación CU 23003 AI. Oficina Cubana de la Propiedad Intelectual. Habana, Cuba, 2004, p. 18.
- [25] M. Horikawa, F. Rossi, M. L. Gimenes, C. M. M. Costa y M. da Silva, «Chemical absorption of H₂S for biogas purification», *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, vol. 21, n° 03, pp. 415-422, 2004.

- [26] S. Revah y I. Ortiz, El desarrollo de bioprocesos para el tratamiento de aire contaminado emitido por fuentes fijas. pp 625-658. In: Francisco Bolívar. Fundamentos y casos exitosos de la Biotecnología Moderna, segunda ed., El Colegio Nacional México, 2004, p. 733.
- [27] J. Viquez, «Remoción del sulfuro de hidrógeno (H₂S(g))/ácido sulfhídrico (H₂S(aq)) en el biogás», *ECAG N°53*, pp. 16-51, 2010.
- [28] A. González, Estudio de la oxidación biológica de compuestos reducidos de azufre por un consorcio alcalófilo en un bioreactor, Tesis Doctor en Ciencias Ingeniería Química. Universidad Autónoma Metropolitana, División de Ciencias Básicas e Ingeniería. México D.F., 2006, p. 90.
- [29] EPA, «Uso de bioreactores para controlar la contaminación del Aire». Agencia de Protección Ambiental. EEUU, 2004, 38p. [En línea]. Available: <http://www.epa.gov/ttn/catc/dir2/fbioreacts.pdf>. [Último acceso: 19-06-2014].
- [30] M. Ramírez, Viabilidad de un proceso para la eliminación conjunta de H₂S y NH₃ contenido en efluentes gaseosos, Memoria Doctor. Universidad de Cádiz, Facultad de Ciencias, Departamento de Ingeniería Química, Tecnología de Alimentos y Tecnologías del Medio Ambiente. Cadiz, España, 2007, p. 281.
- [31] C. Bu, Análisis y Evaluación de Proyectos de Inversión, México: Limusa, 2009, p. 377.
- [32] Gamma Ingenieros S.A., Modelos de Negocio que Rentabilicen Aplicaciones de Biogás en Chile y su Fomento, Ministetio de Energía. Santiago, Chile, 2011.
- [33] Energía del Limarí S.A., «ENELSA, Energía de Limarí S.A.», 2014. [En línea]. Available: <http://www.enelsa.cl/>. [Último acceso: 7-09-2014].
- [34] C. Gunnerson y D. Stuckey, «Anaerobic Digestion: Principles and Practices for Biogas Systems», *Integrated Resource Recovery*, n° 5, p. 176, 1986.
- [35] A. G. Hashimoto y Y. R. Chen, «Anaerobic Fermentation of Beef Cattle Manure, final report», *Solar Energy Research Institute*, pp. 1-67, 1981.
- [36] R. A. Labaut, «Anaerobic biodegradability of complex substrates: performance and stability at mesophilic and thermophilic conditions», 2012.
- [37] R. A. Labaut, «Biochemical methane potential and biodegradability of complex organic substrates», *Elseiver*, vol. 102, n° 3, pp. 2255-2264, 2010.
- [38] Unidad de Planeación Minero Energética, «Guía para la implementación de sistemas de producción de biogás», Bogotá, 2003
- [39] Z. Norazwina, «Kinetics of Biogas Production from Banana Stem Waste», pp. 395-408, 2012.
- [40] P. Robert H. y G. Don W., Perry's Chemical Engineers's Handbook, 7° Edición ed., EE.UU.: McGraw-Hill, 1999, p. 2582.

- [41] Altercerxa, Centro Extremadura e Alentejo, «Informe complementario a estudio de soluciones viables para el aprovechamiento del biogás en extrmadura», 2010.
- [42] C. Vereda, C. Gómez, F. García y J. M. Rodríguez, «Producción de biogás a partir de residuos vegetales (II)», pp. 124-128, 2010.
- [43] M. Varnero, «Desarrollo de substratos: Compost y Bioabonos. En: Experiencias Internacionales en la Rehabilitación de Espacios Degradados», *Universidad de Chile, Facultad de Ciencias Forestales. Publicaciones Misceláneas Forestales*, nº 3, pp. 21-30, 2001.
- [44] G. Rochelle, «Amine Scrubbing for CO₂ Capture», *Carbon Capture and Sequestration*, vol. 325, pp. 1.652-1.654, 2009.
- [45] T. Hicks, *Standard Handbook of Engineering Calculations*, 4° ed., McGraw-Hill, 2004, p. 1200.
- [46] American Petroleum Institute, «Welded Tanks for Oil Storage,» Washington DC, USA, 2012.
- [47] Metcalf & Eddy, Inc, *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse*, 4° Ed., McGraw-Hill, 2003, p. 1878.
- [48] Link Industrial, Process Engineering Equipment, «Link Industrial Mixing Technology», 2014. [En línea]. Available: https://www.interempresas.net/FeriaVirtual/Catalogos_y_documentos/7932/agitadores_2.pdf [Último acceso: 11-9-2014].
- [49] F. Kars-Jordan y P. Hiltunen, «Agitation Handbook», Stockholm, Sweden, 2007.
- [50] Conveyor Eng. & Mfg. Co. CEMC, «Conveyor Engineering & Manufacturing», 2012.
- [51] P. A. Vesilind, *Treatment and Disposal of Wastewater Sludges*, Michigan: Ann Arbor Science, 1979, p. 156.
- [52] L. Svarovsky, *Solid-Liquid Separation*, 4° ed., Butterworth Heinemann, 2000, p. 586.
- [53] E. Henley y J. Seader, *Operaciones de separación por etapas de equilibrio en ingeniería química*, Reverté, 2000, p. 841.
- [54] Institut Francais du Petrole, *Manual of Economic Analysis of Chemical Processes*, McGraw-Hill, 1981.
- [55] Proyecto Energías Renovables No Convencionales (CNE/GTZ), «Las Energías Renovables No Convencionales en el Mercado Eléctrico Chileno», Santiago, Chile, 2009.
- [56] CDEC-SIC, «CDEC CMg Barras», 2014. [En línea]. Available: http://cmg.cdec-sic.cl/Modulos/CMg/CDEC_CMgBarras.aspx. [Último acceso: 24-9-2014].
- [57] J. Couper, *Chemical Process Equipment: Selection and Design*, 2° ed., Elsevier, 2005, p. 833.

- [58] M. Peters y K. Timmerhaus, *Plant desing and economics for chemical engineers*, 4° ed., McGraw-Hill, 1991, p. 922.
- [59] L. Blank y A. Tarquin, *Engineering Economy*, 7° ed., McGraw-Hill, 2005, p. 642.
- [60] Chemical Engineering, «Economic Indicators», Marzo 2014. [En línea]. Available: <http://www.chemengonline.com/pci/>. [Último acceso: 7-10-2014].
- [61] Universidad Técnica Federico Santa María, «Estudio de contribución de las ERNC al SIC al 2025: Potencial de Biomasa en Chile», Valparaíso, 2008.
- [62] «Bolsa Electrónica de Chile», 2014. [En línea]. Available: <http://www.bolchile.cl/Dolar?menu=DOLAR>. [Último acceso: 15-9-2014].
- [63] Comisión Nacional de Energía, «Sistema de información en línea de precios de combustibles en estaciones de servicio», 2014. [En línea]. Available: <http://www.bencinaenlinea.cl/web2/buscador.php?region=7>. [Último acceso: 15-9-2014].
- [64] Servicio de Impuestos Internos, «Nueva tabla de vida útil de los bienes físicos del activo inmovilizado», SII, [En línea]. Available: http://www.sii.cl/pagina/valores/bienes/tabla_vida_enero.htm. [Último acceso: 6-10-2014].
- [65] T. Reynolds y P. Richards, *Unit Operations and Processes in Environmental Engineering*, 2° ed., PWS Publishing Company, 1996, p. 815.
- [66] D. Kern, *Process Heat Transfer*, 31° ed., McGraw-Hill, 1999, p. 981.
- [67] Separación y Procesos Biotecnológicos, «u-cursos», [En línea]. Available: https://www.u-cursos.cl/ingenieria/2004/2/IQ742/1/material_docente/bajar?id_material=41270. [Último acceso: 5-10-2014].
- [68] A. Kohl y R. Nielsen, *Gas Purification*, 5° ed., Houston, Texas: gulf Publishing, 1997, p. 1414.
- [69] K. G. Schulz, «Determination of the rate constants for the carbon dioxide to bicarbonate inter-conversion in pH-buffered seawater systems», *Marine Chemistry*, n° 100, pp. 53-65, 2006.
- [70] C. Escobar, *Estudio de la reducción de azufre elemental y producción de sulfuro de hidrógeno en bioreactores anaeróbicos*, Santiago de Chile: Universidad de Chile, 2009, p. 141.
- [71] B. Poling, J. Prausnitz y J. O'Connell, *The properties of gases and liquids*, 5° ed., McGraw-Hill, 2001.

8. Anexos

8.1. Descripción de los flujos del proceso

Tabla 32: Flujos y composiciones de las corrientes del proceso. Fuente: Elaboración propia.

Nombre del flujo	Equipo de salida	Equipo de entrada	Flujo total $\left[\frac{kg}{h}\right]$	Flujo de ST $\left[\frac{kg}{h}\right]$	Flujo de agua $\left[\frac{kg}{h}\right]$	% CH_4	% NH_3	% CO_2	% H_2S	% H_2O
F_0	-	HML-01	9.490	559	8.931	-	-	-	-	-
F_1	HML-01	SCC-01	9.490	559	8.931	-	-	-	-	-
F_2	SCC-01	DIG-01	9.490	559	8.931	-	-	-	-	-
F_3	DIG-01	GAS-01	205	-	-	54%	3%	39%	0%	4%
F_4	DIG-01	FSL-01	9.285	362	8.923	-	-	-	-	-
F_5	FSL-01	-	468	290	178	-	-	-	-	-
F_6	FSL-01	-	8.817	72	8.744	-	-	-	-	-
F_7	GAS-01	TCH-01	0	-	-	-	-	-	-	-
F_8	GAS-01	ABS-01	205	-	-	54%	3%	39%	0%	4%
F_9	ABS-01	CHL-01	142	-	-	76%	4%	14%	0%	6%
F_{10}	ABS-01	DES-01	144.063	-	144.000	-	-	-	-	-
F_{11}	-	DES-01	3.537	-	3.537*	0%	0%	0%	0%	100%*
F_{12}	DES-01	-	3.601	-	3.537*	0%	0%	2%	0%	98%*
F_{13}	DES-01	MIX-01	143.991	-	143.991	0%	0%	0%	0%	100%
F_{14}	MIX-01	ABS-01	144.000	-	144.000	0%	0%	0%	0%	100%
F_{15}	CHL-01	MIX-01	9	-	9	0%	0%	0%	0%	100%
F_{16}	CHL-01	CHP-01	133	-	-	81%	5%	15%	0%	0%
F_{17}	-	CHL-01	159	-	159	0%	0%	0%	0%	100%
F_{18}	CHL-01	-	159	-	159	0%	0%	0%	0%	100%
F_{19}	HEX-01	DIG-01	10.721	-	10.721	0%	0%	0%	0%	100%
F_{20}	DIG-01	HEX-01	10.721	-	10.721	0%	0%	0%	0%	100%

*Corresponden a los flujos y porcentajes de aire.

La descripción de los flujos es la siguiente:

- F_0 : Corresponde al flujo de biomasa en $\left[\frac{kg}{h}\right]$ que entra al proceso y al molino de martillo. Este flujo corresponde a la máxima cantidad de biomasa a procesar durante un mes según los resultados del modelo $\left(6.833 \left[\frac{ton}{mes}\right]\right)$. Se asumió que como la biomasa tiene un 5,9% de sólidos totales, el otro 94,1% corresponde a agua, y de esta manera se calcularon los flujos de ST, SV y agua.
- F_1 : Es el flujo de entrada al tornillo sin fin. Como la etapa de trituración en el molino, solo disminuye el tamaño de la biomasa, el flujo permanece constante.
- F_2 : Flujo de entrada al biodigestor, que es el mismo que F_1 , ya que solo se transporta la biomasa en el tornillo sin fin.

- **F_3** : Corresponde al flujo de biogás generado en el digestor, que entra en el gasómetro. Este flujo contiene biogás con las concentraciones de CH_4 , CO_2 , NH_3 , H_2S y H_2O que se muestran en la Tabla 32. Estos porcentajes peso-peso (% p/p) se obtuvieron a partir del BMP realizado a la biomasa. El flujo de biogás generado, se obtuvo a partir del procedimiento explicado en la sección 3.4.1.
- **F_4** : Corresponde al flujo de digestato que sale del digestor y entra al equipo de separación sólido-líquido. Este flujo total se determinó realizando el siguiente balance de masa:

$$F_4 = F_2 - F_3$$

$$F_4 = 9.490 \left[\frac{kg}{h} \right] - 205 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

$$F_4 = 9.285 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

El flujo de agua se determinó con un balance de masa para el H_2O :

$$F_{4H_2O} = F_2 \cdot X_{H_2O} - F_3 \cdot X_{H_2O}$$

$$F_{4H_2O} = 8.931 \left[\frac{kg}{h} \right] - 205 \left[\frac{kg}{h} \right] \cdot 0,04$$

$$F_{4H_2O} = 8.923 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

El flujo de ST se obtiene de manera directa del balance de masa:

$$F_{4ST} = F_4 - F_{4H_2O}$$

$$F_{4ST} = 362 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

- **F_5** : Corresponde al flujo del componente que se obtiene de la filtración (digestato con bajo porcentaje de humedad). Este flujo se obtuvo realizando los balances de masa, y suponiendo que en el filtro se remueve el 98% del agua y un 80% de los ST [40].

$$F_{5H_2O} = F_{4H_2O} \cdot 0,02$$

$$F_{5H_2O} = 178 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

$$F_{5ST} = F_{4ST} \cdot 0,8$$

$$F_{5ST} = 290 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

$$F_5 = F_{5ST} + F_{5H_2O}$$

$$F_5 = 178 \left[\frac{kg}{h} \right] + 290 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

$$F_5 = 468 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

- **F_6** : Es la corriente de líquido que se obtiene en la etapa de filtración, se determinó realizando un balance de masa global.

$$F_6 = F_4 - F_5$$

$$F_6 = 9.285 \left[\frac{kg}{h} \right] - 468 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

$$F_6 = 8.817 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Esta corriente líquida (principalmente agua) no puede ser recirculada al proceso, puesto que el pH de la corriente es ácido y no favorecería la digestión anaeróbica. La determinación del pH de la corriente se encuentra en detalle en la sección 8.2.2.2.

- **F_7** : Corresponde al flujo de biogás que entra a la antorcha en caso de ser necesario. Para este caso, el flujo es cero, ya que para efectos de la evaluación del proyecto, se supuso que la planta está funcionando de manera continua.
- **F_8** : Es el flujo de biogás que entra a la columna de absorción, y que es el mismo que sale del gasómetro.
- **F_9** : Es el flujo de biogás purificado que sale de la columna de absorción y que entra al chiller. El valor del flujo y de los porcentajes se obtuvieron a partir de los resultados del dimensionamiento de los equipos, que se encuentran detallados en la sección 8.2.4.
- **F_{10}** : Corresponde al flujo de agua más los gases absorbidos en el agua, que salen de la columna de absorción, al igual que la corriente F_9 , este flujo se determinó a partir del dimensionamiento del equipo y se encuentra detallado en la misma sección.
- **F_{11}** : Corresponde al flujo de aire requerido para realizar la desorción de los gases absorbidos en el agua. Este flujo se determinó a partir del dimensionamiento de la columna de desorción, que se encuentra explicado en la sección 8.2.5.
- **F_{12}** : Es el flujo de aire incluyendo los gases desorbidos que salen de la columna de desorción. Al igual que F_{11} , este flujo se obtuvo como resultado del dimensionamiento de la columna de desorción, por lo que el cálculo se encuentra explicado en la sección 8.2.5.

- **F_{13}** : Es el flujo de agua que se obtiene de la columna de desorción, una vez que los gases fueron desorbidos. Este valor se obtuvo a partir de un balance de masa global, una vez conociendo los flujos F_{14} y F_{15} , los cuales se obtuvieron de los dimensionamiento de la columna de absorción y del chiller respectivamente. Se tomó el supuesto de que se pierde un porcentaje muy pequeño de agua en la corriente F_{12} , y que este porcentaje es igual al que ingresa en la corriente F_{15} . Este supuesto se utilizó como aproximación, ya que no se pudo determinar cuál es el porcentaje exacto de agua que se pierde en la corriente F_{12} y teniendo en cuenta que F_{15} es casi despreciable en comparación con F_{14} .

$$F_{13} = F_{14} - F_{15}$$

- **F_{14}** : Es el flujo de agua requerido para realizar absorción de los gases no deseados en el biogás. Este flujo se determinó a partir del dimensionamiento de la columna de absorción, el cual se encuentra detallado en la sección 8.2.4.
- **F_{15}** : Es el flujo de agua que sale del chiller, que se obtiene de la condensación del vapor de agua presente en el biogás. Para determinar este flujo, se supuso que en el chiller se condensa el 99,5% del agua presente en el biogás que sale de la columna de absorción:

$$F_{15} = F_{9_{H_2O}} \cdot 0,995$$

$$F_{15} = 8,63 \left[\frac{kg}{h} \right] \cdot 0,995$$

$$F_{15} = 8,6 \left[\frac{kg}{h} \right] \approx 9 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

- **F_{16}** : Corresponde a la corriente de biogás seco (sin agua) que sale del chiller y entra al motor de combustión interna CHP. El flujo se determinó a partir de un balance de masa global:

$$F_{16} = F_9 - F_{15}$$

$$F_{16} = 168 \left[\frac{kg}{h} \right] - 9 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

$$F_{16} = 159 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

- **F_{17}** : Corresponde al flujo de agua fría requerido por el chiller para condensar el agua presente en el biogás. La determinación de este flujo se obtuvo a partir del dimensionamiento del equipo, el cual se encuentra detallado en la sección 8.2.6.
- **F_{18}** : Es el flujo de agua que sale del chiller a una temperatura mayor a la que entró, y que se utilizó como enfriador para condensar el agua del biogás.
- **F_{19}** : Corresponde al flujo de agua caliente que se utiliza en el serpentín para mantener la temperatura del biodigestor constante. Este flujo se calienta utilizando el calor proveniente de

los gases de combustión que genera el CHP. La determinación de este flujo se realizó a través de un balance de energía que se encuentra detallado en la sección 8.2.1.4.

- **F_{20}** : Corresponde al mismo flujo F_{19} una vez que sale del digestor pero a una menor temperatura. Este flujo es recirculado hacia el intercambiador de calor HEX-0,1 con lo que se genera un ciclo cerrado, y con esto se un ahorro de energía y agua.

8.2. Memoria de cálculo de los dimensionamientos

A continuación se detallan los cálculos y supuestos realizados para el dimensionamiento de los equipos principales del proceso, utilizando la distribución de materia prima de la Tabla 12 (mercado spot). Los cálculos se realizaron con el máximo flujo de biomasa señalado en la Tabla 12 (correspondiente a 6.833 [ton]).

8.2.1. Digestor

8.2.1.1. Volumen

Para calcular el volumen del digestor, primero es necesario calcular el tiempo de retención hidráulico, para lo cual se utilizan la Ecuación 11 y el Gráfico 5:

$$TRH = -43,54 \cdot \ln(T) + 180,34$$

Utilizando una temperatura de operación del biodigestor de 36,5°C se obtiene:

$$TRH = -43,54 \cdot \ln(36,5) + 180,34$$

$$TRH = 20 \text{ [días]}$$

Sabiendo que el volumen de carga diario (\dot{V}_d) es de 207,0 $\left[\frac{m^3}{\text{día}}\right]$, se puede determinar el volumen del biodigestor mediante la Ecuación 10:

$$V_D = TRH \cdot \dot{V}_d$$

$$V_D = 20 \text{ [días]} \cdot 207,0 \left[\frac{m^3}{\text{día}}\right]$$

$$V_D = 4.118 \text{ [m}^3\text{]}$$

Es necesario tener en cuenta el volumen de seguridad requerido en este tipo de equipos. Para este biodigestor, se utilizará un 20% del volumen ya calculado.

$$V_{D_{Total}} = 4.118[m^3] \cdot 1,2$$

$$V_{D_{Total}} = 4.942 \text{ [m}^3\text{]}$$

En el modelo se impuso que el volumen máximo del digestor debe ser 5.000 [m³], y en caso de ser mayor a este valor, se debe agregar otro digestor. Es decir, para este caso se utilizará un solo digestor. La restricción se basa en que para reactores digestores CSTR, no se recomienda utilizar volúmenes mayores a los 5.000, ya que la agitación y construcción de éstos se dificulta.

8.2.1.2. Dimensiones del biodigestor

Utilizando el volumen del digestor calculado anteriormente y la relación radio/altura del digestor igual a 2:5, se pueden calcular las dimensiones de éste utilizando la Ecuación 12:

$$H = \frac{V_{Digestor}}{R^2 \cdot \pi}$$

$$H = \frac{4.942 [m^3]}{\left(\frac{2}{5} \cdot H\right)^2 [m^2] \cdot \pi}$$

$$H = 21,42 [m]$$

Determinar el radio es directo utilizando la relación radio/altura:

$$R = H \cdot \frac{2}{5}$$

$$R = 8,57 [m]$$

Como se explicó anteriormente, el espesor se seleccionó tomando en cuenta la norma API 650 y las recomendaciones de Metcalf & Eddy, a partir de esto se utilizó un espesor (e_d) de 0,3 [m].

8.2.1.3. Agitador del digestor

Para agitadores de tipo hélice marina, la relación diámetro del agitador/diámetro del tanque recomendada es de entre 0,1 a 0,5 [48]. En función de lo anterior, se seleccionó un valor de 0,25 para dicha relación.

$$D_i = \frac{D_D}{4} \quad (24)$$

Donde:

D_i = Diámetro del agitador

D_D = Diámetro del digestor [m]

$$D_i = \frac{17,13 [m]}{4}$$

$$D_i = 4,28 [m]$$

La potencia del agitador se calcula utilizando la Ecuación 13:

$$P = N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot D_i^5$$

El número de poder N_p está directamente relacionado con el tipo de régimen del fluido (laminar o turbulento), como también con el tipo de hélice del agitador. Para un fluido de régimen turbulento (tanque agitado) con un agitador tipo hélice marina, se recomienda un valor de N_p igual a 0,35 [65].

Debido a que en el biodigestor están presentes las bacterias productoras de biogás, la velocidad de rotación no puede ser alta, ya que esto produce un daño en dichos organismos. A raíz de ello, se utilizará una velocidad de 20 [RPM], recomendada para producir una agitación suave [49].

Sabiendo que la densidad ρ de la mezcla en el digestor es de $1.100,1 \left[\frac{kg}{m^3} \right]$ se puede calcular la potencia:

$$P = 0,35 \cdot 1.100,1 \left[\frac{kg}{m^3} \right] \cdot 0,33^3 \left[\frac{1}{s^3} \right] \cdot 4,28^5 [m^5] \cdot \frac{1}{1.000} \frac{[kW]}{[W]}$$

$$P = 19,98 [kW]$$

La potencia calculada corresponde a la potencia consumida por un impeller o hélice, pero debido a las dimensiones del digestor, se requiere de más de uno. Para determinar el número de impellers, se sigue la siguiente heurística [49]:

1. La distancia entre el impeller y el fondo, no puede ser menor a 0,4 veces el diámetro del impeller.
2. La distancia entre impellers no puede ser menor que el diámetro de éste.

Según los puntos mencionados, el número de impellers seleccionados, corresponde a 3. Por lo tanto, la potencia total del agitador se calcula mediante la siguiente expresión:

$$P_{total} = P \cdot N^{\circ}_{impellers} \tag{25}$$

$$P_{total} = 19,98[kW] \cdot 3 \cdot \frac{1}{1,34} \left[\frac{HP}{kW} \right]$$

$$P_{total} = 80,32 [HP]$$

8.2.1.4. *Serpentín del digestor*

El flujo de calor requerido para elevar la temperatura del biodigestor, se desprende de los balances de masa y energía, hasta llegar a la Ecuación 14 de transferencia de calor:

$$\dot{Q} = \dot{m}_d \cdot c_{p_d} \cdot \Delta T_d = -\dot{m}_{H_2O} \cdot c_{p_{H_2O}} \cdot \Delta T_{H_2O}$$

Para procesos de digestión anaeróbica, el calor específico de la solución dentro del tanque se puede estimar en función de la concentración de sólidos totales de la biomasa mediante la expresión empírica desarrollada por Chen y Hashimoto [35]:

$$c_{p_d} = 4,17 \cdot (1 - 0,00812 \cdot \%ST) \quad (26)$$

Donde

$$\%ST = \text{Porcentaje de sólidos totales en la biomasa} \left[\frac{kg\ SV}{kg\ biomasa} \right]$$

De la Tabla 9 se obtiene el %ST en la biomasa, con lo cual se puede calcular el calor específico:

$$c_{p_d} = 4,17 \cdot (1 - 0,00812 \cdot 5,9)$$

$$c_{p_d} = 3,97 \left[\frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right]$$

Este valor es coherente, ya que como la biomasa posee cerca de un 95% de contenido de agua, su calor específico debería ser muy parecido al de ésta.

Sabiendo que la biomasa que está en el digestor, se encuentra a la temperatura de operación de éste (36,5°C), y que la materia prima entra a 15°C, se puede calcular el flujo de calor requerido:

$$\dot{Q}_d = 2,63 \left[\frac{kg}{s} \right] \cdot 3,97 \left[\frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right] \cdot (36,5 - 15) [^\circ C]$$

$$\dot{Q}_d = 225,0 [kW]$$

Hay que tener en cuenta que existen pérdidas de calor en el digestor, ya que si bien posee un recubrimiento aislante (poliestireno), éste no es perfecto, y por lo mismo no puede evitarlas. Dichas pérdidas se expresan mediante la Ecuación 15:

$$\dot{Q} = U \cdot A \cdot \Delta T$$

Antes de calcular \dot{Q} , primero es necesario determinar el coeficiente global de transferencia U para el digestor utilizando la siguiente ecuación [66]:

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{h_{aire}} + \frac{e_d}{k_h} + \frac{e_p}{k_p} + \frac{1}{h_d} \quad (27)$$

Donde

$U_d =$ Coeficiente global de transferencia para el digestor $\left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right]$

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

$h_d =$ Coeficiente de convección para la biomasa en el digestor $\left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right]$

$e_d =$ Espesor del manto del digestor $[m]$

$k_h =$ Conductividad térmica del hormigón $\left[\frac{W}{m \cdot K} \right]$

$e_p =$ Espesor del recubrimiento de poliestireno $[m]$

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

Como la conductividad térmica es una propiedad intrínseca de ambos materiales (hormigón y poliestireno) y los espesores a utilizar son 0,3 $[m]$ y 0,05 $[m]$ para el hormigón y poliestireno respectivamente, solo se necesita determinar los coeficientes de convección. Dicho coeficiente, se obtiene utilizando el número de Nusselt:

$$Nu = \frac{h_0 \cdot D}{k} \quad (28)$$

Donde

$Nu =$ Número de Nusselt

$h_0 =$ Coeficiente de convección del fluido $\left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right]$

$D =$ Diámetro o largo característico del recipiente del fluido $[m]$

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

El número de Nusselt para el fluido al interior del digestor, se determina mediante la expresión empírica de Chilton, Drew y Jebens, para tanques agitados con serpentines calefactores [66]:

$$Nu = 0,87 \cdot \left(\frac{L^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^{0,62} \cdot \left(\frac{c_p \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{\mu_c}{\mu} \right)^{0,14} \quad (29)$$

Donde

L = Diámetro del agitador [m]

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

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

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

μ_c = Viscosidad del fluido junto al serpentín $\left[\frac{kg}{m \cdot s} \right]$

c_p = Calor específico del fluido $\left[\frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right]$

Se ha tomado el supuesto de que la viscosidad y la conductividad térmica de la biomasa son iguales a la del agua. Esto se justifica, ya que el contenido de agua en la biomasa es cerca del 95%, por lo cual su viscosidad y conductividad no deberían diferir demasiado en comparación con la del agua. Con este supuesto y sabiendo que la viscosidad y conductividad del agua a 36,5°C es de 0,00072 $\left[\frac{kg}{m \cdot s} \right]$ y 0,628 $\left[\frac{W}{m \cdot K} \right]$ [40] respectivamente, se puede calcular el número de Nusselt:

$$Nu = 0,87 \cdot \left(\frac{4,28^2 [m^2] \cdot 0,33 \left[\frac{1}{s} \right] \cdot 1.100,1 \left[\frac{kg}{m^3} \right]}{0,00072 \left[\frac{kg}{m \cdot s} \right]} \right)^{0,62} \cdot \left(\frac{3,97 \left[\frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right] \cdot 0,00072 \left[\frac{kg}{m \cdot s} \right]}{0,628 \left[\frac{W}{m \cdot K} \right] \cdot \frac{1}{1000} \left[\frac{kW}{W} \right]} \right)^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{0,000282 \left[\frac{kg}{m \cdot s} \right]}{0,00072 \left[\frac{kg}{m \cdot s} \right]} \right)^{0,14}$$

$$Nu = 26.371$$

A partir de lo anterior e igualando las Ecuaciones 28 y 29, se puede determinar el coeficiente de convección para el fluido en el digestor h_d . En este caso, D corresponde al diámetro del digestor.

$$h_0 = \frac{Nu \cdot k}{D} \quad (30)$$

$$h_d = \frac{26.371 \cdot 0,628 \left[\frac{W}{m \cdot K} \right]}{17,13 [m]}$$

$$h_d = 966,32 \left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right]$$

Se sabe que para el aire en el exterior, en condiciones normales (convección natural), el coeficiente h_{aire} tiene un valor promedio de $20 \left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right]$ [66]. Así mismo, la conductividad del hormigón y del poliestireno, tienen un valor de $1,63 \left[\frac{W}{m \cdot K} \right]$ y $0,038 \left[\frac{W}{m \cdot K} \right]$ [40], respectivamente.

Con los datos anteriores, se puede calcular U_d :

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{966,32 \left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right]} + \frac{0,3 [m]}{1,63 \left[\frac{W}{m \cdot K} \right]} + \frac{0,05 [m]}{0,038 \left[\frac{W}{m \cdot K} \right]} + \frac{1}{20 \left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right]}$$

$$U_d = 0,65 \left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right]$$

Una vez calculado U_d se necesita determinar las superficies por las cuales se pierde calor en el digestor. Estas áreas se calculan a partir de la dimensiones ya calculadas del biodigestor y asumiendo una geometría cilíndrica correspondiente a los digestores CSTR.

Para la base y cubierta del digestor:

$$A_{base} = A_{tapa} = \frac{\pi \cdot d_d^2}{4} \quad (31)$$

Donde

A_{base} = Área de la base del digestor [m^2]

A_{tapa} = Área de la tapa del biodigestor [m^2]

$$A_{base} = 230,7 [m^2]$$

Para el manto:

$$A_{manto} = \pi \cdot d_d \cdot H \quad (32)$$

Donde

A_{manto} = Área del manto del digestor [m^2]

$$A_{manto} = 1.153,5 [m^2]$$

Con las áreas calculadas, y asumiendo que la temperatura ambiente es de $15^\circ C$ y la del suelo (bajo tierra) es de $5^\circ C$, se pueden calcular las pérdidas de calor utilizando la Ecuación 15. Cabe recordar que la temperatura de operación es de $36,5^\circ C$.

$$\dot{Q}_p = U \cdot (A_{base} \cdot \Delta T_{base} + A_{tapa} \cdot \Delta T_{tapa} + A_{manto} \cdot \Delta T_{manto}) \quad (33)$$

$$\dot{Q}_p = 0,65 \left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right] \cdot (230,7 [m^2] \cdot (36,5 - 5) [K] + 230,7 [m^2] \cdot (36,5 - 15) [K] + 1.153,5 [m^2] \cdot (36,5 - 15) [K])$$

$$\dot{Q}_p = 23,9 [W]$$

Finalmente, el flujo de calor total requerido por el sistema corresponde al calor necesario para elevar la temperatura de la biomasa hasta la temperatura de operación, más las pérdidas de calor en el digestor:

$$\dot{Q}_T = \dot{Q}_d + \dot{Q}_p \quad (34)$$

$$\dot{Q}_T = 225,0 [W] + 23,9 [W]$$

$$\dot{Q}_T = 249,0 [W]$$

Para determinar el área del serpentín, nuevamente es necesario utilizar la Ecuación 15 y determinar el coeficiente global de transferencia U para el serpentín.

$$\frac{1}{U_s} = \frac{1}{h_{H_2O}} + \frac{e}{k} + \frac{1}{h_d} + R_s \quad (35)$$

Donde

U_s = Coeficiente de transferencia global para el serpentín $\left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right]$

h_{H_2O} = Coeficiente de convección para el agua en el serpentín $\left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right]$

h_d = Coeficiente de convección para la biomasa en el digestor $\left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right]$

e = Espesor de la tubería del serpentín [m]

k = Conductividad térmica de la tubería del serpentín $\left[\frac{W}{m \cdot K} \right]$

R_s = Factor de obstrucción del fluido que pasa por el serpentín

Como ya se determinó h_d , solo falta calcular h_{H_2O} . Este coeficiente se obtiene a partir del número de Nusselt y mediante la relación de Dittus-Boëlder [66]:

$$Nu = 0,023 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,4} \quad (36)$$

Donde

$Re =$ Número de Reynolds

$Pr =$ Número de Prandtl

Tanto el número de Reynolds como el de Prandtl, son números adimensionales que están definidos como:

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot d}{\mu} \quad Pr = C_p \cdot \frac{\mu}{k} \quad (37)$$

La velocidad del agua (v_{H_2O}) que fluye por la tubería, se determina a partir del flujo de agua que es requerido por el serpentín (\dot{m}_{H_2O}) para mantener la temperatura constante y el diámetro de éste. Del balance de energía descrito en la Ecuación 14 se puede determinar \dot{m}_{H_2O} :

$$\dot{m}_{H_2O} = \frac{\dot{Q}}{c_{p_{H_2O}} \cdot \Delta T_{H_2O}}$$

$$\dot{m}_{H_2O} = \frac{249,0 [kW]}{4,18 \left[\frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right] \cdot (100 - 80) [^\circ C]}$$

$$\dot{m}_{H_2O} = 0,0030 \left[\frac{m^3}{s} \right]$$

Se utilizará un serpentín de acero, con 0,0508 [m] (2 [pulg]) de diámetro y 2 [mm] de espesor, estas dimensiones tienen la finalidad de que la velocidad del agua sea como máximo 2 $\left[\frac{m}{s} \right]$, la cual es recomendada para este fluido cuando circula por tuberías.

$$v_{H_2O} = \frac{\dot{m}_{H_2O}}{A_{tubería}} \quad (38)$$

$$v_{H_2O} = \frac{0,0030 \left[\frac{m^3}{s} \right]}{\pi \cdot (0,0508)^2 [m^2]}$$

$$v_{H_2O} = 1,47 \left[\frac{m}{s} \right]$$

Con este resultado, calculamos el Reynolds y el Prandtl con las expresiones de la Ecuación 37:

$$Re = \frac{956,06 \left[\frac{kg}{m^3} \right] \cdot 1,47 \left[\frac{m}{s} \right] \cdot 0,0508[m]}{0,000282 \left[\frac{kg}{m \cdot s} \right]}$$

$$\mathbf{Re = 253.051}$$

$$Pr = \frac{4,18 \left[\frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right] \cdot 0,000282 \left[\frac{kg}{m \cdot s} \right]}{0,628 \left[\frac{W}{m \cdot K} \right] \cdot \frac{1}{1000} \left[\frac{kW}{W} \right]}$$

$$\mathbf{Pr = 1,68}$$

Utilizando la Ecuación 36:

$$Nu = 0,023 \cdot 253.051^{0,8} \cdot 1,68^{0,4}$$

$$\mathbf{Nu = 595,42}$$

Con los resultados anteriores, se puede determinar h_{H_2O} mediante la Ecuación 30. En este caso, D corresponde al diámetro del serpentín y k a la conductividad del agua a $100^\circ C$, que tiene un valor de $0,7 \left[\frac{W}{m \cdot K} \right]$ [66].

$$h_{H_2O} = \frac{595,42 \cdot 0,7 \left[\frac{W}{m \cdot K} \right]}{0,0508 [m]}$$

$$\mathbf{h_{H_2O} = 8.289,78 \left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right]}$$

Se debe tener en cuenta que el serpentín es helicoidal y no una tubería recta, por lo tanto es necesario aplicar un factor de corrección al coeficiente de convección que viene dado por la siguiente expresión [66]:

$$h_{H_2O_{serpentin}} = h_{H_2O} \cdot \left(1 + 3,5 \cdot \frac{d_i}{d_d} \right) \quad (39)$$

Donde

$$h_{H_2O_{serpentin}} = \text{Coeficiente de convección del agua en el serpentín} \left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right]$$

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

$$d_i = \text{Diámetro interior del serpentín} [m]$$

d_d = Diámetro del digestor [m]

$$h_{H_2O_{serpentín}} = 8.289,78 \left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right] \cdot \left(1 + 3,5 \cdot \left(\frac{0,0508 [m]}{14,38 [m]} \right) \right)$$

$$h_{H_2O_{serpentín}} = 8.289,78 \left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right]$$

Con los coeficientes de convección determinados, y sabiendo que la conductividad térmica del acero es de $53,63 \left[\frac{W}{m \cdot K} \right]$ [66], se puede determinar el coeficiente U a partir de la Ecuación 35, teniendo en cuenta que el factor de obstrucción R_d para el agua es de 0,003 [66].

$$\frac{1}{U_s} = \frac{1}{8.289,78 \left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right]} + \frac{0,002[m]}{53,63 \left[\frac{W}{m \cdot K} \right]} + \frac{1}{966,32 \left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right]} + 0,003$$

$$U_s = 238,51 \left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right]$$

Ahora solo resta encontrar la temperatura media logarítmica de la Ecuación 15, la cual se calcula como:

$$\Delta T_{ln} = \frac{(\Delta T_1 - \Delta T_2)}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \quad (40)$$

Donde

ΔT_1 = Diferencia de temperatura entre el flujo de agua caliente y la biomasa en el digestor [K]

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

Sabiendo que la temperatura de entrada y salida del agua en el serpentín es de 100 y 80°C respectivamente, se calcula ΔT_1 y ΔT_2 :

$$\Delta T_1 = 100 - 36,5 [^\circ C] = 63,5 [^\circ C]$$

$$\Delta T_2 = 80 - 15 [^\circ C] = 65 [^\circ C]$$

$$\Delta T_{ln} = \frac{63,5 - 65}{\ln\left(\frac{63,5}{65}\right)}$$

$$\Delta T_{ln} = 64,2 [^\circ C]$$

Finalmente, con la Ecuación 15, se determina el área de intercambio del serpentín:

$$A = \frac{\dot{Q}}{U \cdot \Delta T_{ln}} \quad (41)$$

$$A = \frac{249,0 [kW] \cdot \frac{1}{1000} \left[\frac{kW}{W} \right]}{238,51 \left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right] \cdot 64,2 [K]}$$

$$A = 14,69 [m^2]$$

El largo del serpentín, se calcula en base al número de vueltas requeridas para lograr la transferencia deseada. Para esto hay que considerar que para una tubería de acero de 0,0508 [m] de diámetro, la superficie de transferencia efectiva por cada unidad de largo es de 0,622 $\left[\frac{ft^2}{ft} \right]$ [66]. A partir de esto el número de vueltas se puede determinar como:

$$N_s = \frac{A}{\pi \cdot d_d \cdot S} \quad (42)$$

Donde

- N_s = Número de vueltas del serpentín
- A = Área de transferencia del serpentín [ft^2]
- d_d = Diámetro del digestor [ft]
- S = Superficie de transferencia efectiva $\left[\frac{ft^2}{ft} \right]$

$$N_s = \frac{14,69 [m^2]}{\pi \cdot 17,13 [m] \cdot \frac{1}{3,28} \left[\frac{m}{ft} \right] \cdot 0,622 \left[\frac{ft^2}{ft} \right]}$$

$$N_s = 1,44$$

Finalmente, el largo del serpentín se determina mediante la siguiente relación:

$$L_s = \pi \cdot d_d \cdot N_s \quad (43)$$

Donde

- L_s = Largo del serpentín [m]

$$L_s = \pi \cdot 17,13 [m] \cdot 1,44$$

$$L_s = 77,46 [m]$$

8.2.2. Filtro sólido – líquido

8.2.2.1. Área de filtrado

El parámetro característico del equipo es el área de filtrado, el cual se determina mediante la Ecuación 17 ya descrita:

$$t_f = \frac{\mu \cdot \alpha^* \cdot C}{2 \cdot \Delta P^{1-s}} \cdot \left(\frac{V_f}{A}\right)^2$$

La constante empírica α^* se relaciona directamente con la resistencia específica de la torta α , mediante la siguiente ecuación [67]:

$$\alpha = \alpha^* \cdot \Delta P^s \quad (44)$$

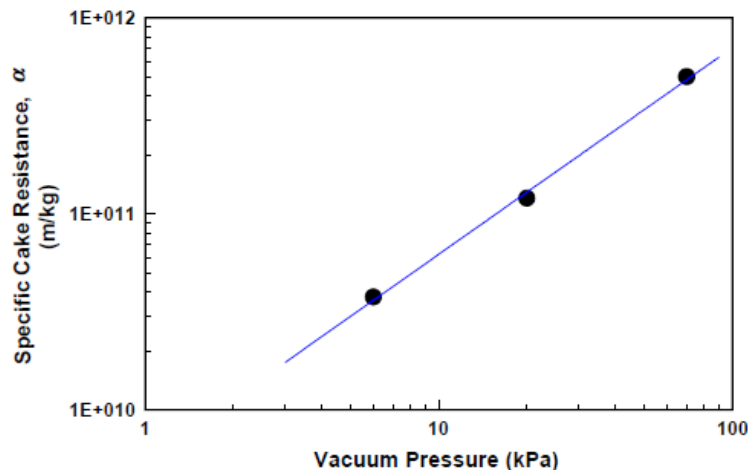
Reemplazando la Ecuación 44 en la 17 y reordenando, se obtiene una expresión para al área de filtrado:

$$A = \frac{\sqrt{\mu \cdot \alpha^* \cdot C \cdot V_f}}{\sqrt{t_f \cdot 2 \cdot \Delta P}} \quad (45)$$

Ahora solo se necesita determinar la resistencia específica de la torta, ya que las otras variables se pueden determinar a partir de los balances de masa ya realizados o son condiciones de operación que se impondrán.

La resistencia específica se determina empíricamente y depende de la presión del sistema y del tipo de materia que se esté filtrando. En particular, no se encontró el dato requerido para desechos pisqueros, por lo tanto se utilizará el dato correspondiente a lodos provenientes del tratamiento de aguas, que son usados para la generación de biogás. Se decidió usar este dato, ya que contiene una concentración de sólidos totales similar a la de los desechos pisqueros, y porque también corresponde a materia orgánica. El valor de α se obtuvo a partir del Gráfico 12.

Gráfico 12: Factor de compresibilidad en función de la presión. Fuente: Treatment and Disposal of wastewater sludges [51].



Según el Gráfico 12, para una presión de 100 [kPa], la resistencia específica tiene un valor de $6,75 \cdot 10^{11} \left[\frac{m}{kg} \right]$.

Por otro lado, el factor de compresibilidad S , se obtiene como la pendiente de la recta mostrada en el Gráfico 12. Este factor tiene valor entre 0 y 1, donde 0 corresponde a una torta incompresible y 1 a una altamente compresible. Como la pendiente de la recta da un valor de 1,1, se usará el valor máximo de 1 para los cálculos.

Las variables restantes de la Ecuación 45, corresponden al tiempo de formación de la torta t_f , que será de 3.600 [s]. El volumen de filtrado V_f , que no es más que el flujo de entrada al filtro (ver Tabla 32), durante el tiempo de formación de la torta, que tendrá un valor de 9,28 [m³]. La viscosidad del flujo se supuso igual a la viscosidad alcanzada a 35°C, la cual tiene un valor de 0,00072 [Pa · s]. Finalmente, la masa de torta por unidad de volumen filtrado, corresponde al cociente entre los sólidos totales y el flujo de entrada, en donde a partir de la Tabla 32 se puede obtener y tiene un valor de 39,03 $\left[\frac{kg}{m^3} \right]$.

A partir de los datos anteriores, se determinó el área de transferencia:

$$A = \frac{\sqrt{0,00072 \text{ [Pa} \cdot \text{s]} \cdot 6,75 \cdot 10^{11} \left[\frac{m}{kg} \right] \cdot 39,03 \left[\frac{kg}{m^3} \right]}}{\sqrt{3.600 \text{ [s]} \cdot 2 \cdot 100 \text{ [kPa]} \cdot 1000 \left[\frac{Pa}{kPa} \right]}} \cdot 9,28 \text{ [m}^3\text{]}$$

$$A = 47,7 \text{ [m}^2\text{]}$$

8.2.2.2. Acidez del agua obtenida

Para evaluar la opción de recircular la corriente de agua, o utilizarla para otro propósito, es necesario conocer si dicha corriente tiene las condiciones de pH para estos usos.

Para determinar el pH, es necesario conocer la concentración de protones (H^+) presente en el agua. Se tomó en cuenta el equilibrio existente entre el CH_4 , CO_2 , H_2S y H_2O , y la reacción química que ocurre en medio acuoso, tal y como se muestra a continuación:



Para dichos equilibrios en fase acuosa mostradas en las Ecuaciones 46 y 48 se utilizaron sus respectivas constantes, las cuales están determinadas de manera empírica en función de las condiciones de operación, tal y como se muestra en las siguientes ecuaciones [68]:

$$K_{CH_4} = \frac{306000}{P} + \frac{2,19}{T} + 3910 \cdot \frac{T}{P} - 14,5 \cdot X_{AG} - 121,6 \cdot R \quad (50)$$

$$K_{CO_2} = -\frac{3500}{P} + 0,12 \cdot T + 360 \cdot \frac{T}{P} + 8,3 \cdot X_{AG} - 5825 \cdot \frac{R}{P} \quad (51)$$

$$K_{H_2S} = 4,53 - \frac{1087}{T} + 110 \cdot \frac{T}{P} + 4,65 \cdot X_{AG} \quad (52)$$

Donde

$P =$ Presión de operación [*psia*]

$T =$ Temperatura de operación [$^{\circ}F$]

$X_{AG} =$ Fracción molar de CO_2 y H_2S en el gas

$R =$ Fracción molar, $\frac{H_2S}{X_{AG}}$

Las condiciones de operación dentro del digester son 14,6 [*psia*] y 98 $^{\circ}F$ correspondientes a la temperatura 36,5 $^{\circ}C$. De la Tabla 32 se puede obtener la fracción de H_2S y de CO_2 presentes en el biogás. Con los datos anteriores se obtiene que:

$$K_{CH_4} = 47.121,0$$

$$K_{CO_2} = 2.182,5$$

$$K_{H_2S} = 730,4$$

La constante de equilibrio está definida como el cociente entre la fracción molar del compuesto en la fase gas y del compuesto en la fase líquida, tal y como se muestra:

$$K_{CH_4} = \frac{X_{CH_4}^{gas}}{X_{CH_4}^{liq}} \quad \wedge \quad K_{CO_2} = \frac{X_{CO_2}^{gas}}{X_{CO_2}^{liq}} \quad \wedge \quad K_{H_2S} = \frac{X_{H_2S}^{gas}}{X_{H_2S}^{liq}} \quad (53)$$

Como la constante de equilibrio del metano es considerablemente más grande que las otras dos, se deduce que solo una pequeña fracción del metano se encuentra disuelta en el líquido, por lo tanto no se tomará en cuenta.

A modo de ejemplo, se realizará el cálculo para el CO_2 , ya que el procedimiento para el H_2S es análogo. La fracción de CO_2 presente en el gas se puede obtener de la Tabla 32, y con la constante de equilibrio, queda determinado la fracción CO_2 en el líquido.

$$X_{CO_2}^{liq} = \frac{X_{CO_2}^{gas}}{K_{CO_2}}$$

$$X_{CO_2}^{liq} = \frac{0,187}{2.182,5}$$

$$X_{CO_2}^{liq} = 8,58 \cdot 10^{-5}$$

A partir de la Tabla 32, se desprende que la composición de la corriente corresponde principalmente a agua, por lo que la fracción de CO_2 se puede aproximar como:

$$X_{H_2S}^{liq} = \frac{\dot{n}_{H_2S}}{\dot{n}_{liq}} \approx \frac{\dot{n}_{H_2S}}{\dot{n}_{H_2O}} \quad (54)$$

Donde

$X_{H_2S}^{liq}$ = Fracción de H_2S disuelta en el líquido

\dot{n}_{H_2S} = Moles de H_2S disueltos en el líquido [mol]

\dot{n}_{liq} = Moles totales de los compuestos disueltos en el líquido [mol]

\dot{n}_{H_2O} = Moles de H_2O disueltos en el líquido [mol]

De la Ecuación 54, se puede calcular la concentración de CO_2 disuelta en el líquido, utilizando el peso molecular y densidad del agua:

$$[CO_2] = \frac{\dot{n}_{H_2S} \cdot \rho_{H_2O}}{\dot{n}_{H_2O} \cdot PM_{H_2O}} = \frac{X_{H_2S}^{liq} \cdot \rho_{H_2O}}{PM_{H_2O}} \quad (55)$$

$$[CO_2] = \frac{8,58 \cdot 10^{-5} \left[\frac{mol H_2S}{mol H_2O} \right] \cdot 1 \left[\frac{kg}{L} \right]}{18 \left[\frac{g}{mol H_2O} \right] \cdot \frac{1}{1.000} \left[\frac{kg}{g} \right]}$$

$$[CO_2] = 4,77 \cdot 10^{-3} \left[\frac{mol}{L} \right]$$

Como el tiempo de residencia es de 20 días en el digestor, se asume que se alcanza el equilibrio para las Ecuaciones 47 y 49. Del supuesto anterior podemos escribir la ecuación de equilibrio para la reacción representada por la Ecuación 49, como:

$$K_a = \frac{[HCO_3^-] \cdot [H^+]}{[CO_2]} \quad (56)$$

Donde

K_a = Constante de acidez [M]

$[HCO_3^-]$ = Concentración molar del HCO_3^- [M]

$[H^+]$ = Concentración molar del H^+ [M]

$[CO_2]$ = Concentración molar del CO_2 [M]

Sabiendo que la constante de acidez para el equilibrio de la Ecuación 56 es $4,2 \cdot 10^{-7}$ [M] [40], y utilizando la razón estequiométrica, se puede determinar la concentración de protones disueltos en el líquido que aporta el CO_2 :

$$K_a = \frac{[H^+]^2}{[CO_2]}$$

$$[H^+] = \sqrt{K_a \cdot [CO_2]}$$

$$[H^+] = 4,47 \cdot 10^{-5} [M]$$

Para determinar la concentración de protones que aporta el H_2S , se realiza el mismo procedimiento, teniendo en cuenta que K_{H_2S} tiene un valor de 730,4 y K_a de $1,0 \cdot 10^{-7}$ [M].

De lo anterior, se obtiene que la concentración de protones que aporta por el H_2S disuelto, es de $5,10 \cdot 10^{-7}$ [M]. Por lo tanto, la concentración total de protones disueltos en el agua es de $5,52 \cdot 10^{-5}$ [M].

Finalmente, se puede calcular el pH de la corriente como:

$$pH = -\log[H^+]$$

$$pH = -\log(5,52 \cdot 10^{-5} [M])$$

$$pH = 4,34$$

Del resultado anterior, se desprende que la corriente líquida que se obtiene como subproducto de la digestión y que se recupera en el filtro sólido-líquido, es de carácter ácida, por lo que no es recomendable utilizarla para riego o recircularla en el proceso.

8.2.3. Tornillo sin fin

Como ya se explicó, la potencia total consumida por el equipo se expresa en función de la potencia requerida para mover el tornillo desocupado (HP_f) y para mover el material a transportar (HP_m). La potencia HP_f se obtiene a partir de la siguiente expresión [50]:

$$HP_f = \frac{L \cdot N \cdot F_a \cdot F_b}{1.000.000} \quad (57)$$

Donde

$L =$ Largo del equipo [ft]

$N =$ Velocidad angular del tonrillo [RPM]

$F_d =$ Factor de diámetro

$F_b =$ Factor de rodamiento

Primero se debe calcular cuál es la capacidad requerida por el equipo, que es equivalente al flujo de biomasa a procesar, ya calculado antes ($6.833 \left[\frac{\text{ton}}{\text{mes}} \right]$). Utilizando la densidad de la biomasa, la capacidad requerida se puede expresar como:

$$C_{req} = 6.833 \left[\frac{\text{ton}}{\text{mes}} \right] \cdot \frac{1[\text{día}] \cdot 1[\text{mes}]}{24[\text{h}] \cdot 30[\text{día}]} \cdot \frac{1}{1,10} \left[\frac{\text{m}^3}{\text{ton}} \right] \cdot \frac{1}{0,0283} \left[\frac{\text{ft}^3}{\text{m}^3} \right] = 304,8 \left[\frac{\text{ft}}{\text{h}} \right]$$

Una vez determinada la capacidad requerida, se necesita calcular la capacidad equivalente del equipo a través de la siguiente ecuación [50]:

$$C_{eq} = C_{req} \cdot CF_1 \cdot CF_2 \cdot CF_3 \quad (58)$$

Donde:

$C_{eq} =$ Capacidad equivalente del equipo $\left[\frac{\text{ft}}{\text{h}} \right]$

$C_{req} =$ Capacidad requerida por el quipo $\left[\frac{\text{ft}}{\text{h}} \right]$

$CF_1 =$ Factor especial de capacidad por el tipo de paso (pitch)

$CF_2 =$ Factor especial de capacidad por el tipo de cinta (hélice)

$CF_3 =$ Factor especial de capacidad por paletas mezcladoras

Los tres factores están tabulados y tiene valores fijos, tal y como se muestra en las Tablas 33, 34 y 35.

Tabla 33: Valores para el factor especial CF_1 . Fuente: *Conveyor, Engineering & Manufacturing* [50].

Pitch	Descripción	CF_1
Estándar	Paso = diámetro del tornillo	1,00
Corto	Paso = 0,67 diámetro del tornillo	1,50
Medio	Paso = 0,5 diámetro del tornillo	2,00
Largo	Paso = 1,5 diámetro del tornillo	0,67

Tabla 34: Valores para el factor especial CF_2 . Fuente: Conveyor, Engineering & Manufacturing [50].

Tipo de cinta	Porcentaje de carga en el tornillo		
	15%	30%	45%
Estándar	1,00	1,00	1,00
Cut	1,95	1,57	1,43
Cut & Folded	No recomendado	3,75	2,54
Ribbon	1,04	1,37	1,62

Tabla 35: Valores para el factor especial CF_3 . Fuente: Conveyor, Engineering & Manufacturing [50].

Factor	Numero de paletas por pitch				
	Ninguna	1	2	3	4
CF_3	1,00	1,06	1,16	1,24	1,32

En particular se utilizó un pitch y tipo de cinta estándar con un 45% de carga, como también que el tornillo no tuviera paletas mezcladoras. Estos valores en su conjunto, corresponden a un tornillo sin fin estándar, utilizado normalmente para transportar materiales de baja densidad y poco viscosos.

Por lo tanto, a partir de la selección de los coeficientes especiales, se obtiene que la capacidad requerida es igual a la capacidad equivalente:

$$C_{eq} = 304,8 \left[\frac{ft^3}{h} \right]$$

Una vez determinada la capacidad equivalente, se procede a calcular la velocidad angular del tornillo y el diámetro de la hélice. Para seleccionar ambas variables, se utiliza la Tabla 36 en donde se muestra la capacidad de un tornillo sin fin, en función del diámetro y materia prima.

Tabla 36: Capacidad del tornillo en función de las RPM y el diámetro. Fuente: Conveyor, Engineering & Manufacturing [50].

Diámetro de la hélice [in]	Máximas RPM recomendadas [RPM]	Capacidad a mínimas RPM $\left[\frac{ft^3}{h \cdot RPM} \right]$	Capacidad a máximas RPM $\left[\frac{ft^3}{h \cdot RPM} \right]$
6	165	2,23	368
9	155	8,2	1.270
12	145	19,4	2.820
14	140	31,2	4.370
16	130	46,7	6.060
18	120	67,6	8120
20	110	93,7	10.300
24	100	164	16.400
30	70	315	22.062
36	40	540	21.587

Para seleccionar el diámetro, la velocidad angular de 1 [RPM] para la capacidad equivalente calculada, debe ser levemente menor que la máxima velocidad de giro recomendada [50].

El diámetro de hélice, que cumple lo anterior, es el de 6 [in]. Por lo tanto, la velocidad de giro N se calcula como:

$$N = \frac{C_{eq}}{C_{min}} = \frac{304,8}{2,23}$$

$$N = 136,69 [RPM]$$

Con el diámetro y la velocidad angular determinada, solo falta calcular los factores F_d y F_b . Estos, al igual que los factores especiales, están tabulados y son fijos, tal y como se muestra en las Tablas 37 y 38.

Tabla 37: Valores de F_d para distintos diámetros. Fuente: Conveyor, Engineering & Manufacturing [50].

Diámetro [in]	F_d
6	18
9	31
10	37
12	55
14	78

Tabla 38: Valores para F_b para distintos tipos de rodamiento. Fuente: Conveyor, Engineering & Manufacturing [50].

Tipo de rodamiento		F_b
A	Ball	1,0
B	Bronze	1,7
C	Nylon	2,0
D	Hard Iron	4,4

Como el diámetro seleccionado es 6 [in], F_d tiene un valor de 18. Mientras que para F_b se ha seleccionado un rodamiento de tipo D, que es el de mayor valor, por lo que en el caso menos favorable, solo se estará sobredimensionando la potencia requerida por el equipo.

Finalmente, con los factores ya determinados y suponiendo un largo del tornillo de 20 [ft] (valor utilizado en proyectos simialres), se puede calcular HP_f :

$$HP_f = \frac{20 \cdot 136,69 \cdot 18 \cdot 4,4}{1.000.000}$$

$$HP_f = 0,22 [HP]$$

Por otro lado, HP_m se obtiene mediante [50]:

$$HP_m = \frac{C \cdot L \cdot \rho \cdot F_m \cdot F_f \cdot F_p}{1.000.000} \quad (59)$$

Donde

$C =$ Capacidad requerida $\left[\frac{ft^3}{h}\right]$

$L =$ Largo del equipo $[ft]$

$\rho =$ Densidad del material $\left[\frac{lb}{ft^3}\right]$

$F_m =$ Factor de tipo de material a transportar

$F_f =$ Factor de porcentaje de carga

$F_p =$ Factor de número de paletas

Al igual que los otros factores ya determinados, F_m , F_f y F_p están tabulados y son valores fijos. Para residuos de uvas, el valor de F_m corresponde a 1,4 [50]. Por otro lado, los valores de los factores restantes se muestran en las Tablas 39 y 40.

Tabla 39: Valores par el factor F_p . Fuente: Conveyor, Engineering & Manufacturing [50].

N° de paletas	Valor
0	1,0
1	1,29
2	1,58
3	1,87
4	2,16

Tabla 40: Valores para el factor F_f . Fuente: Conveyor, Engineering & Manufacturing [50].

Tipo de cinta	% de carga al tornillo		
	15%	30%	45%
Standard	1,00	1,00	1,00
Cut	1,10	1,15	1,20
Cut & Folded	-	1,50	1,70
Ribbon	1,05	1,14	1,20

Como no se usarán paletas en el tornillo, y el tipo de cinta es estándar con un porcentaje de carga del 45%, ambos factores tiene un valor de 1,0.

Con todos los datos determinados, y sabiendo que $6.833 \left[\frac{ton}{mes}\right]$ son $20.922,6 \left[\frac{lb}{h}\right]$ se puede calcular HP_m :

$$HP_m = \frac{20.922,6 \cdot 20,0 \cdot 1,4 \cdot 1,0 \cdot 1,0}{1.000.000}$$

$$HP_m = 0,70 [HP]$$

Para calcular el factor de sobrecarga, se hace uso del Gráfico 13.

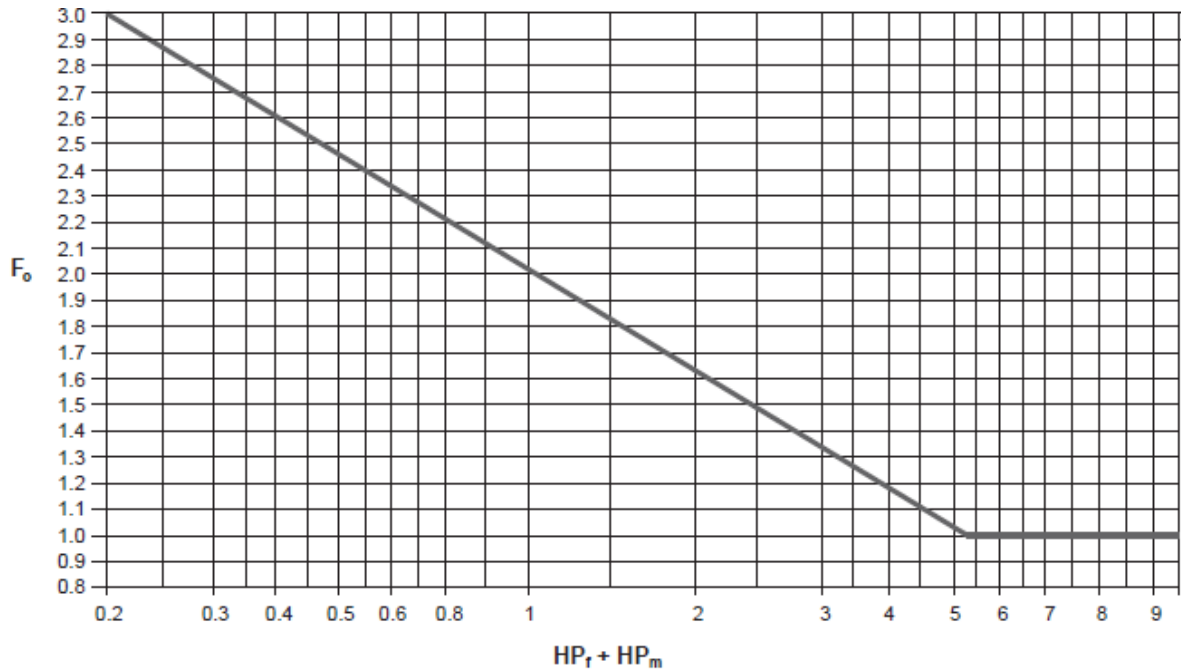


Gráfico 13: Curva del factor de sobrecarga F_0 . Fuente: *Conveyor, Engineering & Manufacturing* [50].

De lo calculado anteriormente, se sabe que $HP_f + HP_m$ es 0,92 [HP]. Por lo tanto, F_0 tiene un valor de 2,07.

Por otro lado, el factor de eficiencia de transmisión e tiene un valor entre 0,85 y 0,94 [50]. El valor de eficiencia seleccionado será de 0,85, para utilizar el caso más desfavorable.

Se puede calcular la potencia total consumida por el equipo, utilizando la Ecuación 16:

$$HP_{Total} = \frac{0,92 [HP] \cdot 2,07}{0,85}$$

$$HP_{Total} = 2,24 [HP]$$

8.2.4. Columna de Absorción

8.2.4.1. Cálculo de número de platos

Para el dimensionamiento de la columna, nuevamente, se tuvo que tener en cuenta el equilibrio existente entre el CH_4 , CO_2 , H_2S y H_2O , y la reacción química que ocurre en medio acuoso, tal y como se mostró en las Ecuaciones 46, 47, 48 y 49.

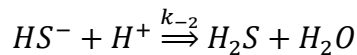
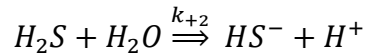
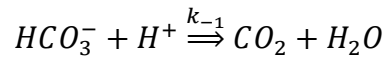
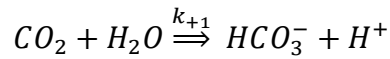
Las condiciones de operación de la columna son 29,2 [psia] y 98°C correspondiente a la temperatura 36,5°C. De la Tabla 32 se puede obtener la fracción de H_2S y de CO_2 presentes en el biogás. Con los datos anteriores se obtiene que:

$$K_{CH_4} = 23.559$$

$$K_{CO_2} = 1.098$$

$$K_{H_2S} = 362$$

Es necesario conocer las constantes cinéticas de las reacciones 47 y 49 para determinar cuál es el grado de incidencia del fenómeno de reacción química en la columna de absorción. Como son reacciones reversibles, se pueden expresar como:



Donde k_{+1} , k_{-1} tienen valores de $3,71 \cdot 10^{-2}$ y $2,67 \cdot 10^4$ [69] respectivamente, mientras que k_{+2} y k_{-2} tienen valores de $2,98 \cdot 10^7$ y $2,70 \cdot 10^{14}$ [70].

A partir de los valores de las constantes, se desprende que la formación de los iones HCO_3^- y HS^- es mucho más lenta que la formación CO_2 y H_2S en medio acuoso. Es a raíz de lo anterior y sumado que el tiempo de residencia en la columna es bajo, que se decidió no tomar en cuenta el fenómeno de reacción química. Ya que en el caso más pesimista solo se estará sobredimensionando la columna.

Para determinar el número de platos de la columna, se utilizó el método de grupo, el cual es un método aproximado de cálculo para relacionar las composiciones de las corrientes de entrada y salida de las cascadas con el número de etapas de equilibrio que se requieren [53]. Este método plantea una expresión empírica para determinar el número de platos, la cual se describió en la Ecuación 19:

$$N = \frac{\ln\left(\frac{A_e - 1 + \phi}{\phi \cdot A_e}\right)}{\ln(A_e)}$$

Donde el factor de absorción A_e ya se describió en la Ecuación 20:

$$A_e = \frac{L}{V \cdot K}$$

Por otro lado, se define como fracción de recuperación al término ϕ y se expresa mediante la siguiente ecuación:

$$\phi = \frac{A_e - 1}{A_e^{N+1} - 1} \quad (60)$$

Donde

$A_e =$ Factor de absorción

$N =$ Número de platos de la columna

Como el gas más dañino y que se quiere remover es el H_2S , y las ecuaciones están en función de la concentración de éste, es que los cálculos para el número de platos están en función de dicho gas. Por otro lado, se impondrá la fracción que se quiere remover de H_2S . Teniendo en cuenta que según los análisis del BMP realizados se obtuvo que la concentración de H_2S en el biogás es 100 [ppm] o menos, se supuso el caso más pesimista, 100 [ppm] de H_2S en el biogás. Por lo tanto, se diseñará la columna para extraer un 50% del H_2S , ya que a una concentración de 50 [ppm] o menos, se evita los problemas de corrosión.

Como todavía se desconoce el número de platos, no se puede usar la Ecuación 60 para determinar el factor de recuperación del CH_4 y del CO_2 a la salida de la columna, pero sí se puede calcular el factor de recuperación del H_2S a través de las condiciones impuestas anteriormente (remoción del 50% de éste) junto con los datos de las composiciones de la Tabla 32, tal y como se muestra a continuación:

$$\phi_{H_2S} = \frac{(1 - 50\%) \cdot F_{8H_2S}}{F_8}$$

$$\phi_{H_2S} = \frac{(1 - 50\%) \cdot 0,02 \left[\frac{kg}{h} \right]}{205,2 \left[\frac{kg}{h} \right]}$$

$$\phi_{H_2S} = 3,01 \cdot 10^{-5}$$

Como de A_{eH_2S} solo se conoce el término V (flujo de biogás que entra a la columna) y K_{H_2S} , es que se calculó A_{eH_2S} iterando para distintos flujos de agua. Para cada flujo se calculó el número de platos utilizando el resultado obtenido y ϕ_{H_2S} . Esta iteración se realizó hasta que la diferencia entre el número de platos calculado para cierto flujo de agua, fuera menor a uno con respecto a la iteración anterior.

De lo anterior se obtuvo que el factor de absorción A_{eH_2S} es de 2,3, el número de platos para la columna es de 12, y el flujo de agua requerido para la absorción es de 144 $\left[\frac{m^3}{h} \right]$. Con estos resultados, se puede proceder a calcular los factores de absorción y fracciones de recuperación para el CO_2 y CH_4 utilizando las Ecuaciones 20 y 60:

$$A_{eCO_2} = 0,76 \quad \wedge \quad \phi_{CO_2} = 0,25$$

$$A_{eCH_4} = 0,035 \quad \wedge \quad \phi_{CH_4} = 0,96$$

Con las fracciones de recuperación, se puede calcular cual será la composición del biogás a la salida de la columna de absorción mediante el siguiente balance:

$$F_{9CH_4} = F_{8CH_4} \cdot \phi_{CH_4}$$

$$F_{9CH_4} = 205,7 \left[\frac{kg}{h} \right] \cdot 0,54 \cdot 0,96$$

$$F_{9CH_4} = 107,5 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

El procedimiento es análogo para los otros gases, excepto para el NH_3 y H_2O que son inertes. Por lo tanto, los flujos que se obtienen son $19,6 \left[\frac{kg}{h} \right]$, $6,0 \left[\frac{kg}{h} \right]$, $5,9 \cdot 10^{-7} \left[\frac{kg}{h} \right]$ y $8,6 \left[\frac{kg}{h} \right]$ para el CO_2 , NH_3 , H_2S y H_2O respectivamente.

8.2.4.2. Cálculo del diámetro de la torre

El diámetro de la columna se puede determinar utilizando la Ecuación 21:

$$D_m = \left(\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot C' \cdot \sqrt{\left(\frac{\rho_l}{\rho_v} \right) - 1}} \right)^{\frac{1}{2}}$$

La constante de separación entre platos (C'), está tabulada y tiene los siguientes valores:

Tabla 41: Valores para la constante de separación entre platos. Fuente: Institut Francais du Pétrole [54].

Separación entre platos	C'
30 cm	0,0229
45 cm	0,0427
60 cm	0,0537

De la tabla anterior, se escogió una separación de 30 [cm] entre platos, ya que es la separación recomendada para los flujos a utilizar durante el proceso. Con esto se calculó el diámetro de la columna, sabiendo que la densidad del biogás y del agua tienen valores de $1,06 \left[\frac{kg}{m^3} \right]$ y $1.000 \left[\frac{kg}{m^3} \right]$ respectivamente.

$$D_m = \left(\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot C' \cdot \sqrt{\left(\frac{\rho_l}{\rho_v}\right) - 1}} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$D_m = \left(\frac{4 \cdot 310,4 \left[\frac{m^3}{h}\right] \cdot \frac{1}{3.600} \left[\frac{h}{s}\right]}{\pi \cdot 0,0229 \cdot \sqrt{\left(\frac{1.000}{1,06}\right) - 1}} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$D_m = 0,4 [m]$$

Como el diámetro obtenido es menor que el recomendado por el manual de diseño para el número de platos calculado, es que se decidió utilizar el menor diámetro recomendado, el cual corresponde a 1,5 [m].

8.2.4.3. Cálculo de la altura de la torre

Para la altura de la torre se utilizó una heurística que se usa como aproximación general en el diseño de columnas [54]:

- La distancia entre la cabeza de la columna y el último plato debe ser de 1 metro aproximadamente.
- La distancia entre el fondo de la columna y el primer plato debe ser de 2-3 metros aproximadamente.
- El espacio vertical ocupado por los platos corresponde al número de platos, por la distancia que hay entre éstos.

Como la distancia entre platos corresponde a 30 [cm] y el número de éstos es 12, la altura ocupada entre platos es 3,6 [m]. A esto hay que sumarle 1 [m] correspondiente a la distancia superior y 2 [m] de distancia inferior, por lo que la altura total de la torre será de 6,6 [m].

8.2.5. Columna de Desorción

Como se explicó antes, el procedimiento para dimensionar esta columna es análogo a la de absorción, solo que en este caso, se itera para distintos flujos de aire en vez de agua, y el coeficiente de absorción ahora se llama de desorción (S_e) y corresponde al inverso de A_e .

Como resultado de los cálculos, se tiene que el número de platos de la torre es de 11, el flujo de aire requerido es de $3.537 \left[\frac{m^3}{h}\right]$, el diámetro de la columna es de 1,5 [m] y la altura es de 6,3 [m].

Por otro lado, se determinó la composición del flujo de aire que sale de la columna, mediante las fracciones de recuperación, tal y como se hizo con la columna de absorción y que se mostraron en la Tabla 32.

8.2.6. Chiller

Para el intercambio de calor, se decidió utilizar agua como fluido frío. La condensación del agua presente en el biogás, se logra llevando la temperatura del biogás hasta 6°C, ya que a esta temperatura se produce prácticamente la condensación total del agua [40]. Se supuso que el agua entra a 4°C al chiller y sale a 10°C, mientras que el biogás entra a 20°C y sale a 4°C. Para lograr esta temperatura de entrada del agua, se supuso que tiene que ser enfriada previamente mediante un equipo de refrigeración. Este equipo no fue tomado en cuenta como parte del diseño de la planta, por lo cual no fue diseñado.

Para calcular el flujo de calor que es necesario, se realiza el balance de energía mostrado en la Ecuación 23. Como el biogás es una mezcla de gases, se desconoce su calor específico (c_p), por lo que es necesario calcularlo.

El calor específico se determinó utilizando la siguiente la ecuación empírica que muestra a continuación [71].

$$\frac{c_p}{R} = a_0 + a_1 \cdot T + a_2 \cdot T^2 + a_3 \cdot T^3 + a_4 \cdot T^4 \quad (61)$$

Donde

$$c_p = \text{Calor específico} \left[\frac{J}{mol \cdot K} \right]$$

$$R = \text{Constante de gases ideales} \left[\frac{J}{mol \cdot K} \right]$$

$$T = \text{Temperatura} [K]$$

Los coeficientes a_0 , a_1 , a_2 , a_3 y a_4 son determinados empíricamente, y son los que se muestran en la Tabla 42.

Tabla 42: Coeficientes para la determinación del calor específico. Fuente: *The Properties of gases and liquids* [71].

Compuesto	a_0	a_1	a_2	a_3	a_4
CH_4	4,568	$-8,98 \cdot 10^{-3}$	$3,63 \cdot 10^{-5}$	$-3,41 \cdot 10^{-8}$	$1,09 \cdot 10^{-11}$
CO_2	3,259	$1,36 \cdot 10^{-3}$	$1,50 \cdot 10^{-5}$	$-2,37 \cdot 10^{-8}$	$1,06 \cdot 10^{-11}$
NH_3	4,238	$-4,25 \cdot 10^{-3}$	$2,04 \cdot 10^{-5}$	$-2,13 \cdot 10^{-8}$	$7,61 \cdot 10^{-11}$
H_2S	4,266	$-3,44 \cdot 10^{-3}$	$1,32 \cdot 10^{-5}$	$-1,33 \cdot 10^{-8}$	$4,88 \cdot 10^{-11}$
H_2O	4,395	$-4,19 \cdot 10^{-3}$	$1,41 \cdot 10^{-5}$	$-1,56 \cdot 10^{-8}$	$6,32 \cdot 10^{-11}$

Como el valor del calor específico es una función de la temperatura, se resolvió el balance de energía para cada gas, integrando dicha función y con esto determinar el flujo de calor total que es necesario retirar. El balance de energía para los gases se expresa como:

$$\dot{Q} = \dot{m} \cdot \int_{T_i}^{T_f} c_p \cdot dT \quad (62)$$

Integrando se obtiene:

$$\dot{Q} = \dot{m} \cdot R \left[a_0 \cdot (T_f - T_i) + a_1 \left(\frac{T_f^2}{2} - \frac{T_i^2}{2} \right) + a_2 \left(\frac{T_f^3}{3} - \frac{T_i^3}{3} \right) + a_3 \left(\frac{T_f^4}{4} - \frac{T_i^4}{4} \right) + a_4 \left(\frac{T_f^5}{5} - \frac{T_i^5}{5} \right) \right] \quad (63)$$

En el caso del agua, hay que considerar el cambio de estado a causa de la condensación, por lo que el flujo de calor se expresa con el siguiente balance:

$$\dot{Q} = \dot{m} \cdot \int_{T_i}^{T_f} c_p \cdot dT + \dot{m} \cdot \lambda \quad (64)$$

A modo de ejemplo, se resolverá el cálculo para el CH_4 , ya que el procedimiento para los demás gases es análogo.

$$\dot{Q}_{CH_4} = 107,5 \left[\frac{kg}{h} \right] \cdot 8,314 \left[\frac{kJ}{kmol \cdot K} \right] \left[4,568 \cdot (293,15 - 279,15) + -8,98 \cdot 10^{-3} \left(\frac{293,15^2}{2} - \frac{279,15^2}{2} \right) + 3,63 \cdot 10^{-5} \left(\frac{293,15^3}{3} - \frac{279,15^3}{3} \right) + -3,41 \cdot 10^{-8} \left(\frac{293,15^4}{4} - \frac{279,15^4}{4} \right) + 1,09 \cdot 10^{-11} \left(\frac{293,15^5}{5} - \frac{279,15^5}{5} \right) \right] [K]$$

$$\dot{Q}_{CH_4} = 3.321 \left[\frac{kJ}{h} \right]$$

Para los otros gases se repite el procedimiento. Los resultados se muestran en la Tabla 43.

Tabla 43: Flujos de calor en el chiller. Fuente: Elaboración propia.

Compuesto	Flujo de Calor $\left[\frac{kJ}{h} \right]$	Flujo de Calor [kW]
CH_4	3.321	0,92
CO_2	227	0,06
NH_3	194	0,05
H_2S	0	0,00
H_2O	251	0,07
Total	3.993	1,11

Con lo anterior, se puede determinar el flujo de agua requerido (\dot{m}_{H_2O}) para llevar el biogás a la temperatura deseada, sabiendo que:

$$\dot{Q}_{abs} = -\dot{Q}_{cedido}$$

$$\dot{m}_{H_2O} = \frac{Q_{ced}}{c_{pH_2O} \cdot (T_f - T_i)}$$

$$\dot{m}_{H_2O} = \frac{1,11 [kW]}{4,19 \left[\frac{kJ}{kg \cdot K} \right] \cdot (283,15 - 277,15) [K]}$$

$$\dot{m}_{H_2O} = 0,16 \left[\frac{m^3}{h} \right]$$

Para determinar el área de intercambio del chiller, se utiliza la Ecuación 15:

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

El coeficiente de transferencia global (U), se calcula de la misma manera que la mostrada en el serpentín, es decir, utilizando el Re , Pr y Nu . Una vez desarrollado los cálculos, se obtiene que el valor del coeficiente es igual a $82,1 \left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right]$.

Ahora se calcula la temperatura media logarítmica:

$$\Delta T_1 = 293,15 - 283,15 [K] = 5 [K]$$

$$\Delta T_2 = 279,15 - 277,15 [K] = 2 [K]$$

$$\Delta T_{ln} = \frac{5 - 2}{\ln\left(\frac{5}{2}\right)}$$

$$\Delta T_{ln} = 4,97 [K]$$

Finalmente, se obtiene el área de transferencia:

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

$$A = \frac{1.110 [W]}{82,1 \left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right] \cdot 4,97 [K]}$$

$$A = 2,72 [m^2]$$

8.2.7. Molino de martillo

Como ya se explicó antes, no se realizó ningún dimensionamiento para este equipo, sino que a partir de catálogos de distintas empresas que venden molinos de martillos, se seleccionó uno que cumpliera con los requerimientos del proceso. A partir de esta selección y con las especificaciones técnicas del equipos, se procedió a estimar teóricamente el costo tal y como se hizo con los otros equipos.

8.3. Estimación del CAPEX

El detalle de los costos de inversión se muestra en la Tabla 44.

Tabla 44: Capex detallado del proyecto. Fuente: Elaboración propia.

Ítem	Descripción	Unidad	Costo por unidad [USD]	Cantidad a utilizar	Costo total [USD]
Contrato de suministro de equipos					
1	Serpentín	<i>m</i> ²	13	77	1.017
2	Agitador	<i>HP</i>	1.006	80	80.780
3	Gasómetro	<i>gl</i>	84.318	1	84.318
5	Molino de martillo	<i>ton/h</i>	650	9,5	6.172
6	Tornillo sin fin	<i>ft</i>	250	20	5.001
7	Columna de absorción	N° de platos	20.098	1	20.098
8	Columna de desorción	N° de platos	34.189	1	34.189
9	Filtro sólido-líquido	<i>ft</i> ²	47,73	512,85	24.481
10	Chiller	<i>ft</i> ²	136	29,25	3.990
11	Antorcha	<i>gl</i>	31.650	1	31.650
12	Motor de Cogeneración	<i>MW</i>	1.000.000	0,64	643.126
13	Imprevistos	%	70.363	1,00	70.363
TOTAL					1.005.184
Contrato montajista					
1	Construcción de Biodigestor				225.947
1.1	<i>Hormigón (Biodigestor)</i>	<i>m</i> ³	244	484	118.019
1.2	<i>Hormigón (Fundación)</i>	<i>m</i> ³	244	144	35.041
1.3	<i>Fierro (Biodigestor)</i>	<i>kg</i>	1,34	50.264	67.242
1.4	<i>Excavaciones (Fundación)</i>	<i>m</i> ³	8	144	1.151
1.5	<i>Aislante (poliestireno)</i>	<i>m</i> ²	4	1.153	4.494
2	Edificación	%	246.226	1	246.226
3	Montaje de Equipos	%	251.296	1	251.296
4	Instalaciones eléctricas				271.518
4.1	<i>Switchgear</i>	<i>gl</i>	100.000	1	100.000
4.2	<i>Transformador de 23k</i>	<i>MW</i>	50.000	0,64	50.000
4.3	<i>Línea de Transmisión</i>	<i>km</i>	60.000	0,35	21.000
4.4	<i>Instalaciones eléctricas menores</i>	%	100.518	1	100.518
5	Piping e instrumentación				430.896
5.1	Instrumentación	%	184.670	1	184.670
5.2	Piping (c/instalación)	%	246.226	1	246.226
6	Gastos generales	%	285.177	1	285.177
7	Utilidades	%	122.219	1	122.219
8	Imprevistos	%	203.698	1	203.698
TOTAL					1.539.455

Contrato de desarrollo					
1	Ingeniería y supervisión	%	246.226	1	246.226
2	Permisos, asesoría legal, comercial y otros	gl	20.301	1	20.301
3	Estudios medioambientales	gl	40.602	1	40.602
4	Gastos de administración	gl	121.806	1	121.806
5	Imprevistos	%	27.379	1	27.379
TOTAL					456.314
COSTO TOTAL INVERSIÓN					3.000.953

A continuación, se detalla la explicación acerca de cómo se estimaron los costos mostrados en la Tabla 44.

8.3.1. Contrato de suministro de equipos

Corresponde a los costos asociados a la compra de equipos principales. Algunos de los equipos y materiales de la Tabla 44 se obtuvieron mediante cotizaciones, mientras que otros se obtuvieron mediante estimaciones teóricas.

8.3.1.1. Equipos estimados teóricamente

Para la estimación teórica de los equipos se utilizaron las dimensiones de éstos, las cuales fueron presentadas en la Tabla 14. Los equipos estimados fueron; agitador, molino de martillo, tornillo sin fin, columna de absorción, columna de desorción, filtro sólido – líquido y chiller.

A modo de ejemplo, se realiza el cálculo para la estimación de un solo equipo:

a) Filtro sólido – líquido

Como se explicó anteriormente, para la estimación teórica se utilizó el libro *Chemical Process Equipment: Selection and Design* [57], donde cada equipo se determina mediante una ecuación que depende de sus parámetros característicos. Para el caso del filtro, la expresión es la siguiente:

$$C = \frac{560}{A^{0,45}} \quad (65)$$

Donde

$$C = \text{Costo del equipo en } \left[\frac{USD}{ft^2} \right]$$

$$A = \text{Área de filtrado } [ft^2]$$

Del dimensionamiento del filtro, se sabe que el área de filtrado es de 47,7 [m²], lo que equivale a 512,9 [ft²].

$$C = \frac{560}{512,9^{0,45}}$$

$$C = 33,78 \left[\frac{USD}{ft^2} \right]$$

$$C_{total} = 33,78 \left[\frac{USD}{ft^2} \right] \cdot 512,9 [ft^2]$$

$$C_{total} = 17.325 [USD]$$

Como los costos de los equipos obtenidos teóricamente corresponden a precios del año 2003, fue necesario actualizar estos precios al año 2014, para que la evaluación económica sea lo más realista posible. Para ello, se utilizaron los índices CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Index*) [60], tal y como se muestra a continuación:

$$C_A = C_P \cdot \frac{I_A}{I_P} \quad (66)$$

Donde

C_A = Costo de equipo en la fecha actual [USD]

C_P = Costo de equipo en la fecha pasada [USD]

I_A = Índice CEPCI en la fecha actual

I_P = Índice CEPCI en la fecha pasada

Considerando que los índices para el año 2003 y 2014 son 401,7 y 567,6 respectivamente, se puede calcular el costo del equipo a la fecha actual:

$$C_{2014} = 17.325 [USD] \cdot \frac{567,6}{401,7}$$

$$C_{2014} = 24.481 [USD]$$

Por lo tanto, el costo final del equipo es de 24.481 [USD], tal y como se incluye en la Tabla 45.

Para el resto de los equipos se utilizó el mismo procedimiento, utilizando la relación de costo asociada a cada equipo y a su parámetro característico.

8.3.1.2. Equipos cotizados y materiales cotizados

Las cotizaciones de los equipos y materiales se realizaron en distintas empresas de Chile y el extranjero (para el caso del motor de combustión interna, por ejemplo). Las empresas en las cuales se realizaron cotizaciones son las siguientes:

Equipo/material	Empresa	Observación
Antorcha	AS&D Consultores	Antorcha de biogás para $600 \left[\frac{m^3}{h} \right]$
Gasómetro	AS&D Consultores	Gasómetro de doble membrana de PVDF
Poliestireno	SODIMAC	Plancha de $2 \times 1 \times 0,5 [m]$
Tubería de acero (serpentín)	Acermet	Tubería de $2''$ y $2 [mm]$ de espesor
Motor de combustión interna	Nova Energía	Motor de cogeneración para biogás

Para el caso de la antorcha, gasómetro y motor de combustión interna, se realizaron varias cotizaciones para el mismo equipo (considerando diferentes dimensiones), esto con la finalidad de poder parametrizar el costo de estos equipos en el modelo. Si bien el costo de los equipos no varía linealmente, para efectos de la estimación de costos se supuso una dependencia lineal.

8.3.2. Contrato de montajista

Corresponde a los gastos asociados a la construcción de la planta, y al montaje de los equipos principales y auxiliares.

Para estimar el costo de la construcción del digestor, se calculó el precio de cada uno de sus componentes. El volumen de hormigón requerido para el biodigestor (manto, base y tapa) se obtuvo a partir del dimensionamiento de éste, como se señala a continuación:

$$V_{manto} = \pi \cdot d_b \cdot H \cdot e \quad (67)$$

$$V_{tapa} = V_{base} = \pi \cdot \frac{d_b^2}{4} \cdot e \quad (68)$$

Donde

$d_b =$ Diámetro del biodigestor [m]

$H =$ Altura del biodigestor [m]

$e =$ Espesor del manto [m]

A partir de esto, el volumen de hormigón requerido será de:

$$V_{hormigón} = V_{manto} + V_{tapa} + V_{base}$$

$$V_{hormigón} = 346,03[m^3] + 69,21[m^3] + 69,21[m^3]$$

$$V_{hormigón} = \mathbf{484,46 [m^3]}$$

Por recomendación de Besalco, para las fundaciones se supuso que éstas tendrán un metro más que el radio del biodigestor y $0,5 [m]$ de altura.

$$V_{fundaciones} = \pi \cdot (d_b + 2)^2 \cdot 0,5$$

$$V_{fundaciones} = 143,84 [m^3]$$

Como el hormigón que se utiliza para las construcciones tiene barras de fierro en su interior, hubo que estimar el costo de ellas. El hormigón estructural tiene aproximadamente 80 [kg] de fierro por cada metro cúbico de hormigón, por lo tanto la masa de fierro a utilizar es:

$$m_{fierro} = (V_{hormigón} + V_{fundaciones}) \cdot 80$$

$$m_{fierro} = 50.264 [kg]$$

En relación a los precios de los componentes del biodigestor, tanto el precio del hormigón como el del fierro, fueron facilitados por la empresa, mientras que el precio de las excavaciones, se obtuvo de otros proyectos de biogás en Chile, y el aislante de poliestireno fue cotizado en Sodimac.

Para estimar los costos de edificación, montaje de equipos, piping e instrumentación, gastos generales, utilidades e imprevistos, se utilizaron porcentajes de los costos de los equipos principales para la estimación de la inversión. Estos porcentajes fueron revisados y discutidos con la empresa.

Finalmente, los costos de las instalaciones eléctricas también fueron facilitados por la empresa, ya que ésta posee el precio de los distintos componentes eléctricos.

8.3.3. Contrato de desarrollo

Corresponde a los gastos asociados a los servicios ingenieriles y requerimientos legales necesarios para desarrollar el proyecto. Estos gastos fueron facilitados por la empresa, excepto el de ingeniería y supervisión, en el cual se utilizó un porcentaje de los equipos principales. Este porcentaje fue revisado y discutido con la empresa.

8.4. Detalle de flujo de caja

A continuación se muestra en detalle el flujo de caja del proyecto, bajo ambos escenarios (spot y contrato).

8.4.1. Flujo de caja para escenario de mercado spot

	Años										
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
(+) Ingresos por venta de energía		\$ 419.283	\$ 419.283	\$ 419.283	\$ 419.283	\$ 419.283	\$ 419.283	\$ 419.283	\$ 419.283	\$ 419.283	\$ 419.283
(+) Ingresos por ERNC		\$ 20.335	\$ 20.335	\$ 20.335	\$ 20.335	\$ 20.335	\$ 20.335	\$ 20.335	\$ 20.335	\$ 20.335	\$ 20.335
(+) Ingresos por potencia firme		\$ 42.446	\$ 42.446	\$ 42.446	\$ 42.446	\$ 42.446	\$ 42.446	\$ 42.446	\$ 42.446	\$ 42.446	\$ 42.446
(-) Costos fijos		\$ 319.461	\$ 319.461	\$ 319.461	\$ 319.461	\$ 319.461	\$ 319.461	\$ 319.461	\$ 319.461	\$ 319.461	\$ 319.461
(-) Costos variables		\$ 347.413	\$ 347.413	\$ 347.413	\$ 347.413	\$ 347.413	\$ 347.413	\$ 347.413	\$ 347.413	\$ 347.413	\$ 347.413
(-) Depreciaciones legales		\$ 441.423	\$ 441.423	\$ 441.423	\$ 136.542	\$ 136.542	\$ 18.940	\$ 18.940	\$ 18.940	\$ 18.940	\$ 18.940
(-) Pérdidas del ejercicio anterior		\$ 0	\$ 626.232	\$ 0	\$ 626.232	\$ 0	\$ 321.351	\$ 0	\$ 203.750	\$ 0	\$ 203.750
Utilidades antes de impuesto		\$ 626.232	\$ 0	\$ 626.232	\$ 304.881	\$ 321.351	\$ 117.601	\$ 203.750	\$ 0	\$ 203.750	\$ 0
(-) Impuesto de Primera Categoría		\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 60.976	\$ 0	\$ 23.520	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
Utilidades después de impuesto		\$ 626.232	\$ 0	\$ 626.232	\$ 243.905	\$ 321.351	\$ 94.081	\$ 203.750	\$ 0	\$ 203.750	\$ 0
(+/-) Ganancias o pérdidas de capital											
(+) Depreciaciones legales		\$ 441.423	\$ 441.423	\$ 441.423	\$ 136.542	\$ 136.542	\$ 18.940	\$ 18.940	\$ 18.940	\$ 18.940	\$ 18.940
(+) Pérdidas del ejercicios anteriores		\$ 0	\$ 626.232	\$ 0	\$ 626.232	\$ 0	\$ 321.351	\$ 0	\$ 203.750	\$ 0	\$ 203.750
Flujo de caja Operacional		\$ 184.809	\$ 184.809	\$ 184.809	\$ 245.785	\$ 184.809	\$ 208.329	\$ 184.809	\$ 184.809	\$ 184.809	\$ 184.809
(-) Inversión	\$ 3.000.953	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
(-) IVA de la Inversión	\$ 570.181										
(+) Recuperación del IVA		\$ 570.181									
Flujo de Caja	\$ 3.571.134	\$ 385.372	\$ 184.809	\$ 184.809	\$ 245.785	\$ 184.809	\$ 208.329	\$ 184.809	\$ 184.809	\$ 184.809	\$ 184.809

	Años									
	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
(+) Ingresos por venta de energía	\$ 419.283	\$ 419.283	\$ 419.283	\$ 419.283	\$ 419.283	\$ 419.283	\$ 419.283	\$ 419.283	\$ 419.283	\$ 419.283
(+) Ingresos por ERNC	\$ 20.335	\$ 20.335	\$ 20.335	\$ 20.335	\$ 20.335	\$ 20.335	\$ 20.335	\$ 20.335	\$ 20.335	\$ 20.335
(+) Ingresos por potencia firme	\$ 42.446	\$ 42.446	\$ 42.446	\$ 42.446	\$ 42.446	\$ 42.446	\$ 42.446	\$ 42.446	\$ 42.446	\$ 42.446
(-) Costos fijos	\$ 319.461	\$ 319.461	\$ 319.461	\$ 319.461	\$ 319.461	\$ 319.461	\$ 319.461	\$ 319.461	\$ 319.461	\$ 319.461
(-) Costos variables	\$ 347.413	\$ 347.413	\$ 347.413	\$ 347.413	\$ 347.413	\$ 347.413	\$ 347.413	\$ 347.413	\$ 347.413	\$ 347.413
(-) Depreciaciones legales	\$ 18.940	\$ 18.940	\$ 18.940	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
(-) Pérdidas del ejercicio anterior	\$ 0	\$ 203.750	\$ 0	\$ 203.750	\$ 0	\$ 184.809	\$ 0	\$ 184.809	\$ 0	\$ 184.809
Utilidades antes de impuesto	\$ 203.750	\$ 0	\$ 203.750	\$ 18.940	\$ 184.809	\$ 0	\$ 184.809	\$ 0	\$ 184.809	\$ 0
(-) Impuesto de Primera Categoría	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 3.788	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
Utilidades después de impuesto	\$ 203.750	\$ 0	\$ 203.750	\$ 15.152	\$ 184.809	\$ 0	\$ 184.809	\$ 0	\$ 184.809	\$ 0
(+/-) Ganancias o pérdidas de capital										\$ 149.257
(+) Depreciaciones legales	\$ 18.940	\$ 18.940	\$ 18.940	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
(+) Pérdidas del ejercicios anteriores	\$ 0	\$ 203.750	\$ 0	\$ 203.750	\$ 0	\$ 184.809	\$ 0	\$ 184.809	\$ 0	\$ 184.809
Flujo de caja Operacional	\$ 184.809	\$ 184.809	\$ 184.809	\$ 188.597	\$ 184.809	\$ 184.809	\$ 184.809	\$ 184.809	\$ 184.809	\$ 35.552
(-) Inversión	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
(-) IVA de la Inversión										
(+) Recuperación del IVA										
Flujo de Caja	\$ 184.809	\$ 184.809	\$ 184.809	\$ 188.597	\$ 184.809	\$ 184.809	\$ 184.809	\$ 184.809	\$ 184.809	\$ 35.552
TIR	-									
VAN [USD]	-\$ 4.886.579									

8.4.2. Flujo de caja para escenario de contrato de compra y venta de energía

	Años										
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
(+) Ingresos por venta de energía		\$ 338.825	\$ 338.825	\$ 338.825	\$ 338.825	\$ 338.825	\$ 338.825	\$ 338.825	\$ 338.825	\$ 338.825	\$ 338.825
(+) Ingresos por ERNC		\$ 20.335	\$ 20.335	\$ 20.335	\$ 20.335	\$ 20.335	\$ 20.335	\$ 20.335	\$ 20.335	\$ 20.335	\$ 20.335
(+) Ingresos por potencia firme		\$ 25.535	\$ 25.535	\$ 25.535	\$ 25.535	\$ 25.535	\$ 25.535	\$ 25.535	\$ 25.535	\$ 25.535	\$ 25.535
(-) Costos fijos		\$ 310.108	\$ 310.108	\$ 310.108	\$ 310.108	\$ 310.108	\$ 310.108	\$ 310.108	\$ 310.108	\$ 310.108	\$ 310.108
(-) Costos variables		\$ 347.363	\$ 347.363	\$ 347.363	\$ 347.363	\$ 347.363	\$ 347.363	\$ 347.363	\$ 347.363	\$ 347.363	\$ 347.363
(-) Depreciaciones legales		\$ 304.264	\$ 304.264	\$ 304.264	\$ 96.763	\$ 96.763	\$ 12.439	\$ 12.439	\$ 12.439	\$ 12.439	\$ 12.439
(-) Pérdidas del ejercicio anterior		\$ 0	\$ 577.040	\$ 0	\$ 577.040	\$ 0	\$ 369.539	\$ 0	\$ 285.215	\$ 0	\$ 285.215
Utilidades antes de impuesto		\$ 577.040	\$ 0	\$ 577.040	\$ 207.502	\$ 369.539	\$ 84.324	\$ 285.215	\$ 0	\$ 285.215	\$ 0
(-) Impuesto de Primera Categoría		\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 41.500	\$ 0	\$ 16.865	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
Utilidades después de impuesto		\$ 577.040	\$ 0	\$ 577.040	\$ 166.001	\$ 369.539	\$ 67.459	\$ 285.215	\$ 0	\$ 285.215	\$ 0
(+/-) Ganancias o pérdidas de capital											
(+) Depreciaciones legales		\$ 304.264	\$ 304.264	\$ 304.264	\$ 96.763	\$ 96.763	\$ 12.439	\$ 12.439	\$ 12.439	\$ 12.439	\$ 12.439
(+) Pérdidas del ejercicios anteriores		\$ 0	\$ 577.040	\$ 0	\$ 577.040	\$ 0	\$ 369.539	\$ 0	\$ 285.215	\$ 0	\$ 285.215
Flujo de caja Operacional		\$ 272.776	\$ 272.776	\$ 272.776	\$ 314.276	\$ 272.776	\$ 289.641	\$ 272.776	\$ 272.776	\$ 272.776	\$ 272.776
(-) Inversión	\$ 2.123.898	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
(-) IVA de la Inversión	\$ 403.541										
(+) Recuperación del IVA		\$ 403.541									
Flujo de Caja	\$ 2.527.439	\$ 130.765	\$ 272.776	\$ 272.776	\$ 314.276	\$ 272.776	\$ 289.641	\$ 272.776	\$ 272.776	\$ 272.776	\$ 272.776

	Años									
	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
(+) Ingresos por venta de energía	\$ 338.825	\$ 338.825	\$ 338.825	\$ 338.825	\$ 338.825	\$ 338.825	\$ 338.825	\$ 338.825	\$ 338.825	\$ 338.825
(+) Ingresos por ERNC	\$ 20.335	\$ 20.335	\$ 20.335	\$ 20.335	\$ 20.335	\$ 20.335	\$ 20.335	\$ 20.335	\$ 20.335	\$ 20.335
(+) Ingresos por potencia firme	\$ 25.535	\$ 25.535	\$ 25.535	\$ 25.535	\$ 25.535	\$ 25.535	\$ 25.535	\$ 25.535	\$ 25.535	\$ 25.535
(-) Costos fijos	\$ 310.108	\$ 310.108	\$ 310.108	\$ 310.108	\$ 310.108	\$ 310.108	\$ 310.108	\$ 310.108	\$ 310.108	\$ 310.108
(-) Costos variables	\$ 347.363	\$ 347.363	\$ 347.363	\$ 347.363	\$ 347.363	\$ 347.363	\$ 347.363	\$ 347.363	\$ 347.363	\$ 347.363
(-) Depreciaciones legales	\$ 12.439	\$ 12.439	\$ 12.439	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
(-) Pérdidas del ejercicio anterior	\$ 0	\$ 285.215	\$ 0	\$ 285.215	\$ 0	\$ 272.776	\$ 0	\$ 272.776	\$ 0	\$ 272.776
Utilidades antes de impuesto	\$ 285.215	\$ 0	\$ 285.215	\$ 12.439	\$ 272.776	\$ 0	\$ 272.776	\$ 0	\$ 272.776	\$ 0
(-) Impuesto de Primera Categoría	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 2.488	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
Utilidades después de impuesto	\$ 285.215	\$ 0	\$ 285.215	\$ 9.951	\$ 272.776	\$ 0	\$ 272.776	\$ 0	\$ 272.776	\$ 0
(+/-) Ganancias o pérdidas de capital										\$ 96.966
(+) Depreciaciones legales	\$ 12.439	\$ 12.439	\$ 12.439	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
(+) Pérdidas del ejercicios anteriores	\$ 0	\$ 285.215	\$ 0	\$ 285.215	\$ 0	\$ 272.776	\$ 0	\$ 272.776	\$ 0	\$ 272.776
Flujo de caja Operacional	\$ 272.776	\$ 272.776	\$ 272.776	\$ 275.264	\$ 272.776	\$ 272.776	\$ 272.776	\$ 272.776	\$ 272.776	\$ 175.810
(-) Inversión	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
(-) IVA de la Inversión										
(+) Recuperación del IVA										
Flujo de Caja	\$ 272.776	\$ 272.776	\$ 272.776	\$ 275.264	\$ 272.776	\$ 272.776	\$ 272.776	\$ 272.776	\$ 272.776	\$ 175.810
TIR	-									
VAN [USD]	-\$ 4.853.120									

