



UNIVERSIDAD DE CHILE  
FACULTAD DE CIENCIAS FÍSICAS Y MATEMÁTICAS  
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA MECÁNICA

# ESTUDIOS DE PRE INVERSIÓN PARA DESARROLLAR PLANTAS DE FERTILIZANTES ORGÁNICOS FERMENTADOS LÍQUIDOS.

MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL MECÁNICO

MATÍAS EDUARDO ESPINOZA SOTO

PROFESOR GUÍA:

LEONEL NÚÑEZ LAZO

MIEMBROS DE LA COMISIÓN:

MANUEL ALARCÓN VIVERO

AQUILES SEPÚLVEDA OSSES

SANTIAGO DE CHILE

2018

**RESUMEN DE LA MEMORIA PARA OPTAR AL  
TITULO DE:** Ingeniero Civil Mecánico.  
**POR:** Matías Eduardo Espinoza Soto.  
**FECHA:** 28/5/2018  
**PROFESOR GUIA:** Leonel Núñez Lazo.

## **Estudios de pre inversión para desarrollar plantas de fertilizantes orgánicos fermentados líquidos.**

La agricultura mundial tiene el desafío de aumentar sus niveles de producción para suplir la creciente demanda de alimentos en el mundo, adaptándose a nuevos patrones climáticos y ser eficiente en el uso de recursos naturales para contribuir positivamente tanto al medio ambiente como a la sociedad. Bajo el alero de la agricultura sostenible se encuentra la agricultura orgánica, que tiene por objetivo realizar prácticas silvoagropecuarias que no deterioran los recursos productivos en explotación, eliminando el uso de insumos de origen químico sintético que dañen el medio ambiente o la salud humana. Uno de los principales problemas con los que se enfrentan día a día los agricultores orgánicos en Chile es a la oferta limitada de fertilizantes orgánicos y sus altos costos de adquisición, muy superior a los que se utilizan para la agricultura convencional.

Este trabajo consiste en un estudio de pre inversión para desarrollar plantas de fertilizantes orgánicos fermentados líquidos (FOFL), donde se realiza un desarrollo conceptual de una planta incorporando tecnologías al método artesanal que actualmente se utiliza para elaborar estos productos, buscando generar una estandarización y homogenización de este tipo de fertilizante. La finalidad de este trabajo es poder sentar bases para la implementación de este tipo de planta productiva en el contexto nacional.

Para el desarrollo de este trabajo se emplea la siguiente metodología: i) Revisión del estado del arte del proceso de producción de fertilizantes orgánicos; ii) Diseño del proceso productivo, que contempla la recepción de materias primas, la producción de abono y el envasado de productos; iii) Definición de casos de estudio, iv) Estudio de tecnologías y selección de equipos a implementar y; v) desarrollo del análisis económico de las soluciones propuestas.

Se identifica como área geográfica con potencial para la producción de FOFL la zona central del país debido que se encuentra la mayor cantidad de superficie agrícola con certificación orgánica. Se realiza el estudio de una planta para abastecer con fertilizante un 20% de la superficie orgánica certificada en Chile y se evalúa económicamente su rentabilidad. Por otro lado, se evalúa el diseño de una planta de pequeña escala para ser implementada por cooperativas de agricultores orgánicos para producir su propio fertilizante.

Los resultados de la evaluación técnica y económica obtenidos sugieren oportunidades de negocios para la construcción de una planta de 286.000 litros anuales de FOFL, donde los resultados obtenidos son competitivos con los costos de comercialización de fertilizantes foliares presentes en la industria. En el estudio de la construcción de una planta, de pequeña escala, para la producción 20.000 litros de FOFL por parte de cooperativas de agricultores orgánicos se determina la viabilidad tanto técnica como económica de la solución propuesta.

*En memoria de Yolanda Rojas Torres y Nubia Sanhuesa Martini*

## Agradecimientos

En primer lugar, quiero agradecer a mis padres Ana Julia y Mario, por entregarme todas las herramientas necesarias para desarrollarme académicamente y ser un apoyo incondicional en todos los proyectos que he querido emprender. Por recalcar siempre la importancia de ser consecuente, de seguir los ideales personales, pero por sobre todo ser una buena persona, inculcando cada valor con el ejemplo. A mis hermanos Sebastián y Mario, por acompañarme a lo largo de estos años de universidad, por la confianza, las palabras de aliento y el cariño entregado en todo momento. Sin duda han sido la base en mi desarrollo como persona.

Al profesor Leonel Núñez, quién no solo confió en el proyecto, sino que también puso a mi disposición las herramientas y recursos necesarios para llevar adelante este trabajo. Por inculcarme la metodología de proyecto, por estar disponible en todo momento para resolver mis dudas y guiar el trabajo cuando perdía la ruta, siendo un apoyo fundamental para lograr este trabajo.

Al abuelo Carlos, la Gigi y la familia del sur por estar siempre pendiente de nuestros logros. Al Tata por transmitir un tremendo amor por esta universidad. A Bob y Judith Rhude por permitirme ver, desde pequeño, más allá de las fronteras. Al Marce y familia por estar siempre presente.

A mis amigos de Mecánica, por ser parte importante en esta etapa formativa tanto en lo académico como en la calidad de personas que tuve el privilegio de conocer. A Gastón Butikofer y Joaquín Figueroa, por compartir y ser un gran apoyo en casi todo el camino de especialidad.

A mis amigos del colegio, especialmente a Nico, Tomás, Felipe, Gabo y Guti por la amistad que hemos mantenido intacta, a pesar de las distancias, durante estos años y por ser siempre una alternativa de escape fuera de Santiago.

A mis amigos del intercambio, por hacer de la estadía en Italia una de las mejores experiencias en mi etapa universitaria. Por todos esos buenos momentos, por la buena compañía y por hacer sentir calor de hogar en tierras lejanas. Mucho crecimiento personal y aprendizajes junto a ustedes durante esa etapa.

A la *Vecindad*, por todas las reuniones de camarería en los últimos años de universidad y por inculcarme a buscar siempre una excusa para compartir.

A los profesores Marta Rebolledo, Sandra Cifuentes y Héctor Parada por todas esas conversaciones en época escolar, tanto en temas de ciencias como en temas de la vida. Sin duda fueron parte fundamental en mi formación académica, pero fueron más importantes en mi formación personal. Gracias.

A los funcionarios de Mecánica, especialmente a la Sole y la señora Silvia, por la entrega de cada una en sus labores, por sus palabras y por estar siempre dispuestas a solucionar los problemas que salían en el camino. A los tíos de Molina, por inculcar la importancia de la exactitud en las tareas realizadas.

Por último, agradecer a *Ole Kirk Christiansen* por fundar *LEGO*<sup>®</sup>, herramienta que me motivó desde la infancia a crear y entender el funcionamiento de las cosas.

# Tabla de contenido

1	Introducción .....	1
1.1	Antecedentes Generales .....	1
1.2	Motivación .....	2
1.3	Objetivo general .....	2
1.4	Objetivos específicos .....	2
1.5	Alcances .....	2
2	Antecedentes generales .....	3
2.1	Tipos de fertilizantes orgánicos fermentados [2].....	3
2.1.1	Supermagro [2].....	3
2.1.2	Biol Estándar [7].....	4
2.1.3	Biol Especial [8] .....	5
2.2	Proceso de Biodigestión [9].....	5
2.2.1	Digestión aeróbica .....	6
2.2.2	Digestión anaeróbica .....	6
2.3	Fundamentos de la fermentación metanogénica [9]. .....	6
2.3.1	Hidrólisis .....	7
2.3.2	Etapa fermentativa o acidogénica.....	7
2.3.3	Etapa acetogénica .....	8
2.3.4	Etapa metanogénica.....	8
2.4	Factores determinantes en el proceso metanogénico [9]. .....	9
2.4.1	Naturaleza y composición bioquímica de materias primas. ....	9
2.4.2	Relación carbono/nitrógeno de las materias primas. ....	9
2.4.3	Temperatura.....	9

2.4.4	Rangos de pH y alcalinidad.....	10
2.4.5	Nutrientes (niveles de sales).....	11
2.4.6	Agitación – Mezclado.....	11
2.5	Tecnologías para el proceso de digestión anaeróbica [13]. .....	12
2.5.1	Tipo de alimentación .....	12
2.5.2	Fases y etapas del proceso.....	13
2.5.3	Almacenamiento del digestato.....	23
2.6	Unidad de control.....	23
2.6.1	Cantidad de materia prima ingresada .....	24
2.6.2	Sistema de medición de nivel de llenado del Digestor.....	24
2.6.3	Nivel de llenado de tanques de gas.....	24
2.6.4	Temperatura de proceso.....	25
2.6.5	Medición de pH .....	25
2.6.6	Cantidad de biogás .....	25
2.6.7	Composición de biogás.....	25
2.7	Indicadores Económicos .....	26
2.7.1	Periodo de recuperación del capital (Payback).....	26
2.7.2	Valor actual neto (VAN) .....	26
2.7.3	Tasa interna de retorno (TIR) .....	26
2.8	Ejemplos de plantas .....	27
2.8.1	IES BIOGAS - Hacienda agrícola Sartor Antonio (Italia) [16].....	27
2.8.2	KIEFER TEK Ltd. - Servia of Kozani Biogas Plant (Grecia).....	28
2.8.3	RWL Water - Latterie & Caseificio Moro (Italia).....	29
2.8.4	First Milk – Lake District Creamery of Cumbria (Inglaterra).....	29
2.8.5	HBS Energía S.A – Planta Los Ángeles (Chile) .....	30

2.8.6	Conclusiones.....	32
3	Mercado de biofertilizantes.....	33
4	Diseño de procesos.....	37
4.1	Identificación de procesos.....	37
4.1.1	Recepción. ....	37
4.1.2	Trituración y transporte. ....	37
4.1.3	Digestión.....	37
4.1.4	Filtración.....	38
4.1.5	Almacenamiento de fertilizantes .....	38
4.1.6	Combustión.....	38
4.2	Desarrollo del Diagrama de Flujo de procesos .....	39
4.3	Filosofía de control y Diagrama de Procesos e Instrumentación (P&ID).....	39
5	Estudio de casos .....	40
5.1	CASO 1: Planta de FOFL para abastecer el 20% Superficie Frutales Menores y Mayores.....	41
5.1.1	Estimación del biogás producido.....	42
5.1.2	Identificación de equipos.....	44
5.1.3	Dimensionamiento de Equipos.....	44
5.1.4	Selección de equipos. ....	74
5.1.5	Layout y Diagrama de Procesos e Instrumentación (P&ID) de la planta de 286.000 litros de FOFL. ....	78
5.1.6	Análisis económico .....	80
5.2	CASO 2: Cooperativas de 100 [ha] de cultivos orgánicos.....	89
5.2.1	Identificación de equipos.....	90
5.2.2	Dimensionamiento de equipos .....	90
5.2.3	Selección de equipos. ....	106

5.2.4	Layout de la planta de 20.000 litros de FOFl. ....	108
5.2.5	Análisis económico .....	109
5	Discusión de resultados.....	117
6	Conclusiones .....	121
	Bibliografía .....	126
	Anexo A.....	130
	Anexo B .....	135
	Anexo C .....	137
	Anexo D.....	138
	Anexo E .....	139
	Anexo F .....	141
	Anexo G.....	144
	Anexo H.....	145
	Anexo I .....	146
	Anexo J .....	147
	Anexo K.....	148
	Anexo L .....	150
	Anexo M.....	151
	Anexo N.....	152

## Índice de Tablas

Tabla 2.1 Lista de materias primas y cantidades para la producción de 200 litros de fertilizante Supermagro.....	4
Tabla 2.2 Lista de minerales y cantidades para la producción de 200 litros de fertilizante Supermagro.....	4
Tabla 2.3: Materias primas y cantidades para la producción de 200 litros de Biol.....	5
Tabla 2.4 Materias primas y cantidades para la producción de 1000 litros de Biol Especial .....	5
Tabla 2.5: Rangos de Temperatura y Tiempo de fermentación anaeróbica .....	10
Tabla 2.6: Almacenamiento de sustrato en etapa de predigestión.....	15
Tabla 2.7: Tipos de digestores continuos .....	18
Tabla 2.8: Especificación técnica de planta de biogás Hacienda Agrícola Sartor Antonio (Italia)28	
Tabla 2.9: Especificación técnica de la planta de biogás Servia of Kozani Biogas Plant (Grecia).....	28
Tabla 2.10: Especificación técnica de la planta de biogás de Latterie & Caseificio - Moro RWL Water Italia .....	29
Tabla 2.11: Planta de digestión Anaeróbica First Milk – Lake District Creamery of Cumbria, Inglaterra.....	30
Tabla 2.12: Especificación técnica de planta de biogás Planta Los Ángeles - HBS Energía SA..	31
Tabla 3.1 Superficie Agricultura orgánica por continentes.....	34
Tabla 3.2 Superficie orgánica certificada en Chile periodo 2009-2017 .....	36
Tabla 5.1 Cantidad y número de aplicaciones foliares de Biol Especial por hectárea de cultivo.	40
Tabla 5.2 Cantidad y número de aplicaciones en raíces de Biol Especial por hectárea de cultivo. ....	40
Tabla 5.3 Estudio de casos superficie orgánica objetivo.....	41
Tabla 5.4 Definición de ciclo de producción de 286.800 litros de fertilizante anual.....	41
Tabla 5.5 Cantidad de materia prima necesaria por ciclo de producción de 40.971 litros de fertilizante.....	42

Tabla 5.6 Estimación de glucosa equivalente de cada sustrato. ....	43
Tabla 5.7 Gases producidos en el proceso de fermentación. ....	43
Tabla 5.8 Identificación de equipos para planta de producción de 286.000 litros de fertilizantes	44
Tabla 5.9 Estudio de la cantidad de digestores de 5.000, 10.000 y 15.000 litros necesarios para la producción de 40.971 litros de fertilizante por ciclo. ....	45
Tabla 5.10 Cantidad de materia prima necesaria para la producción de fertilizante en digestores de 15.000 litros . ....	45
Tabla 5.11 Dimensiones y capacidad de tanque vertical de fondo cónico de 5000 litros para estanque de premezcla. ....	47
Tabla 5.12 Dimensiones de elementos del sistema de agitación del estanque de premezcla. ....	50
Tabla 5.13 Dimensiones y capacidad de tanque vertical de fondo cónico de 15.000 litros para digestores. ....	52
Tabla 5.14 Dimensiones de elementos del sistema de agitación de los digestores. ....	54
Tabla 5.15 Dimensionamiento estanques almacenamiento materia prima líquida. ....	56
Tabla 5.16 Dimensionamiento estanques almacenamiento fertilizante líquido. ....	56
Tabla 5.17 Cantidad de material vegetal utilizado por partida de producción. ....	57
Tabla 5.18 Cálculo de las revoluciones por minuto del tornillo sin fin con 45% de carga . ....	58
Tabla 5.19 Caudal de fluido a transportar por cada sistema de bombeo. ....	61
Tabla 5.20 Caudal y pérdidas de carga estimadas para cada sistema de bombeo. ....	62
Tabla 5.21 Condiciones de operación de sistema de calefacción. ....	63
Tabla 5.22 Dimensiones y conductividad térmica de estanque de FRP 15.000 litros y aislante de poliestireno. ....	64
Tabla 5.23 Propiedades del aire. ....	65
Tabla 5.24 Propiedades y dimensiones del estanque de FRP de 15.000 litros. ....	67
Tabla 5.25 Relación entre diámetro nominal de cañerías y la superficie disponible por longitud de cañería [41]. ....	73
Tabla 5.26 Listado de capacidades de equipos calculados. ....	75

Tabla 5.27 Selección de bombas, cantidad y características principales para cada sistema de bombeo. ....	76
Tabla 5.28 Características de la caldera CSB40 Marina de KHONE [42].....	77
Tabla 5.29 Resumen de selección de equipos para planta de 286.000 litros de fertilizante.....	78
Tabla 5.30 Costos de inversión de equipos por sistema para la producción de 286.000 litros de fertilizante orgánico. ....	80
Tabla 5.31 Resumen de los costos de las inversiones requeridas para la planta de fertilizantes orgánicos líquidos fermentados .....	81
Tabla 5.32 Resumen de los costos variables de la planta de fertilizantes orgánicos líquidos fermentados .....	82
Tabla 5.33 Costos de mantenimiento de los equipos. ....	83
Tabla 5.34 Costos de personal para funcionamiento de la planta. ....	83
Tabla 5.35 Indicadores económicos planta de 286.000 litros de FOFL.....	84
Tabla 5.36 Análisis de sensibilidad de la variación del precio de venta del fertilizante. ....	85
Tabla 5.37 Análisis de sensibilidad de los indicadores económicos a distintos niveles de producción de la planta.....	86
Tabla 5.38 Análisis de sensibilidad en los costos variables al reemplazar la calefacción con pellet a biomassa disponible en el sector.....	87
Tabla 5.39 Análisis de sensibilidad de los indicadores económicos al variar el precio de las materias primas. ....	88
Tabla 5.40 Definición de ciclo de producción de 20.000 litros de fertilizante anual.....	89
Tabla 5.41 Cantidad de materia prima necesaria por ciclo de producción de 2.857 litros de fertilizante.....	89
Tabla 5.42 Identificación de equipos para la producción de 20.000 litros de fertilizante anual. ...	90
Tabla 5.43 Dimensiones y capacidad de tanque vertical de fondo cónico de 5.000 litros para estanque de premezcla. ....	91
Tabla 5.44 Dimensiones de elementos del sistema de agitación del estanque de premezcla. ....	93
Tabla 5.45 Cantidad de material vegetal utilizado por partida de producción. ....	95
Tabla 5.46 Caudal de fluido a transportar por cada sistema de bombeo. ....	96

Tabla 5.47 Caudal y pérdidas de carga estimadas para cada sistema de bombeo planta 20.000 litros de FOFL.....	96
Tabla 5.48 Condiciones de operación de sistema de calefacción.....	97
Tabla 5.49 Dimensiones y conductividad térmica de estanque de FRP 15.000 litros y aislante de poliestireno. ....	98
Tabla 5.50 Propiedades del aire.....	99
Tabla 5.51 Relación entre diámetro nominal de cañerías y la superficie disponible por longitud de cañería [41]. ....	105
Tabla 5.52 Listado de capacidades requeridas para equipos de planta de 20.000 litros de fertilizante. ....	106
Tabla 5.53 Selección de bombas, cantidad y características principales para cada sistema de bombeo. ....	107
Tabla 5.54 Características de la Termo a gas RHEEM 114 L [45]. ....	108
Tabla 5.55 Resumen de selección de equipos para planta de 20.000 litros de fertilizante.....	108
Tabla 5.56 Costos de inversión de equipos por sistema para la producción de 286.000 litros de fertilizante orgánico. ....	109
Tabla 5.57 Resumen de los costos de las inversiones requeridas para la planta de fertilizantes orgánicos líquidos fermentados. ....	110
Tabla 5.58 Resumen de los costos variables de la planta de fertilizantes orgánicos líquidos fermentados. ....	111
Tabla 5.59 Costos de mantenimiento de los equipos. ....	111
Tabla 5.60 Costos de personal para funcionamiento de la planta. ....	112
Tabla 5.61 Indicadores económicos planta de 20.000 litros de FOFL. ....	112
Tabla 5.62 Análisis de sensibilidad de la variación del precio de venta del fertilizante. ....	113
Tabla 5.63 Análisis de sensibilidad de los indicadores económicos a distintos niveles de producción de la planta. ....	114
Tabla 5.64 Análisis de sensibilidad en los costos variables al reemplazar la calefacción con pellet a biomassa disponible en el sector.....	115
Tabla 5.65 Análisis de sensibilidad de los indicadores económicos al variar el precio de los contenedores IBC. ....	116

## Índice de Figuras

Figura 1: Efecto del pH sobre la actividad metanogénica.....	11
Figura 2: Esquema de proceso de alimentación continuo .....	12
Figura 3: Esquema de sistema de alimentación continua con post digestión.....	13
Figura 4: Agitador de hélices.....	19
Figura 5: Agitadores de paleta con eje diagonal.....	20
Figura 6: Sistema de agitadores axiales de eje vertical con motor exterior. ....	20
Figura 7: Sistema de calefacción interna de un digestor .....	22
Figura 8: Sistema de calefacción de una planta de biogás (izquierda) y aislación de digestor de hormigón (derecha).....	22
Figura 9: Esquema del sistema de producción de biogás de la Hacienda Agrícola Sartor Antonio (Italia) .....	27
Figura 10: Planta de digestión anaeróbica Los Ángeles - HBS Energía SA. ....	31
Figura 11: Superficie agrícola orgánica total año 2015.....	33
Figura 12: Evolución de la superficie agrícola orgánica 2007 – 2015 .....	34
Figura 13: Superficie orgánica total certificada en Chile periodo 2009 - 2017 .....	35
Figura 14 Superficie orgánica certificada por región Temporada 2017.....	36
Figura 15: Diagrama de flujo estanque de premezcla. ....	46
Figura 16 Diagrama de estanque de premezcla [30]. ....	46
Figura 17: Corriente de flujo axial generado por: a) Turbina axial de cuchillas inclinadas. b) Doble turbina axial con cuchillas inclinadas [30]......	48
Figura 18: Altura de la columna de líquido en estanque de premezcla.....	49
Figura 19: Relaciones geométricas para el dimensionamiento de impulsores en sistemas de agitación [32]......	49
Figura 20: Número de potencia versus número de Reynolds para distintos tipos de impulsores [30]......	51

Figura 21: Diagrama de flujo del digestor de 15.000 litros.....	52
Figura 22: Altura de la columna de líquido en digestores de 15.000 litros.....	53
Figura 23: Relaciones geométricas para el dimensionamiento de impulsores en sistemas de agitación [32].....	54
Figura 24 Comportamiento del VAN al variar el precio de venta del fertilizante .....	86
Figura 25: Comportamiento del VAN al variar los niveles de producción de la planta. ....	87
Figura 26: Diagrama de flujo del Digestor de 5.000 litros.....	91
Figura 27: Altura de la columna de líquido en estanque de premezcla.....	92
Figura 28: Relaciones geométricas para el dimensionamiento de impulsores en sistemas de agitación [32].....	93
Figura 29: Número de potencia versus número de Reynolds para distintos tipos de impulsores [30].....	94
Figura 30: Comportamiento del VAN al variar el precio de venta del fertilizante. ....	114
Figura 31: Comportamiento del VAN al variar los niveles de producción de la planta .....	115

# 1 Introducción

## 1.1 Antecedentes Generales

El creciente deterioro del medioambiente causado por la acción humana ha obligado a la sociedad a buscar alternativas de producción de alimentos que se desarrollen de forma amigable con el ecosistema. La producción silvoagropecuaria ha generado soluciones alternativas de producción de alimentos sostenibles ambientalmente para garantizar la satisfacción de las necesidades nutricionales básicas de las generaciones actuales y futuras, aportando además beneficios económicos y sociales [1]. Una de esas alternativas es la Agricultura Orgánica, que busca conservar y aumentar la materia orgánica disponible en el suelo para favorecer la fertilidad de los terrenos. Para ello se realizan prácticas silvoagropecuarias que no deterioran los recursos productivos en explotación, eliminando el uso de insumos de origen químico sintético que dañan el medio ambiente o la salud humana, con el objetivo de restablecer los equilibrios naturales del ecosistema [2].

El Ministerio de Agricultura de Chile llevó a cabo la elaboración de las Normativas Chilenas para la Agricultura Orgánica basándose en las normativas internacionales vigentes: IFOAM, Unión Europea y normativas dictadas en algunos estados de Estados Unidos [2]. La recopilación de antecedentes de estas normas sentó las bases para elaborar la normativa nacional, dando origen a:

- NCh 2439/99: Producción, elaboración etiquetado y comercialización de alimentos producidos orgánicamente [3].
- NCh 2079/99: Criterios generales para la certificación de Sistemas de Producción, Procesamiento, Transporte y Almacenamiento de Productos Orgánicos [4].
- Promulgación de la Ley 20.089 que crea el Sistema Nacional de Certificación de Productos Orgánicos Agrícolas [5].

En Chile existen una extensión de 174.666 [ha] que se encuentran con certificación orgánica. Esta área se divide en 19.724 ha de superficie agrícola orgánica certificadas y 154.942 [ha] de superficie certificada para la recolección silvestre [6].

En el Artículo 4 inciso d) de la Norma Técnica Chilena de Producción Orgánica [5] se especifican los productos que pueden ser utilizados para la producción agrícola orgánica, donde se presenta la lista de insumos permitidos para ser en los cultivos certificados y detalla las condiciones generales de uso en la producción orgánica, donde se estipula que:

- “Se debe asegurar que las sustancias activas permitidas o restringidas sean tratadas mediante procesos físicos, químicos, biológicos/enzimáticos y/o microbianos y con sustancias (reactivos o disolventes) cuyo uso no produzca impurezas que provoquen efectos adversos en la salud humana, a los animales o al medio ambiente”[5].

- “Las sustancias activas fertilizantes y acondicionadores de suelo permitidos sean productos en cuya composición se incorporen o contengan únicamente las sustancias enumeradas en la lista de insumos presentados en Anexo A y que se utilicen de acuerdo con las condiciones que se señalan para cada uno de ellos” [5].

El presente trabajo de título se enfoca en el desarrollo de una planta de fertilizantes orgánicos fermentados líquidos (FOFL), que cumpla con las normativas señaladas anteriormente, para la producción orgánica certificada de alimentos.

## **1.2 Motivación**

La motivación de este trabajo es aportar con la tecnificación del método utilizado para la producción de FOFL, generando una estandarización y homogenización de este tipo de fertilizantes. La finalidad de este trabajo es poder sentar bases para la implementación de este tipo de plantas productivas en el contexto nacional, estructurando la industria de los abonos orgánicos.

## **1.3 Objetivo general**

Abordar un estudio de pre inversión para desarrollar plantas de fertilizantes orgánicos fermentados líquidos (FOFL).

## **1.4 Objetivos específicos**

- i. Revisar el estado del arte del proceso de producción de FOFL.
- ii. Diseñar procesos productivos de los FOFL.
- iii. Desarrollar un estudio de tecnologías y equipos a implementar.
- iv. Analizar económicamente la solución propuesta.

## **1.5 Alcances**

Esta memoria considera sólo la realización de un análisis de pre inversión para desarrollar plantas de FOFL, lo cual corresponde a desarrollar un diseño conceptual y realizar una evaluación técnica económica de la solución propuesta

## **2 Antecedentes generales**

### **2.1 Tipos de fertilizantes orgánicos fermentados [2].**

Los fertilizantes orgánicos se clasifican principalmente en dos grandes ramas: los fertilizantes que se suministran en al suelo, donde se incorpora materia orgánica al terreno para mejorar la fertilidad de la zona de cultivo. Dentro de esta categoría, se puede identificar distintos fertilizantes, dentro de los que destacan los abonos verdes, bokashi, humus de lombriz, purines de fermentación controlada entre otros. Por otro lado, se encuentran los fertilizantes foliares, los cuales presentan una rápida absorción de nutrientes por parte de las plantas debido a que son aplicados directamente sobre las hojas de las plantas. Dentro de este tipo de fertilizantes se encuentran el té de compost, té de ortigas, biol, biofertilizante líquido, Supermagro entre otros.

En esta memoria de título se realiza un estudio de FOFL donde el análisis se centra en la producción en tres tipos de abonos foliares: Supermagro, biol estándar y biol especial.

#### **2.1.1 Supermagro [2].**

Biofertilizante líquido basado en la descomposición anaeróbica de materia orgánica y que se potencia con la adición de sales minerales en su proceso de elaboración. A partir de este proceso se obtienen 2 subproductos: Un residuo líquido que se utiliza como abono foliar que contribuye a la adición de nutrientes necesarios para el proceso de metabolismo, crecimiento y producción de las plantas, y por otro lado cumple con la función de proteger a los cultivos de enfermedades debido a que presenta una alta concentración de microorganismos, lo que provoca una competencia entre los organismos patógenos presentes, logrando reducir su expresión; El residuo sólido se utiliza para incrementar la cantidad de nutrientes en el compost.

Dentro de sus principales ventajas se encuentran:

- Buena fuente orgánica de Nitrógeno y Potasio
- Proporciona resistencia a la planta, protegiéndola de enfermedades.
- Proporciona nutrientes claves debido a la adición de sales minerales, que no se encuentran en cantidades suficientes en los suelos degradados o en otros fertilizantes elaborados en base a la fermentación de materia orgánica.

En la Tabla 2.1 se presenta los ingredientes básicos que se requieren para producir 200 litros de fertilizante orgánico del tipo Supermagro. En la Tabla 2.2 se presentan las sales minerales que se adicionan en el proceso productivo con sus respectivas cantidades.

Tabla 2.1 Lista de materias primas y cantidades para la producción de 200 litros de fertilizante Supermagro

Materia Prima	Cantidad	Unidad
Estiércol bovino fresco	40	kg
Agua	140	l
Leche	10	l
Melaza	10	l

Fuente: [2]

Tabla 2.2 Lista de minerales y cantidades para la producción de 200 litros de fertilizante Supermagro

Lista de Minerales	Cantidad [kg]
Sulfato de Zinc	3,00
Sulfato de Magnesio	1,00
Sulfato de Manganeso	0,30
Sulfato de Cobre	0,30
Cloruro de Calcio	2,00
Bórax	1,00
Sulfato de Cobalto	0,05
Molibdato de Sodio	0,10
Sulfato de hierro	0,30

Fuente: [2]

### 2.1.2 Biol Estándar [7]

Es un abono foliar orgánico producto de la fermentación anaeróbica de restos orgánicos de animales y vegetales (residuos de cosecha). Se caracteriza por ser una fuente orgánica de fitoreguladores, los cuales en pequeñas cantidades son capaces de promover actividades fisiológicas y estimular el desarrollo de las plantas.

Sus principales ventajas son:

- Permite una germinación rápida de las semillas y buen crecimiento de raíces
- Mejora la actividad microbológica y de estructura del suelo.
- Es de rápida absorción por parte de las plantas.

La Tabla 2.3 se presenta las materias primas que se requieren para producir 200 litros de Biol.

Tabla 2.3: Materias primas y cantidades para la producción de 200 litros de Biol.

Materia Prima	Cantidad [kg]
Estiércol bovino fresco	95
Agua	80
Leguminosas	5

Fuente: [7]

### 2.1.3 Biol Especial [8]

Abono foliar orgánico producto de la fermentación anaeróbica de desechos vegetales y de la industria láctea. Se caracteriza por ser una fuente orgánica de fitoreguladores, los cuales en pequeñas cantidades son capaces de promover actividades fisiológicas y estimular el desarrollo de las plantas. Su principal característica es que no utiliza desechos animales en su proceso de producción, disminuyendo la proliferación de patógenos de origen animal en el producto. La Tabla 2.4 tabula las materias primas y cantidades requeridas para producir 1.000 litros de Biol Especial.

Tabla 2.4 Materias primas y cantidades para la producción de 1.000 litros de Biol Especial

Materia Prima	Cantidad	Unidad
Melaza	15	l
Lactosuero	50	l
Leche en polvo	2	kg
Salvado de arroz	1	kg
Pan de levadura	0,25	kg
Roca fosfórica	6	kg
Pasto alambre	10	kg
Agua	791	l

Fuente: [8]

## 2.2 Proceso de Biodigestión [9].

El proceso de biodigestión consiste en la descomposición de materia orgánica a partir de la acción de comunidades de microorganismos. En este proceso se realiza un reciclaje de residuos orgánicos existentes, obteniendo como resultado del proceso de biodigestión una materia degradada con alta concentración de nutrientes. Este proceso de digestión se puede llevar a cabo en presencia de oxígeno, el cual se clasifica como reacción de tipo aeróbico, o en ausencia de oxígeno, llamada reacción anaeróbica.

### **2.2.1 Digestión aeróbica**

La digestión aeróbica consiste en procesos realizados por distintos grupos de microorganismos, principalmente bacterias y protozoos que, en presencia de oxígeno actúan degradando la materia orgánica. Es un proceso mediante el cual la materia orgánica es sometida a un proceso de aireación prolongado en tanque descubiertos, donde ocurre la oxidación directa de la materia orgánica biodegradable y la auto oxidación de la materia celular disponible [9].

La digestión aeróbica presenta diversas ventajas dentro de las cuales destacan: la facilidad de operación del sistema; el bajo capital de inversión requerido para desarrollar el proceso al ser comparado con el proceso de digestión anaeróbica; no genera olores molestos y; reduce la cantidad de organismos patógenos contenidos en los desechos animales como *Escherichia coli*, *Salmonella* y *Leptospiras* [10]

Las desventajas de este proceso son: los elevados costos de operación asociado al alto consumos de energía requeridos para suministrar oxígeno al sistema; la variación de la eficiencia del proceso producto de las fluctuaciones de las temperaturas en que ocurren las reacciones y; la dificultad que presentan los lodos digeridos aeróbicamente para ser separados mediante mecanismos mecánicos como centrifugación y filtración al vacío.

### **2.2.2 Digestión anaeróbica**

La digestión anaeróbica es un proceso biológico en el cual un consorcio de bacterias degrada la materia orgánica de un substrato, en ausencia de oxígeno disuelto, donde normalmente se obtienen dos productos: una mezcla de gases, llamado comúnmente biogás, que se encuentra compuesto por dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), metano ( $\text{CH}_4$ ) y trazas de otros gases como nitrógeno molecular y ácido sulfhídrico. Por otro lado, se obtiene un residuo de materia orgánica degradada que se puede encontrar en estado sólido o líquido que sirve como biofertilizante para cultivos agrícolas [9].

En la digestión anaeróbica, los microorganismos metanogénicos desempeñan la función de enzimas respiratorias y, junto con las bacterias no metanogénicas, constituyen una cadena alimentaria que guarda relación con las cadenas enzimáticas de células aeróbicas [11].

La digestión el proceso de digestión anaeróbica se puede llevar a cabo de forma natural en zonas de acopio de materia orgánica, como también se puede llevar a cabo en bio reactores bajo condiciones controladas, donde se optimizan los parámetros operacionales que influyen en el proceso de digestión anaeróbica con el propósito de acelerar la degradación.

## **2.3 Fundamentos de la fermentación metanogénica [9].**

El proceso de fermentación metanogénica se divide en cuatro etapas, que se pueden desarrollar de forma simultánea durante el proceso de descomposición, las cuales se diferencian principalmente en el tipo de reacciones que ocurren y por los microorganismos involucrados. La fermentación metanogénica se divide en cuatro etapas:

- i. Hidrólisis.
- ii. Etapa fermentativa o acidogénica.
- iii. Etapa acetogénica.
- iv. Etapa metanogénica.

A continuación se presenta una descripción de cada etapa metanogénica.

### **2.3.1 Hidrólisis**

La hidrólisis es el primer paso para la degradación anaeróbica de sustratos orgánicos complejos (proteínas, carbohidratos y lípidos contenidos en la materia orgánica), donde enzimas extracelulares producidas por microorganismos acidogénicos o fermentativos hidrolizan la materia orgánica en compuestos solubles sencillos como aminoácidos, azúcares y ácidos grasos de cadena larga, los cuales tienen la capacidad de atravesar las paredes celulares de los microorganismos. La tasa de hidrólisis depende principalmente de:

- i. La temperatura del proceso, donde aumenta la actividad enzimática alcanzando un máximo entorno a los 38°C para bacterias mesófilas [9].
- ii. El del tamaño de las partículas, debido fundamentalmente a la disponibilidad de superficie para la adsorción de las enzimas hidrolíticas. La reducción del tamaño de las partículas, producen un aumento en la tasa de hidrólisis.
- iii. La composición bioquímica del sustrato, donde la velocidad de degradación de los materiales lignocelulósicos depende de las proporciones de lignina, celulosa y hemicelulosa presentes en la materia orgánica. Se caracteriza por ser la etapa limitante del proceso de hidrólisis debido a la resistencia que presenta la lignina para ser degradada.
- iv. Tiempo de retención hidráulico, el cual varía según la temperatura media de la región en estudio, como también con el tipo de clima de la zona.
- v. Nivel de pH de la solución. El pH óptimo para grupos bacterianos acidogénicos se encuentra entre 5,5 y 6,5, mientras que para microorganismos metanogénicos varía entre 7,8 y 8,2. El pH óptimo para cultivos mixtos se encuentra en el rango entre 6,8 y 7,4, siendo el neutro el ideal [9].

### **2.3.2 Etapa fermentativa o acidogénica**

En esta etapa se desarrolla la fermentación de las moléculas orgánicas solubles (aminoácidos, azúcares y ácidos grasos de cadena larga), donde bacterias acidogénicas metabolizan las moléculas en ácido acético, fórmico, y H<sub>2</sub> que son utilizados posteriormente por microorganismos metanogénicos para la producción de metano, agua y materia orgánica degradada. Por otro lado, se obtienen compuestos orgánicos reducidos (propiónico, butírico, valérico, láctico y etanol principalmente) que son oxidados por bacterias acetogénicas en la siguiente etapa del proceso. En este proceso se eliminan las trazas de oxígeno disuelto en el sistema.

### 2.3.3 Etapa acetogénica

En esta etapa del proceso los compuestos resultantes de las etapas anteriores (etanol, ácidos grasos volátiles y algunos compuestos aromáticos) son transformados por parte de microorganismos acetogénicos en productos más sencillos, como en ácido acético, hidrógeno y dióxido de carbono. A esta altura del proceso de fermentación las bacterias anaeróbicas han extraído prácticamente la totalidad de los compuestos de la biomasa y, como resultado de su metabolismo, se obtienen ácidos volátiles sencillos que son utilizados como sustrato para la acción de microorganismos metanogénicos en la siguiente etapa.

### 2.3.4 Etapa metanogénica

En esta última etapa los microorganismos metanogénicos transforman los sustratos resultantes de las etapas anteriores, como lo son el ácido acético, hidrógeno ( $H_2$ ) y anhídrido carbónico ( $CO_2$ ) en metano, agua y materia orgánica degradada. En esta etapa culmina el proceso de fermentación anaeróbica de la materia orgánica.

En la Figura 1 se presenta un esquema con las fases del proceso de digestión anaeróbica, los microorganismos involucrados y los productos intermedios generados. Los números en el esquema representa la población bacteriana responsable del proceso: 1) bacterias fermentativas; 2) bacterias acetogénicas; 3) bacterias homoacetogénicas; 4) microorganismos metanogénicos hidrogenotróficos; 5) microorganismos metanogénicos acetoclásticos.

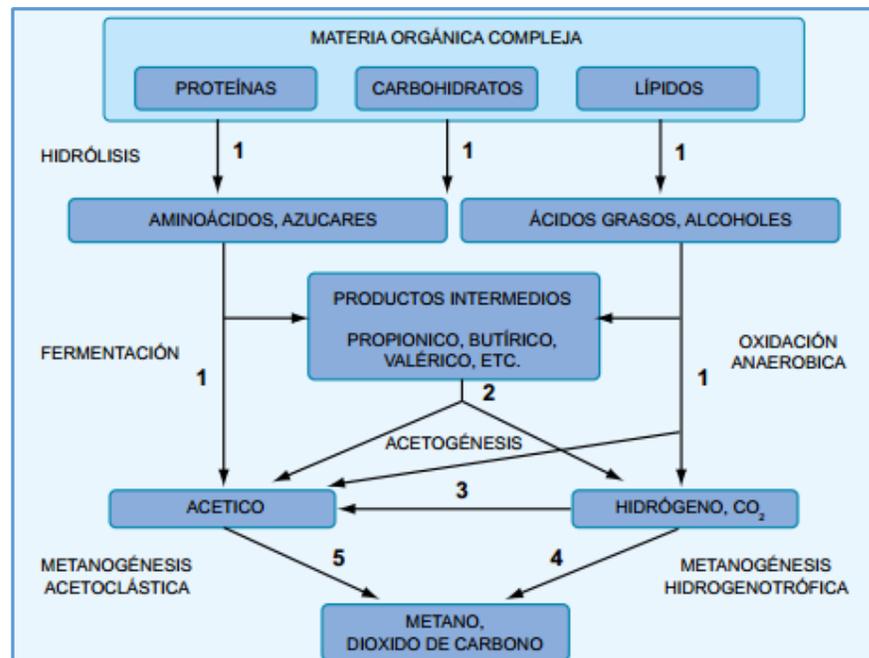


Figura 1: Esquema de reacciones de la digestión anaeróbica de materiales poliméricos.

Fuente: [9]

## **2.4 Factores determinantes en el proceso metanogénico [9].**

Los microorganismos, especialmente los metanogénicos, son altamente susceptibles a los cambios en las condiciones ambientales en que se desarrolla la digestión anaeróbica, provocando variaciones en la actividad enzimática del proceso. A continuación, se detallan algunas condiciones ambientales que influyen en la degradación de la materia orgánica.

### **2.4.1 Naturaleza y composición bioquímica de materias primas.**

Las características bioquímicas de los residuos orgánicos son determinantes en el proceso metanogénico, ya que inciden directamente en los niveles de actividad que presentan los microorganismos durante la fermentación. Las sustancias con alto contenido de lignina no son directamente aprovechables ya que presentan alta resistencia para ser degradados por los microorganismos, por lo que deben someterse a tratamientos previos (cortado, macerado, compostaje). En el caso de residuos de origen animales, la degradación de sustancia dependerá fundamentalmente del tipo de animal y la alimentación que estos hayan recibido [9].

### **2.4.2 Relación carbono/nitrógeno de las materias primas.**

El carbono y el nitrógeno son las principales fuentes de alimentación de microorganismos metanogénicos. El carbono constituye la fuente de energía y el nitrógeno es utilizado para la formación de nuevas células. Se ha establecido que la relación óptima de C/N en la digestión anaeróbica debe variar entre 20:1 y 30:1. Altas relaciones C/N conlleva una multiplicación y desarrollo de bacterias bajo por su baja proporción de nitrógeno, por lo que los periodos de producción de biogás se tornan más largos [9]. Por otro lado, relaciones de C/N bajas inhibe la actividad bacteriana debido a la formación de un excesivo contenido de amonio, el cual en concentraciones superiores a 3.000 [mg N/l] este se vuelve tóxico para los organismos metanogénicos e inhibe el proceso de digestión anaeróbica [12].

### **2.4.3 Temperatura**

La temperatura de operación del digestor es considerada uno de los principales parámetros de diseño, debido a la gran influencia de este factor en la velocidad de digestión anaeróbica y en la estabilidad del proceso [9].

El principio general indica que la tasa de reacciones químicas aumenta con la temperatura ambiente. Esto es parcialmente aplicable a la descomposición biológica y procesos de conversión, ya que es necesario tener en cuenta que los microorganismos involucrados en los procesos metabólicos tienen diferentes temperaturas óptimas de operación. Si la temperatura está por encima o por debajo de su rango óptimo, los microorganismos pueden inhibirse o, en casos extremos, sufrir daños irreversibles [13].

Existen tres rangos de temperatura en los que pueden trabajar los microorganismos anaeróbicos (Tabla 2.5): psicrófilos (por debajo de 25°C), mesófilos (entre 25 y 45°C) y termófilos (entre 45 y 65°C), siendo la velocidad máxima específica de crecimiento ( $\mu_{max}$ ) mayor conforme aumenta el rango de temperatura [9]. Dentro de cada rango de temperatura, existe un intervalo para el cual dicho parámetro se hace máximo, determinando así la temperatura de trabajo óptima en cada uno de los rangos de operación (Tabla 2.5).

Tabla 2.5: Rangos de Temperatura y Tiempo de fermentación anaeróbica

Fermentación	Mínimo	Óptimo	Máximo	Tiempo de fermentación
Psicrófilos	4-10 °C	15-18 °C	20-25 °C	Sobre 100 días
Mesófilos	15-20 °C	25-35 °C	35-45 °C	30-60 días
Termófilos	25-45 °C	50-60 °C	75-80 °C	10-15 días

Fuente: [9]

Para un óptimo funcionamiento del digester, se recomienda que el tratamiento anaeróbico se diseñe para que opere con variaciones de temperatura que no excedan los 0,6 – 1,2 °C /día.

#### 2.4.4 Rangos de pH y alcalinidad

Los grupos bacterianos involucrados en el proceso de digestión anaeróbica presentan niveles de actividad óptimos en torno a la neutralidad. El pH óptimo para cultivos mixtos se encuentra en el rango entre 6,8 y 7,4, siendo el pH neutro el ideal. Para que el proceso se desarrolle satisfactoriamente el pH de la mezcla no debe bajar de 6,0 ya que las bacterias disminuyen su actividad y, por otro lado, el pH no debe ser superior a 8,0 para evitar la formación de amonio. El valor del pH en el digester determina la producción y composición del biogás y de la materia orgánica degradada resultante [9].

En la Figura 2 se presenta la actividad de los microorganismos metanogénicos en función del pH en el que se encuentra. La drástica caída de la actividad metanogénica sobre el pH 8,0 se puede deber a cambios de  $NH_4^+$  a formas más tóxicas no iónicas de  $NH_3$ .

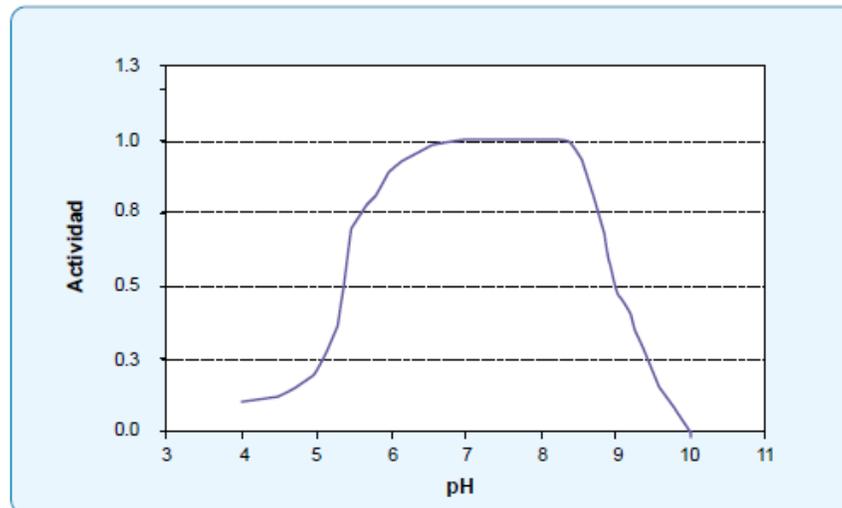


Figura 2: Efecto del pH sobre la actividad metanogénica.

Fuente: [14]

#### 2.4.5 Nutrientes (niveles de sales)

Se ha identificado que nutrientes como hierro (Fe), cobalto (Co), molibdeno (Mo), selenio (Se), calcio (Ca), magnesio (Mg), zinc (Zn), cobre (Cu), manganeso (Mn), tungsteno (W) y boro (B) en niveles de mg/L son esenciales para incrementar la actividad de los microorganismos anaeróbicos, obteniendo como resultado una mayor descomposición de la materia y mayores niveles de producción de metano [9].

#### 2.4.6 Agitación – Mezclado

La agitación de la materia orgánica en el digestor permite: mezclar el sustrato fresco suministrado con la población bacteriana existente; evitar la formación de costra en las paredes y superficies del digestor; uniformar la densidad bacteriana en la materia prima en degradación; evitar la formación de espacios “muertos” que reducen el volumen efectivo del reactor y se transforman en zonas sin actividad biológica; prevenir la formación de espumas y la sedimentación en el reactor [9].

La agitación contribuye al aumento de la producción de biogás y, además, disminuye el tiempo hidráulico de retención (THR) de la materia orgánica en el digestor. Estos fenómenos ocurren por los siguientes motivos:

- Distribución uniforme de la temperatura y sustrato en el interior del biodigestor.
- Distribución uniforme de los productos, tanto intermedios como finales.
- Mayor contacto entre el sustrato y las bacterias, evitando la formación de cúmulos alrededor de las bacterias.
- Evita la acumulación de lodo en la parte superior del digestor, también llamada “nata” o “espuma” que dificulta la salida del biogás.

## 2.5 Tecnologías para el proceso de digestión anaeróbica [13].

### 2.5.1 Tipo de alimentación

El tipo de carga o régimen de alimentación de los digestores en el proceso de fermentación anaeróbica determina el periodo de tiempo en que el sustrato fresco se encuentra disponible para la acción de microorganismos y descomposición de la materia orgánica. El tipo de alimentación se puede clasificar principalmente de tres formas: alimentación continua, cuasi continua e intermitente. La gran diferencia entre los dos primeros es que la alimentación cuasi continua, implica agregar sustrato fresco no fermentado al menos una vez por día, mientras que la alimentación continua se desarrolla de forma ininterrumpida.

#### a) Alimentación continua

El sustrato es bombeado desde el tanque o deposito pre-digestor hacia el reactor varias veces al día. La misma cantidad de sustrato fresco que es agregado al digestor debe ser extraído desde el tanque de almacenamiento del digestato (Figura 3).

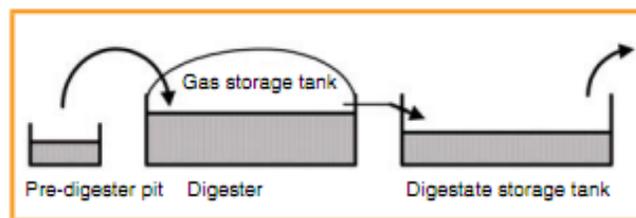


Figura 3: Esquema de digestores con alimentación continuo de materias primas.

Fuente: [13]

Este método de alimentación mantiene constante el nivel de llenado del digestor, el cual es vaciado solo en caso de reparaciones. Una de las principales características de este tipo de alimentación es que mantiene un nivel de producción de gas constante y buen uso de la capacidad del reactor. Dentro de las desventajas es que existe la posibilidad que el sustrato fresco agregado sea removido al tanque de almacenamiento anticipadamente, provocando que la materia orgánica no sea degradada completamente. Además, un tanque de almacenamiento de digestato abierto a la atmósfera se convierte en una potencial fuente contaminante por la emisión de gas metano a la atmósfera [13].

#### b) Alimentación continua con tanque de post-digestión

En esta configuración el tanque de almacenamiento de digestato se encuentra cubierto, permitiendo la post-digestión de la materia orgánica (Figura 4), aumentando los niveles de

producción y captura de biogás. El tanque de almacenamiento de digestato cumple la función de un tanque buffer, donde se degrada anaerómicamente el sustrato que no fue procesado en el digester de flujo continuo. Como resultado de esta configuración se obtiene la producción constante de biogás, tener una mayor degradación de materia orgánica y evitar la emanación de gas metano a la atmosfera [13].

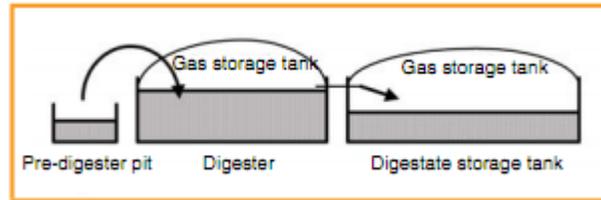


Figura 4: Esquema de digestores con sistema de alimentación continua con post digestión

Fuente: [13]

### c) Alimentación discontinua.

La alimentación discontinua e intermitente implica llenar completamente el digester con sustrato fresco y luego realizar un sellado hermético del tanque. La materia prima permanece dentro del tanque hasta que transcurra el tiempo de retención hidráulica (HRT) establecido, sin realizar adición o eliminación de sustrato durante ese periodo. Cuando se cumple el tiempo de permanencia el digester es vaciado y llenado nuevamente con sustrato fresco, con la posibilidad de conservar una pequeña proporción del digestato para utilizarlo como materia inoculante para el sustrato fresco [13].

Este tipo de alimentación se caracteriza por producir una generación intermitente de gas a lo largo del tiempo, donde la producción de gas comienza lentamente después de que el reactor se ha llenado, alcanza su punto máximo en unos pocos días (dependiendo del sustrato) y posteriormente comienza a declinar su producción. Con un solo digester no se puede garantizar la calidad ni la producción constante de gas, por lo que se recomienda realizar un relleno escalonado de varios digestores para buscar una producción estable de gas.

### 2.5.2 Fases y etapas del proceso.

Se denomina fase del proceso a un ambiente biológico con condiciones específicas e iguales, como temperatura y pH. Cuando la hidrólisis y metanogénesis es realizada en un mismo tanque se denomina un proceso de una etapa. Un proceso de dos etapas es cuando la hidrólisis y metanogénesis se realiza en tanques separados. Se utiliza el término etapa para describir un proceso específico del tanque, independiente de la fase biológica en que se encuentra [13].

Una planta de fermentación anaeróbica para la producción fertilizante y biogás se puede dividir en cuatro (4) fases:

- i. Manejo de sustrato
- ii. Extracción de biogás
- iii. Tratamiento y almacenamiento de digestato
- iv. Tratamiento, almacenamiento y uso de biogás

Las etapas mencionadas anteriormente no son independientes unas de otras. La selección y dimensionamiento de los equipos de cada etapa depende de la cantidad, el tipo y calidad de sustrato disponible, lo que es un aspecto determinante en el diseño del proceso del área de la ingeniería. Dependiendo de la composición del sustrato, puede ser necesario contar con un equipo de remoción de elementos, homogenización de la materia prima, o higienización de la materia prima. Posterior al pretratamiento, el sustrato debe ser trasladado al digestor, donde comienza el proceso de fermentación.

Las etapas del proceso mencionadas anteriormente se detallan a continuación:

### **Manejo del sustrato [13].**

#### a) Recepción de Materia Prima

Cuando la cantidad de sustrato es baja, se realiza una prueba visual de la materia prima a utilizar, para asegurar el cumplimiento de los estándares de calidad mínimos para el procesamiento del sustrato. En caso de la recepción de grandes niveles de materia prima se debe establecer métodos de aplicación rápida para determinar el cumplimiento de los estándares establecidos [13].

#### b) Almacenamiento

Los tanques de almacenamientos se utilizan para generar un stock de materias primas requeridas para el funcionamiento de los digestores, los cuales pueden ser dimensionados para satisfacer periodos que van desde días hasta meses [13]. En la Tabla 2.6 se detallan consideraciones generales a considerar para el almacenamiento de distintos tipos de sustratos.

Tabla 2.6: Almacenamiento de sustrato durante la etapa de pre digestión.

Ítem	Descripción
<b>Dimensionamiento</b>	Depende de: tipo de sustrato, capacidad de digestor, periodo de tiempo de almacenamiento entre sucesivas descargas, tasa de suministro de sustrato, etc.
<b>Consideraciones Especiales</b>	Evitar posibilidad de congelación de las materias primas
	Evitar procesos de biodegradación anticipada
	Medidas estructurales para minimizar olores
	Evitar emisiones al suelo y sistema de aguas
<b>Diseño</b>	Contenedores para almacenamiento de sustratos solidos de uso agrícola como silos móviles, silos de torre, silos de búnker, silos de bolsas y zonas de almacenamiento abiertas o cerradas
	Contenedores para almacenamiento de sustratos líquidos de uso agrícola como tanques y pre digestores de hoyo.
<b>Variables de Control</b>	Temperatura de almacenamiento
	Humedad de sales minerales
	Presencia de oxígeno en cultivos microbiológicos y almacenamiento de leche
	Incidencia rayos UV en cultivos microbiológicos

Fuente: [13]

c) Preparación de materias primas.

La naturaleza y grado de preparación del sustrato influye en el proceso de degradación de la materia. Realizar un proceso de pre tratamiento del sustrato tiene un efecto positivo en la etapa inicial del proceso de digestión, influyendo en la calidad del fertilizante y en el potencial energético del gas generado [13]. A continuación, se presentan 5 métodos de preparación de las materias primas:

*Clasificación y remoción de impurezas*

Es necesario realizar la clasificación y remoción de sustancias interferentes que varían dependiendo de la composición del sustrato [13]. Es importante evitar introducir piedras y elementos metálicos en los equipos de descomposición, ya que pueden afectar la operación de bombas, válvulas y sistemas de transporte de materiales. Para realizar la remoción de impurezas se utilizan separadores de densidad o tamices según corresponda.

*Trituración*

Proceso que se utiliza para aumentar la superficie de la materia orgánica disponible, lo que acelera el proceso de biodegradación. La interacción entre tiempo de retención y trituración de la materia orgánica influye en la producción de metano y degradación de la materia [13]. Los equipos de trituración de sustratos sólidos se ubican principalmente aguas arribas del digestor, donde se

utilizan generalmente astilladoras, molinos, trituradoras y tornillos transportadores con raspadores y cortadores.

#### *Humectación homogenización de Materia*

Se debe realizar una humectación del sustrato sólido que se utiliza en el proceso de digestión anaeróbica, para aumentar su contenido de agua y permitir el transporte de la materia a través de bombas. Se realiza generalmente en el depósito de pre digestión o en contenedores antes de ser introducido en el digestor. Los líquidos utilizados para humectar el sustrato sólido son heces líquidas, digestato líquido o agua de proceso [13].

El proceso de homogenización de la materia es una etapa importante en el pretratamiento ya que contribuye a la estabilidad del proceso, evitando que los microorganismos requieran un tiempo de adaptación debido a las fluctuaciones de carga y composición del sustrato. Esta etapa se puede prescindir si es que el digestor cuenta con sistemas de agitación.

#### *Higienización*

Cuando se utilizan residuos orgánicos críticos desde el punto de vista epidemiológico y fito higiénicos, como la utilización de heces de animales, es necesario realizar un pre tratamiento térmico para la eliminación de agentes patógenos. Existen dos tratamientos térmicos propuestos en “Guide to Biogas; From production to use” [13] para ser utilizados en las materias primas: calentar las sustancias a una temperatura de 70°C por un periodo mínimo de una hora; utilizar una autoclave donde la materia sea expuesta a una temperatura de 133°C con una presión de 3 bar por un tiempo mínimo de 20 minutos. El objetivo de este proceso es evitar la presencia de elementos contaminantes en etapas posteriores.

#### d) Transporte y alimentación de sustrato.

La elección de la tecnología a utilizar para el transporte y alimentación depende del tipo de materia a utilizar. Se puede hacer una distinción entre la tecnología a utilizar entre sustratos líquidos, que pueden ser bombeados, y sustratos sólidos que pueden ser apilables.

#### *Transporte de sustrato bombeable*

Se utilizan principalmente bombas accionadas con motores eléctricos, los cuales pueden ser controlados con temporizadores, sistemas de control computacionales o a través de interruptores accionados por un operador dependiendo del grado de automatización que se implemente en la planta. En la misma línea, las válvulas pueden ser del tipo de accionamiento manual o automática. Es importante realizar una correcta selección de materiales de los fittings y equipos de transporte del sustrato bombeable, ya que los procesos de fermentación que se lleva a cabo en este tipo de plantas son corrosivos y produce un desgaste de los componentes. Para llevar a cabo esta función se utilizan principalmente los siguientes tipos de bombas:

- Bombas rotatorias para el bombeo de estiércol líquido
- Bombas de desplazamiento positivo o bombas con desplazamiento rotatorio para el bombeo de sustratos semi líquidos con alto contenido de materia seca.

#### *Transporte de sustrato apilable*

Para transportar sustrato apilable se utilizan sistemas de transporte de carga convencional, como cintas transportadoras, sistemas raspadores de pisos, empujadores horizontales, alimentador de ariete o sistema de transporte de tornillo. Se debe tener cuidado con la presencia de piedras que entren al sistema o de sustratos no triturados, los que pueda provocar un atascamiento de los equipos.

### **Producción de fertilizante y biogás[15].**

#### a) Digestores

El elemento principal en una planta de digestión anaeróbica es el digestor, donde se lleva a cabo el proceso de descomposición de la materia orgánica en ausencia de oxígeno. Estos equipos deben ser completamente herméticos y estar compuestos por sistemas de alimentación de materias primas, sistema de captura de biogás y de extracción de digestato. Para mejorar el proceso de digestión anaeróbica y emular condiciones óptimas de temperatura se debe aislar el digestor e implementar un sistema de calefacción [15].

Los materiales utilizados para la construcción de la estructura de los digestores son plásticos, hormigón, acero o ladrillo dependiendo del tipo de digestor, de las condiciones del terreno, del sustrato a utilizar y restricciones presupuestarias [15].

Considerando el tipo de alimentación de materias primas y la forma en que se extraen los productos, se clasifican los digestores como: Discontinuos, semicontinuos y continuos.

#### *Digestores Discontinuos (Batch)*

Se utilizan contenedores móviles o digestores estacionarios de tipo caja. La alimentación del sustrato en este tipo de digestor es de tipo discontinua, donde se llena completamente el digestor con sustrato fresco y se realizar un sellado hermético del tanque, para evitar adición o eliminación de sustrato durante el periodo de retención hidráulica (HRT). Cuando se cumple el HRT se procede a vaciar el digestor y posteriormente se vuelve a llenar con sustrato fresco para iniciar un nuevo ciclo de digestión anaeróbica. Una práctica habitual en este tipo de digestores es la conservación de una fracción del digestato para utilizarlo como inoculante del sustrato fresco incorporado para dar inicio nuevo ciclo de digestión. La temperatura del proceso debe ser regulado por un sistema de calefacción para calentar la biomasa hasta la temperatura óptima de operación. Una vez que los microorganismos convierten la biomasa en biogás, este gas es captado por cabezales de extracción de gases ubicados en el digestor y posteriormente es transportado a tanques de almacenamiento o equipos de cogeneración [15].

La ventaja de utilizar digestores de tipo Batch para llevar a cabo el proceso de digestión anaeróbica de materia orgánica es la fácil construcción del sistema, los bajos costos de operación y de inversión en elementos mecánicos. Dentro de sus principales desventajas se encuentra: la producción irregular de biogás, alto consumo energético y los altos costos de mantención de las instalaciones

*Digestores tipo semicontinuos.*

Digestores donde se agrega carga de materia prima se realiza de forma parcial a lo largo del tiempo. Se realiza una primera carga con una gran cantidad de sustrato para iniciar el proceso de digestión anaeróbica y, posteriormente, se agregan nuevos volúmenes de materia prima en función del tiempo de retención hidráulico (TRH) y el volumen total del digestor. En este tipo de digestores se realiza una descarga regular del digestato, el cual se utiliza como fertilizante, y se compensa con el sustrato incorporado en cada etapa. Los diseños más comunes de este tipo de digestores son el Indiano y Chino.

*Digestores tipo continuo.*

En este tipo de digestores la alimentación de materia prima se realiza de manera continua y constante en el tiempo. El sustrato es desplazado a través del digestor por acción mecánica o a presión, lo que permite que a medida que ingresa el sustrato al digestor el digestato va siendo expulsado por el otro extremo. Una de las características de este tipo de digestor es que la producción de biogás es constante y predecible [15].

Los digestores de tipo continuo se pueden clasificar según su orientación como digestores verticales, horizontales o sistemas de tanques múltiples. Por otro lado, dependiendo del tipo de agitación de la materia orgánica que se ingresa se pueden clasificar como digestor de mezcla completa o digestor de flujo pistón. En la Tabla 2.7 se presenta un cuadro resumen donde se especifican las condiciones de operación estándar de digestores de flujo continuos.

*Tabla 2.7: Tipos de digestores de alimentación continua.*

Ítem	Digestor de mezcla completa	Digestor de flujo pistón
<b>Forma</b>	Cilíndrico	Rectangular
<b>Orientación</b>	Vertical	Horizontal
<b>Tipo de mezcla</b>	Mezcla completa	Mezcla vertical
<b>Materia prima</b>	Adecuado para materia prima simple (estiércol líquido)	Adecuado para materia prima compleja (estiércol sólido)
<b>Temperatura de proceso</b>	20 °C – 37 °C	35 °C – 55 °C
<b>Tiempo de retención</b>	30 - 90 días	15 - 30 días

Fuente: [15]

## b) Sistemas de agitación

El ingreso de materia prima fresca al digestor produce un efecto llamado agitación pasiva, el cual consiste en la mezcla de sustrato fermentado con el fresco debido a la convección térmica de los flujos y de las burbujas de gas que se generan durante el proceso de fermentación. Este tipo de agitación no es suficiente para que el proceso de digestión anaeróbica se desarrolle de manera óptima, por lo que es necesario implementar un sistema complementario de mezclado [15]. Las ventajas que produce implementar un sistema de agitación son:

- Se produce una inoculación de la materia prima fresca al entrar en contacto con el sustrato existente.
- Previene la formación de sedimentación y capas de sustratos.
- Genera una distribución uniforme de calor y nutrientes dentro del digestor.
- Facilita el flujo ascendente de burbujas de gas.

A continuación, se presentan distintos tipos de sistemas de mezclado de sustrato.

### *Agitación mecánica*

El sustrato es agitado a partir de acción mecánica, los cuales pueden funcionar de manera continua o intermitente.

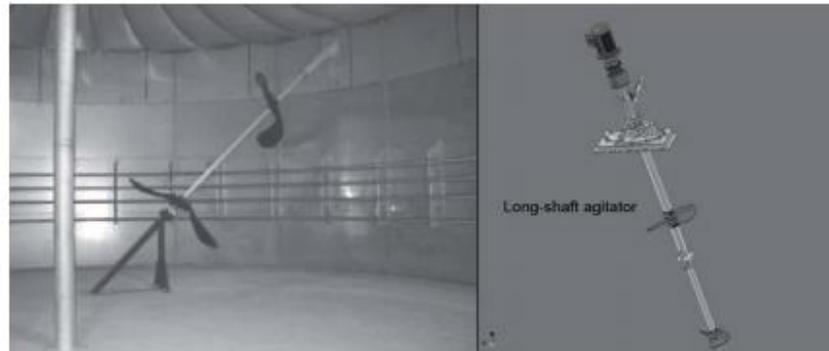
Los agitadores de hélices (Figura 5) se utilizan generalmente en digestores verticales. Este tipo de agitadores son accionados por motores eléctricos sumergibles y tienen la particularidad que utilizan el digestato como fluido refrigerante del sistema. Debido a que este tipo de agitadores se encuentran sumergido en la mezcla se deben utilizar recubrimientos anticorrosivos y evitar el uso engranajes expuestos [15].



*Figura 5: Agitador de hélices horizontal.*

Fuente: [15]

Los agitadores de paletas (Figura 6) se caracterizan por tener el motor eléctrico fuera del digestor, el cual se encuentra conectado por un eje (horizontal, vertical o diagonal) equipado con paletas que traspasa las paredes de la estructura. Se recomienda utilizar este tipo de agitadores por periodos breves y a baja velocidad.



*Figura 6: Agitador de paleta con eje diagonal.*

Fuente: [15]

Se utilizan agitadores axiales (Figura 7) para generar un flujo constante de materia dentro del digestor, direccionando la circulación del digestato desde la parte inferior del estanque hacia las paredes laterales. Estos agitadores son operados continuamente y se montan sobre ejes centrados en el techo de digestor. El motor se instala fuera del digestor y es conectado a una caja de reductora para generar agitación a bajas revoluciones [15].



*Figura 7: Sistema de agitadores axiales de eje vertical con motor exterior.*

Fuente: [15]

### **Agitación neumática**

Consiste en la inyección de biogás a través de boquillas, las que se instalan en la parte inferior del digestor, para provocar la mezcla de las materias primas a partir del movimiento producido por las burbujas a medida que atraviesan el sustrato. Una ventaja de este sistema es que los elementos mecánicos necesarios para la inyección de gas se instalan fuera del digestor, lo que disminuye la corrosión de los equipos [15].

### **Agitación hidráulica.**

Para este sistema de agitación se utilizan bombas y boquillas para hacer recircular el digestato en estado líquido a través del digestor, donde el flujo de materia contribuye a la mezcla del sustrato. En esta configuración los elementos y equipos mecánicos se instalan fuera del digestor, por lo que el sistema presenta bajos niveles de desgaste [15].

#### c) Sistemas de calefacción y aislamiento de digestores

La temperatura de operación de los digestores es uno de los parámetros más importantes a controlar para llevar a cabo el proceso de digestión anaeróbica satisfactoriamente. Disminuir las fluctuaciones de temperatura dentro del equipo evita generar un desequilibrio microbiológico durante el proceso de digestión [15]. Los principales factores que contribuyen a las fluctuaciones de temperaturas son:

- Adición de materias primas con temperaturas distintas a la del proceso de digestión
- Formación de zonas con diferencias de temperaturas producidas por aislamiento deficiente de los tanques, errores en el dimensionamiento de los equipos de calefacción o variaciones térmicas producto del mecanismo de agitación.
- Disposición incorrecta de sistemas de calefacción.
- Variaciones de la temperatura ambiental durante las estaciones del año.

El sustrato debe ser calefaccionado con el objetivo de mantener la temperatura óptima del proceso constante y contrarrestar las pérdidas de calor de los equipos. La calefacción se puede realizar con intercambiadores de calor integrado o externo, los que se detallan a continuación:

- Intercambiadores integrados: son equipos instalados en las paredes internas del digestor, en la parte inferior o conectada con el sistema de agitación que cumple la función de calentar el sustrato desde el interior del digestor (Figura 8) [15].
- Intercambiadores de calor externos: calientan el sustrato antes de que ingresa al digestor, lo que contribuye a disminuir las fluctuaciones térmicas asociadas a la alimentación de materias primas. En este tipo de intercambiadores es importante que el sistema de recirculación del sustrato sea continuo o, en su defecto, debe contar con un calefactor interior para mantener la temperatura constante dentro del digestor [15].

Otro factor importante que considerar para mantener la temperatura de operación de los equipos y disminuir el consumo de energía es recubrir los elementos con material aislante (Figura 9). La selección de los aislantes a utilizar depende del lugar donde se encuentra ubicada la planta y las condiciones ambientales a las que se encuentra expuesta. Los materiales que se usan generalmente para aislar los equipos son: fibra mineral, poliestireno, poliuretano o lana de vidrio.



*Figura 8: Sistema de calefacción de serpentín interno de un digestor*

Fuente: [15]



*Figura 9: Sistema de calefacción de una planta de biogás (izquierda) y aislación térmica de un digestor de hormigón (derecha)*

Fuente: [15]

### 2.5.3 Almacenamiento del digestato

Una vez que se finaliza la digestión anaeróbica, el digestato es extraído del digestor a través de cañerías hasta los tanques de almacenamiento. La capacidad de los tanques debe garantizar el almacenamiento digestato por el periodo de tiempo que establezca la autoridad sanitaria de cada país [15].

#### a) Digestato líquido

Se utilizan principalmente tanques cuadrados o cilíndricos, los cuales pueden estar equipados con sistemas de agitación para garantizar una homogenización del digestato independiente de su tiempo de almacenamiento. Un aspecto importante que considerar es mantener un cierre hermético del tanque de almacenamiento para evitar la emanación de olores y pérdidas de nutrientes en el periodo de almacenamiento [13].

#### b) Digestato sólido.

Dependiendo del uso que tenga el residuo sólido de la digestión anaeróbica, este puede ser almacenado en forma de pilas en explanadas exteriores de concreto o asfalto; dentro de estructuras metálicas o bodegas; dentro de silos móviles o container; tambores metálicos o plásticos. Se debe evitar que los residuos sólidos entren nuevamente en contacto con fluidos, para no aumentar el peso del desecho y reactivar el proceso de digestión anaeróbica [13].

Estadísticas indican que más del 20% de la producción de biogás se genera fuera del digestor, precisamente en los tanques de almacenamiento. Para evitar la emanación de metano y disminución en la cantidad de nutrientes del fertilizante es importante contar con un sistema de cubierta hermética que garantice la captura de estos gases [15].

## 2.6 Unidad de control

Debido a la cantidad de procesos que se encuentran relacionados en una planta de digestión anaeróbica para la producción de biogás y fertilizante orgánicos, es necesario contar con una unidad de control para gestionar la producción de la planta. Realizar un monitoreo y documentación del proceso contribuye para reconocer alteraciones en la operación y poder realizar las rectificaciones en el menor tiempo posible [15].

El monitoreo de las condiciones de operación deben incluir un análisis de los parámetros físicos y químicos cada proceso. Los parámetros mínimos que monitorear son:

- Tipo y cantidad de sustrato ingresado diariamente
- Temperatura de los procesos
- Valores de pH de los procesos
- Cantidad y composición de gas producido
- Nivel de llenado de los equipos

Otros parámetros que se pueden monitorear para aumentar el grado de control sobre la planta pueden ser:

- Alimentación de materias primas.
- Calefacción del digestor.
- Intensidad y frecuencia de sistema de agitación.
- Cantidad de remoción de sedimentos.
- Sistema de separación sólido-líquido.

El tipo de control y monitoreo que se implementan en plantas biogás pueden variar desde simples temporizadores y sistemas de control analógicos hasta sistemas de visualización computarizada con control remoto que depende del nivel de automatización que se desee implementar. A continuación, se detallan los parámetros mínimos recomendados a monitorear en este tipo de plantas [15].

### **2.6.1 Cantidad de materia prima ingresada**

La cantidad de materia prima que ingresa al digestor a través de sistemas de bombeos puede ser determinada a través flujómetros inductivos o capacitivos, como también utilizando instrumentos con sistemas de ultrasonidos y termales. Se recomienda evitar dispositivos con mecanismos de medición mecánica ya que se pueden ver afectados en su operación con los gases emanados [15].

Para determinar la cantidad de materia sólida ingresado al digestor se utilizan sistemas de medición de peso, los cuales permiten ajustar la dosificación de la materia sólida suministrada.

### **2.6.2 Sistema de medición de nivel de llenado del Digestor**

Para llevar a cabo la medición del nivel de llenado dentro de un digestor se utiliza sistemas de ultrasonido o radar, los cuales miden la presión hidrostática de la base del digestor o, en su defecto, la distancia con la superficie del líquido contenido [15].

### **2.6.3 Nivel de llenado de tanques de gas**

Se utilizan principalmente sensores de presión dentro de los tanques de gas en caso de que existe almacenamiento del biogás. Cuando el sistema reporta una baja cantidad de gas disponible para la operación de la unidad de cogeneración, el sistema se apaga y vuelve a operar cuando el nivel de gas disponible garantice la operación estable de la unidad de cogeneración [15].

#### **2.6.4 Temperatura de proceso**

La temperatura dentro del digestor debe ser monitoreada constantemente, por lo cual se deben implementar sensores de temperatura o termocuplas en distintos puntos del digestor para tener una visión del funcionamiento de todo el proceso [15].

#### **2.6.5 Medición de pH**

La medición de este parámetro se puede realizar manualmente o de manera electrónica con los respectivos sensores. La importancia de esta medición es que permite tener información del rendimiento y estado del proceso de digestión anaeróbica de la planta [15].

#### **2.6.6 Cantidad de biogás**

La medición se realiza a través de un gasómetro, el cual es instalado directamente en las cañerías de extracción de gas. La información proporcionada en este sistema de medición permite identificar las variaciones de la producción de gas [15].

#### **2.6.7 Composición de biogás**

La composición del biogás puede ser monitoreada continuamente a través sensores basados en transmisión de calor, absorción de radiación infrarroja y sensores electroquímicos. Los sensores infrarrojos son adecuados para realizar medición de la concentración de metano y dióxido de carbono. Los sensores electroquímicos se utilizan para medir los contenidos de hidrógeno, oxígeno y sulfuros de hidrógeno contenidos en el biogás [15].

## 2.7 Indicadores Económicos

Para evaluar la factibilidad económica de la implementación de la solución propuesta se utilizan tres indicadores económicos: Tiempo de retorno de la inversión (Payback); Valor actual neto (VAN); Tasa interna de retorno (TIR).

### 2.7.1 Periodo de recuperación del capital (Payback)

Indicador que determina el tiempo que se requiere para que los flujos de caja acumulados de un proyecto recuperen la inversión inicial realizada.

$$0 = -I_0 + \sum_{i=1}^T F_i$$

Donde  $I_0$  representa la inversión inicial del proyecto,  $F_i$  el flujo de efectivo en el periodo  $i$  y  $T$  corresponde al periodo de retorno de la inversión.

### 2.7.2 Valor actual neto (VAN)

Indicador que determina el valor presente de la suma de los flujos en efectivos estimados de un proyecto. Para un proyecto en el que se evalúan  $N$  periodos el VAN se calcula según:

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

Donde  $I_0$  representa la inversión inicial del proyecto,  $F_i$  el flujo de efectivo en el periodo  $i$ ,  $N$  corresponde al periodo de retorno de la inversión y  $r$  representa la tasa de descuento del proyecto que representa el valor del dinero en el tiempo.

### 2.7.3 Tasa interna de retorno (TIR)

Indicador que mide la rentabilidad de un proyecto o activo. Se define como la tasa de descuento que hace que el VAN sea igual a cero. La TIR se calcula igualando la ecuación de VAN a cero, como se presenta a continuación.

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

## 2.8 Ejemplos de plantas

### 2.8.1 IES BIOGAS - Hacienda agrícola Sartor Antonio (Italia) [16].

Empresa que ha realizado más de 200 plantas de biogás en Italia. El método de producción de biogás que utilizan (Figura 10) es a través de la digestión anaeróbica de la materia orgánica, utilizando preferentemente los descartes agrícolas de maíz, trigo y estiércol de animales como materia prima. El tipo de alimentación de los digestores que utilizan es del tipo cuasi continuo, en el cual se agrega materia orgánica a los equipos un número determinado de veces al día. El método de producción utilizado es de “Doble etapa”, en el cual la materia orgánica ingresa a los biodigestores con un tiempo de retención de 100 días, donde posteriormente es bombeado a estanques de almacenamiento. Una de las ventajas de la utilización de este método es que permite una mayor degradación de la materia orgánica y mayor producción de biogás. El tipo de bacterias utilizado en este tipo de instalaciones son del tipo mesófila con una temperatura de operación que oscila entre los 38 – 42°C. La desulfuración del gas se realiza a través de un proceso biológico, en el cual se le agrega colonias bacterianas para llevar a cabo dicha función.

El biogás producido se transporta a una unidad de cogeneración donde se produce energía eléctrica y calor, el cual es reutilizado para la calefacción de los digestores y procesos productivos de la planta. Al término del proceso de fermentación se obtiene un digestato, el cual debe ser sometido a un proceso de separación sólido – líquido, los cuales son utilizados como fertilizantes. En la Tabla 2.8 se presentan las especificaciones técnicas de la planta de biogás [16].

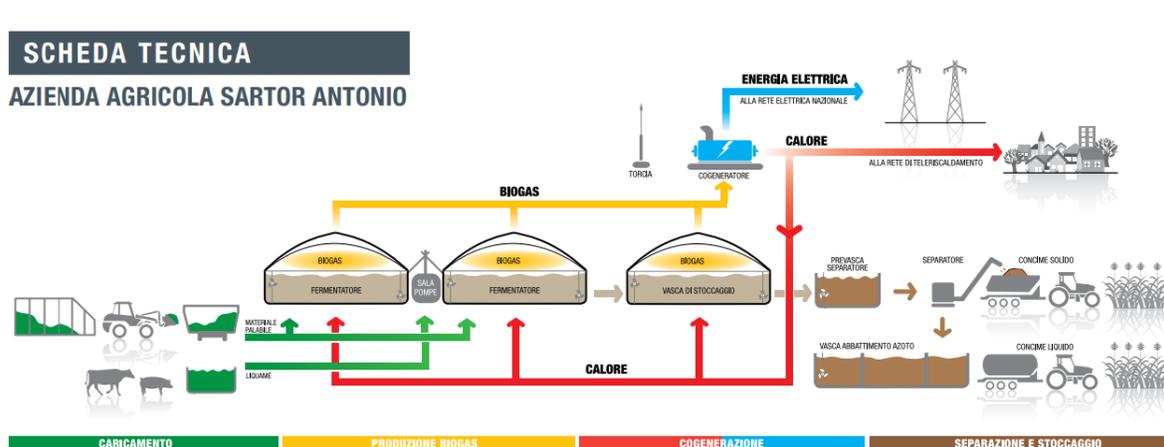


Figura 10: Esquema del sistema de producción de biogás de la Hacienda Agrícola Sartor Antonio (Italia)

Fuente: [16]

Tabla 2.8: Especificación técnica de planta de biogás Hacienda Agrícola Sartor Antonio (Italia)

Ítem	Cantidad
Volumen Digestor	3.060 m <sup>3</sup>
Materia Prima	14,3 ton/d estiércol de bovino
	7,8 ton/d Aguas residuales
	6,4 ton/d maíz ensilado
	4,1 ton/d triticale
Potencia instalada	330 kW
Producción de metano	1.300.000 m <sup>3</sup> /año
Producción de energía eléctrica	2.600.000 kWe/año
Producción de energía térmica	S/I
Utilización digestato	Fertilizante

Fuente: [16]

### 2.8.2 KIEFER TEK Ltd. - Servia of Kozani Biogas Plant (Grecia)

La planta de biogás de Servia de Kozani [17] comenzó a funcionar a principios del 2017. La planta cuenta con un digestor anaeróbico cuasi continuo el cual utiliza anualmente como materia prima 21.600 toneladas de heces de cerdos y 570 toneladas de residuos de la cosecha de maíz de granjas cercanas a la planta. Cuenta con un digestor de 1.700 m<sup>3</sup> que produce 390.000 Nm<sup>3</sup> de biogás anualmente, el cual es utilizado para producir electricidad y calor para los procesos de producción. El proceso de digestión se lleva a cabo a partir de bacterias mesófilas con una temperatura de operación de 40°C, con un tiempo de retención hidráulica de la materia prima de 28 días aproximadamente. El equipo de cogeneración utilizado es de 100 kW<sub>e</sub>, donde se estima una producción anual de electricidad de 855 MWh/año. Del proceso digestión anaeróbica se obtienen 21.000 toneladas de digestato líquido y sólido, el cual es utilizado como fertilizante en las granjas cercanas a la planta. En la Tabla 2.10 se presentan las especificaciones técnicas de la planta de biogás.

Tabla 2.9: Especificación técnica de la planta de biogás Servia of Kozani Biogas Plant (Grecia).

Ítem	Cantidad
Volumen Digestor	1.700 m <sup>3</sup>
Materia Prima	59 ton/d estiércol de cerdo
	1,6 ton/d maíz ensilado
Potencia instalada	100 kW
Producción de metano	390.000 m <sup>3</sup> /año
Producción de energía eléctrica	855.000 kWe/año
Producción de energía térmica	S/I
Utilización digestato	Fertilizante

Fuente: [17]

### 2.8.3 RWL Water - Latterie & Caseificio Moro (Italia)

Latterie & Caseificio Moro es una lechería y fábrica de quesos ubicada en Treviso, en el noreste de Italia. En el proceso de elaboración de quesos, se eliminan 105 toneladas de suero de queso como desecho del proceso productivo, los cuales son procesados en un reactor de tanque con agitado continuo (CSTR) produciendo 1.882 Nm<sup>3</sup>/d de metano. La planta cuenta con una unidad de cogeneración de 300kW, la cual produce diariamente 7.200 kW eléctricos y 7.320 kWh<sub>t</sub> térmicos, los cuales se utilizan para abastecer con energía térmica los procesos que la planta requiere [17].

El proceso de digestión anaeróbica produce un digestato, el cual es separado en componentes sólidos y líquidos. La fase sólida, correspondiente al 17-18% del digestato, es utilizada como fertilizante en la agricultura. La parte líquida se envía a la planta de tratamiento aeróbico existente. La fermentación anaeróbica disminuye la mayor parte del carbono orgánico contenido en el suero, pero no cambia el contenido de nitrógeno. Este proceso utilizado permite disminuir la demanda de oxígeno de las aguas residuales de productos lácteos y del digestato líquido que sufre el tratamiento aeróbico en un 97%, mientras que el nivel de nitrógeno y fósforo disminuye en un 92% y 35% respectivamente. En la Tabla 2.10 se presentan las especificaciones técnicas de la planta de biogás.

Tabla 2.10: Especificación técnica de la planta de biogás de Latterie & Caseificio - Moro RWL Water Italia

Ítem	Cantidad
Volumen Digestor	1.240 m <sup>3</sup>
Materia Prima	105 ton/d suero de queso
Potencia instalada	300 kW
Producción de metano	687.000 m <sup>3</sup> /año
Producción de energía eléctrica	2.630.000 kWh/año
Producción de energía térmica	2.672.000 kWh/año
Utilización digestato	Fertilizante

Fuente: [17]

### 2.8.4 First Milk – Lake District Creamery of Cumbria (Inglaterra)

Planta de digestión anaeróbica que utiliza como materias primas los desechos de la lechería Apatría de First Milk Company [18]. Los residuos reutilizados corresponden a aguas de lavado utilizado como enjuague de procesos y permeado de suero, residuo de la producción de queso después de la extracción de proteínas para suplementos energéticos. El líquido es bombeado desde la lechería hasta dos estanques de digestión anaeróbica con una capacidad de 5000 m<sup>3</sup>, donde las bacterias convierten las grasas y azúcares contenidos en el líquido en biogás. La planta tiene una capacidad de tratamiento de 1.650 m<sup>3</sup> de efluentes por día, generando 1.000 m<sup>3</sup> de biogás por hora y alrededor de 5 MW de energía térmica. Cada metro cúbico de materia prima de alimentación que ingresa al digestor anaeróbico genera 14 metros cúbicos de biogás.

El gas producido es almacenado en un domo antes de ser procesado como biometano. Un 80% del gas alimenta una unidad purificadora de membranas que elimina el dióxido de carbono para producir el bio metano, el cual es inyectado a la red de gas. Con la tecnología de digestión anaeróbica utilizada en la planta han logrado reducir la demanda química de oxígeno (DOQ) de los residuos en un 95%. La unidad de digestión aeróbica elimina el DOQ residual y las trazas de nitratos y fosfatos contenidos en el digestato líquido, lo que permite realizar una descarga segura de agua al río. Con este proceso se logra una reducción de 7.000 toneladas anuales de carbono a la atmosfera. Se presentan en la Tabla 2.11 las especificaciones técnicas de la planta de digestión anaeróbica.

Tabla 2.11: Planta de digestión Anaeróbica First Milk – Lake District Creamery of Cumbria, Inglaterra

Ítem	Cantidad
Volumen Digestor	10.000 m <sup>3</sup>
Materia Prima	1.650 m <sup>3</sup> /d permeado de suero
Potencia instalada	No
Producción de metano	5.800.000 m <sup>3</sup> /año
Producción de energía eléctrica	No
Producción de energía térmica	1.825.000 kWt/año
Utilización digestato	Purificado como agua

Fuente: [18]

### 2.8.5 HBS Energía S.A – Planta Los Ángeles (Chile)

La planta fue de Biogás Los Ángeles fue diseñada por HBS Energía S.A como una solución para la estabilización de estiércol de bovino producida por una de las empresas del grupo económico Briones Saval (Figura 11). Utiliza como materias primas excretas animales, cultivos energéticos (maíz) y desechos agroindustriales. Tiene una producción de 9.600 m<sup>3</sup>/día de biogás y cuenta con una unidad de cogeneración de 1,1 MW<sub>e</sub> [19].

En sus instalaciones cuenta con un total 6 tanques de almacenamiento para llevar a cabo el proceso de digestión anaeróbica, donde cuenta con dos tanques de sedimentación por donde ingresan las materias primas al proceso, dos digestores de 450 m<sup>3</sup> cada uno, un post-digestor con una capacidad de 2.600 m<sup>3</sup> y un contenedor de almacenamiento de 5.600 m<sup>3</sup> donde se almacena el digestato. Se utilizan bombas para realizar la separación sólido-líquido del digestato, el cual es comercializado por inversiones Vigo Ltda., empresa perteneciente al holding Briones Saval. El proceso de digestión anaeróbica se lleva a cabo a temperaturas en torno a 38-40°C.

La planta produce 12.000 m<sup>3</sup> de digestato, donde una parte se utiliza como fertilizante en los campos de producción y el resto es comercializado. El calor resultante de la unidad de cogeneración se utiliza para calefaccionar un invernadero para tomates, de 2 hectáreas de superficie, logrando con ello quintuplicar el nivel de producción de este tipo de vegetales [20]. Esta planta tuvo un costo inicial de €2.800.000. En la Tabla 2.12 se presentan las especificaciones técnicas de la planta.

Tabla 2.12: Especificación técnica de planta de biogás Planta Los Ángeles - HBS Energía SA

Ítem	Cantidad
Volumen Digestor	900 m3
Materia Prima	37 ton/d estiércol de animal
	31 ton/d maíz ensilado
Potencia instalada	1.021 kW
Producción de metano	1.880.000 m3/año
Producción de energía eléctrica	8.372.000 kWe/año
Producción de energía térmica	S/I
Utilización digestato	Fertilizante

Fuente: [19]



Figura 11: Planta de digestión anaeróbica Los Ángeles - HBS Energía SA.

Fuente: [19]

### **2.8.6 Conclusiones**

Se puede concluir que los cinco casos estudiados anteriormente tienen la finalidad de utilizar los desechos agrícolas y estiércoles de granjas de animales para la producción de electricidad y calor de procesos. Si bien luego del proceso de digestión anaeróbica de los residuos obtienen un digestato que es utilizado como fertilizante en granjas, el objetivo principal de este tipo de planta no es el enriquecimiento biológico de los fertilizantes producidos, sino suplir sus demandas de calor y electricidad buscando maximizar la producción de biogás de las plantas.

El objetivo de este trabajo de título es generar una planta con el foco en la producción de fertilizante orgánico enriquecido biológicamente a través de un proceso de digestión anaeróbica. La optimización y equipos seleccionados para la planta tienen como finalidad maximizar las propiedades biológicas del fertilizante.

### 3 Mercado de biofertilizantes

#### Situación Internacional

La última publicación “The World of Organic Agriculture – Statics and Emerging Trends 2017” [21] del Instituto de Investigación de Agricultura Orgánica (FIBL) y de la Federación Internacional de Movimientos de Agricultura Orgánica (IFOAM) señala, que la producción orgánica certificada tuvo ventas de MM USD 81.600 en el año 2015 y que 179 países tienen superficies certificadas.

Al analizar el desarrollo de la agricultura orgánica desde el año 1999, se puede observar que la superficie orgánica era de 11 millones de hectáreas equivalente al 0,2% de la superficie agrícola. En el año 2015 la superficie orgánica agrícola alcanza las 50.9 millones de hectáreas equivalentes al 1,1 de la superficie agrícola total disponible, lo que implica que la superficie orgánica certificada en este periodo de tiempo se ha quintuplicado. En la Figura 12 se presenta la evolución mundial de la superficie orgánica agrícola y el porcentaje de la superficie agrícola total que representa.

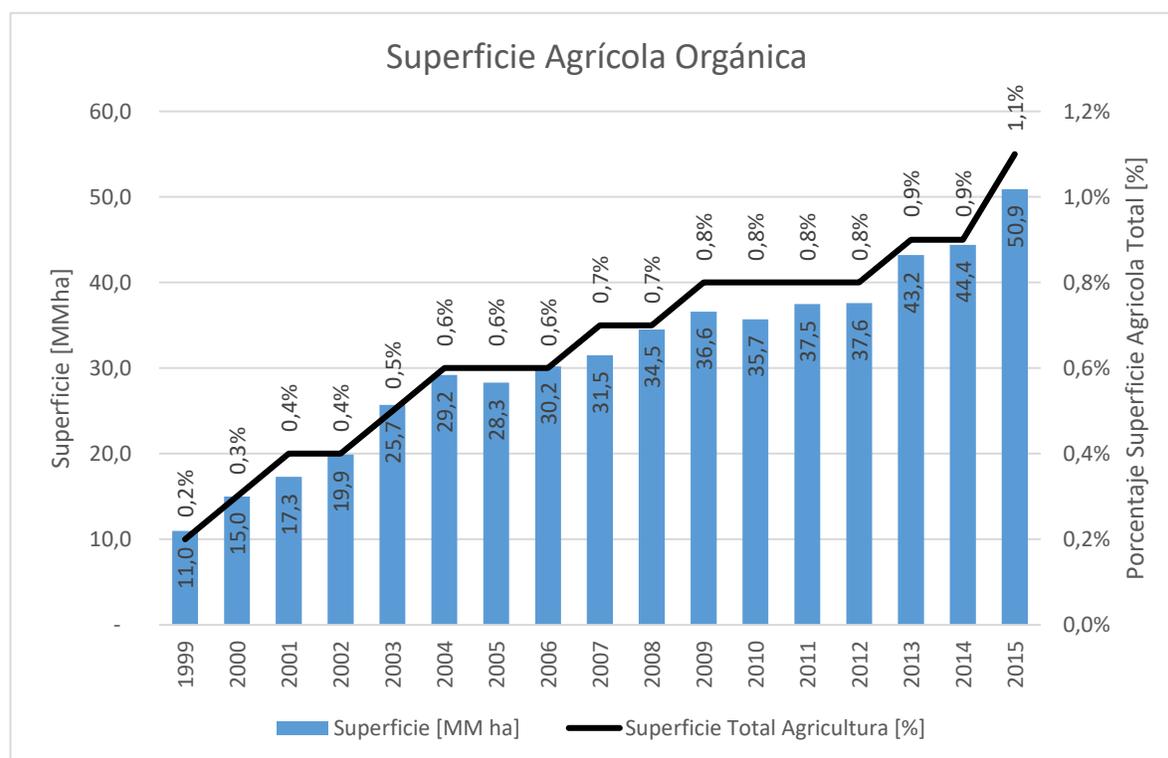


Figura 12: Superficie agrícola orgánica total a nivel mundial en el año 2015.

Fuente: [21]

En la Tabla 3.1 se tabula la evolución de la superficie orgánica desde el año 2007 al año 2015 por continentes. En la Figura 13 se grafica la evolución de la superficie orgánica, donde se puede observar el aumento de las cantidades en todas las regiones excepto en Latinoamérica. Esta situación se debe a la disminución de 264.000 ha de praderas en las islas Fokland, lo que significa un 1,3% de la superficie orgánica disponible de la región menos. Oceanía ha sido el continente que muestra el mayor aumento en superficie certificada, seguido por Europa y África.

Tabla 3.1 Superficie Agricultura orgánica por continentes

Continente	Superficie [MMha]				
	2007	2009	2011	2013	2015
Africa	0,86	1,00	1,07	1,21	1,68
Asia	2,9,	3,58	3,69	3,41	3,97
Europa	7,79	9,23	10,55	11,40	12,72
Latinoamérica	5,59	7,66	6,97	6,81	6,74
América del Norte	2,29	2,65	3,02	3,05	2,97
Oceanía	12,07	12,15	12,19	17,32	22,84

Fuente: [21]

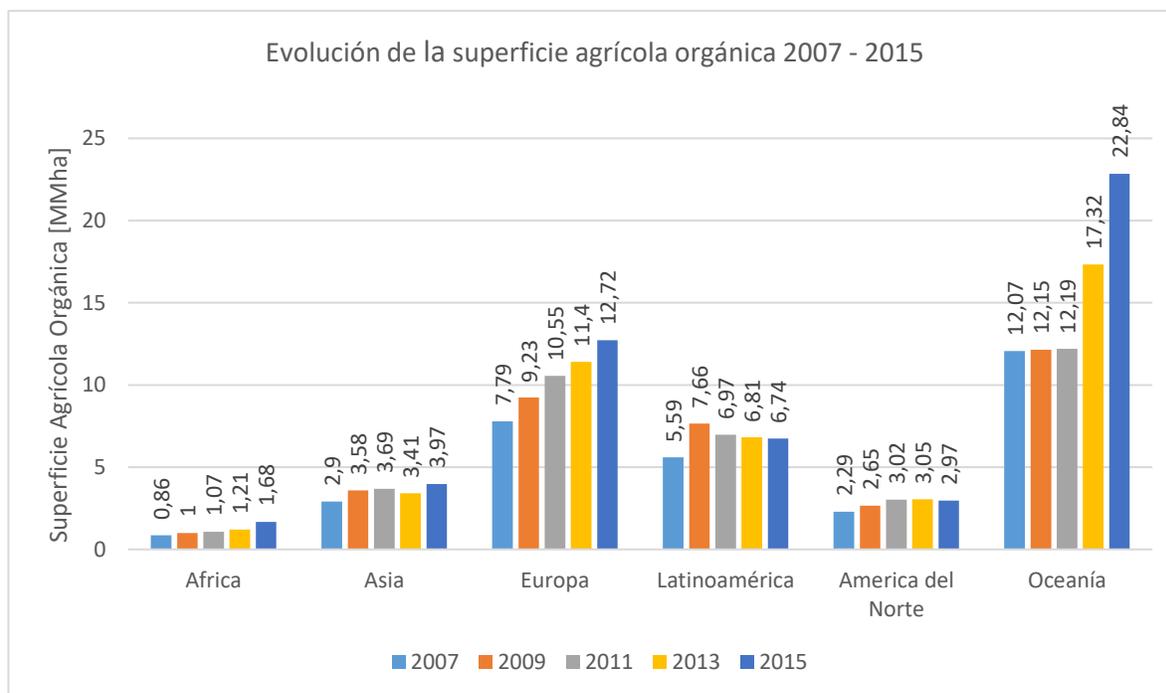


Figura 13: Evolución de la superficie agrícola orgánica 2007 – 2015 a nivel mundial.

Fuente: [21]

### Situación nacional.

Los informes de “Datos de Producción Orgánica” del Servicio Agrícola y Ganadero [6, 22-25] proporcionan las estadísticas de superficie orgánica certificada en Chile desde el año 2009 hasta el año 2017, exceptuando la información correspondiente al año 2013. En la Figura 14 se presenta la evolución de la superficie certificada del periodo 2009 – 2017, donde se puede observar una disminución entre los años 2009 hasta el año 2014 de 71.162 hectáreas, alcanzando un valor mínimo del periodo de 79.622 hectáreas. En el periodo comprendido entre los años 2014 hasta el año 2017 se puede observar un crecimiento anual entorno del 30%, lo que se traduce en un aumento de 95.044 hectáreas certificadas en dicho periodo, alcanzando un valor máximo en el año 2017 de 174.666 hectáreas.



Figura 14: Superficie orgánica total certificada en Chile periodo 2009 – 2017

Fuente: [6, 22-25]

En la Tabla 3.2 se tabula el desglose del tipo de cultivo orgánico certificado, las cantidades correspondientes a cada cultivo y los valores totales de las hectáreas certificadas por temporada, donde el principal aumento de superficie se ve reflejado en uva vinífera, frutales menores y mayores en el último año.

Tabla 3.2 Superficie orgánica certificada en Chile periodo 2009-2017.

Rubro	2009/2010	2010/2011	2011/2012	2014	2015	2016	2017
Rec. silvestre	119.087	80.870	86.466	61.751	81.054	116.136	154.942
Uva vinífera	3.859	4.537	4.556	3.571	3.735	3.063	4.446
Frutales menores	5.415	3.057	3.005	2.384	3.600	2.478	6.069
Frutales mayores	4.139	3.850	3.307	2.815	2.455	2.916	4.693
Praderas	16.571	14.341	1.845	2.548	2.698	1.621	1.844
Hierbas medicinales	1.221	1.104	1.106	111	1.428	260	491
Hortalizas	180	161	132	683	1.155	499	370
Cereales	287	144	226	129	269	180	311
Semillas y plantines	10	36	5	32	93	34	157
Sin uso productivo	-	671	757	5.598	4.499	4.788	-
Otros cultivos	15	11.182	9.813	0	0	0	1.344
<b>Total</b>	<b>150.784</b>	<b>119.953</b>	<b>111.218</b>	<b>79.622</b>	<b>100.986</b>	<b>131.974</b>	<b>174.666</b>

Fuente: [6, 22-25]

En la Figura 15 se presenta la superficie orgánica certificada por región de la temporada 2017, sin considerar la superficie utilizada para recolección silvestre. De la figura se puede observar que la región del Bio-Bio es la región con mayor superficie certificada con 5.309 hectáreas, seguida por la región del Maule (3.887 ha) y la región de O'Higgins (2.351 ha). Según las estadísticas proporcionadas por el servicio agrícola y ganadero (SAG) no hay superficie certificada entre la región de Arica y Parinacota y Atacama en la zona norte, ni en la región de Aysén y Magallanes en el sur de Chile.

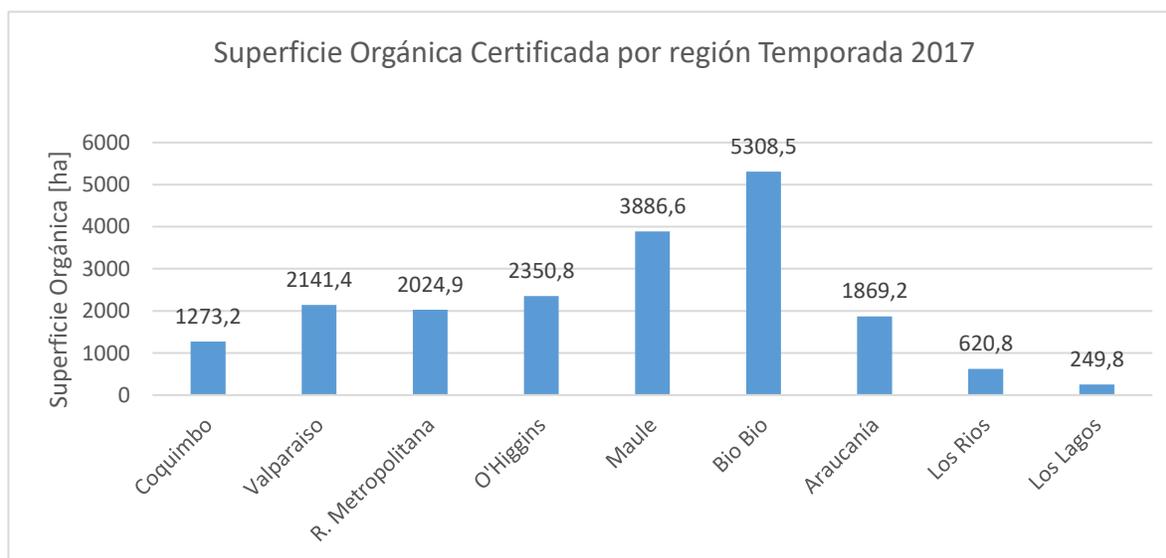


Figura 15: Superficie orgánica certificada por cada región de Chile - Temporada 2017

Fuente: [6]

## 4 Diseño de procesos.

### 4.1 Identificación de procesos

Para llevar a cabo el diseño de la planta de fertilizantes orgánicos líquidos fermentados (FOFL) se identifican los distintos procesos involucrados en la etapa productiva. A partir de lo anterior se realiza una descripción de cada proceso, se identifican los flujos de materia, los equipos involucrados y las variables de control en cada uno de ellos. A continuación, se presenta el detalle de cada proceso identificado:

#### 4.1.1 Recepción.

**Descripción:** Proceso en el cual se recibe las materias primas a utilizar, donde la materia prima líquida es almacenada en estanques y la materia prima sólida en zonas de acopio.

**Flujos principales:** Materia prima sólida y líquida.

**Equipos involucrados:** Estanques de almacenamiento.

#### 4.1.2 Trituración y transporte.

**Descripción:** Se realiza un pretratamiento de trituración para disminuir el tamaño de la materia prima sólida, con el objetivo de facilitar el proceso de digestión anaeróbica.

Posteriormente se transportan los sólidos a través de un tornillo sin fin hasta el digestor. La materia prima líquida almacenada es bombeada hasta el digestor.

**Flujos principales:** Materia prima sólida y líquida.

**Variables de control:** Cantidad de materia transportada y tamaño de triturado.

**Equipos involucrados:** Trituradora, tornillo sin fin y bombas.

#### 4.1.3 Digestión.

**Descripción:** Se utiliza un digestor del tipo Batch de alimentación discontinua con agitadores para llevar a cabo la digestión anaeróbica.

**Flujo principal de entrada:** Materia prima pre tratada.

**Flujo principal de salida:** Digestato y biogás.

**Variables de control:** Temperatura de operación, nivel de llenado, velocidad de agitación y pH de la solución.

**Equipos involucrados:** Digestor tipo Batch.

#### 4.1.4 Filtración.

**Descripción:** El digestato resultante a partir del proceso de digestión anaeróbica es bombeado a través de bombas hasta un filtro prensa, equipo en el cual se realiza la separación de la fracción líquida y sólida del fertilizante.

**Flujo principal de entrada:** Digestato.

**Flujo principal de entrada:** Fertilizante líquido y sólido.

**Variables de control:** Flujo de digestato bombeado.

**Equipos involucrados:** Bomba y filtro de prensa.

#### 4.1.5 Almacenamiento de fertilizantes

**Descripción:** La fracción líquida del fertilizante es almacenada en estanques y posteriormente es envasada para su utilización. La fracción sólida del fertilizante es almacenada en zonas de acopio para su posterior envasado.

**Flujos principales:** Fertilizante líquido y sólido.

**Equipos involucrados:** Estanques de almacenamiento.

#### 4.1.6 Combustión.

**Descripción:** El proceso de digestión anaeróbica genera gas metano, el cual no debe ser emitido a la atmosfera por su alto nivel contaminante. Se utilizan dos procesos de abatimiento de biogás: a través de antorchas de combustión en caso de que el gas generado se de baja calidad; en equipos de cogeneración para generar electricidad y calor de proceso en el caso que el gas presente las condiciones adecuadas.

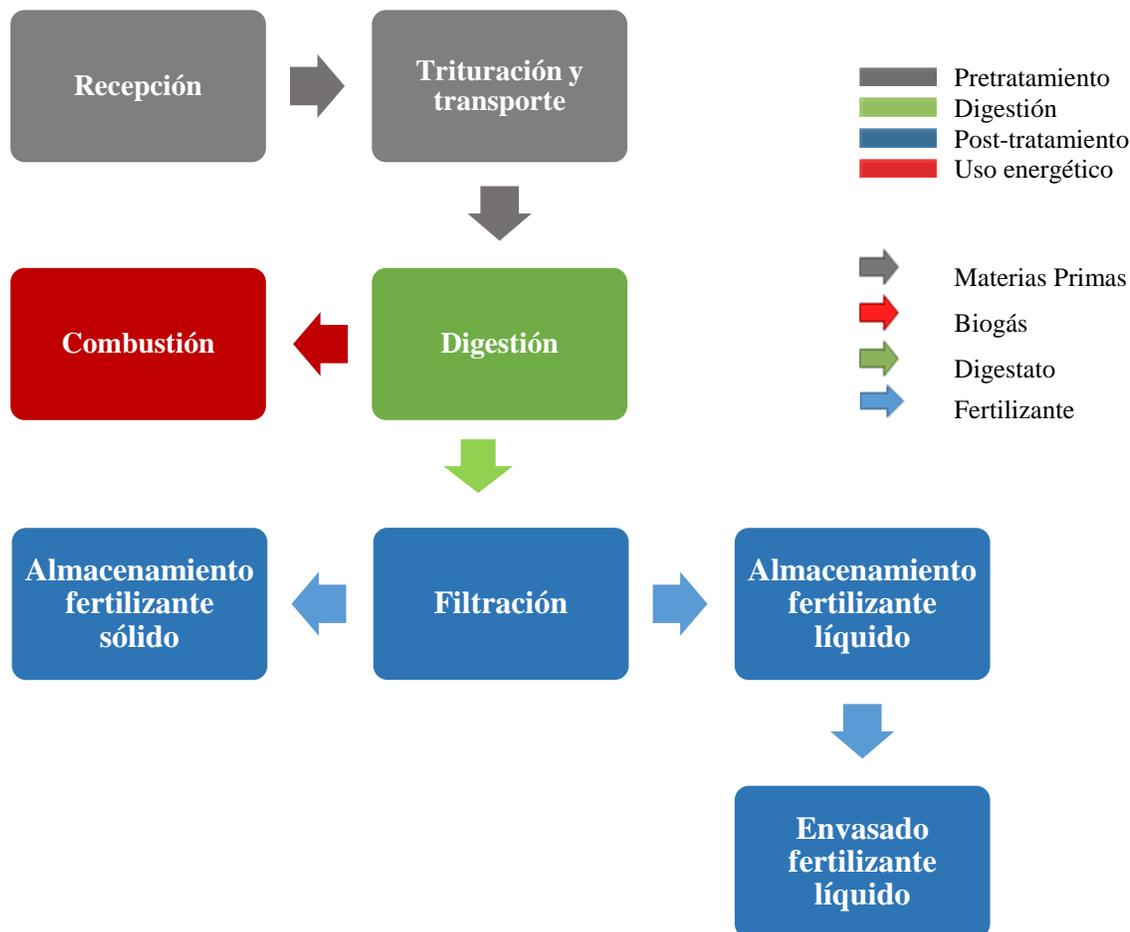
**Flujos principales:** Biogás.

**Variables de control:** Concentración de biogás en el digestor.

**Equipos involucrados:** Antorchas de combustión y/o equipos de cogeneración.

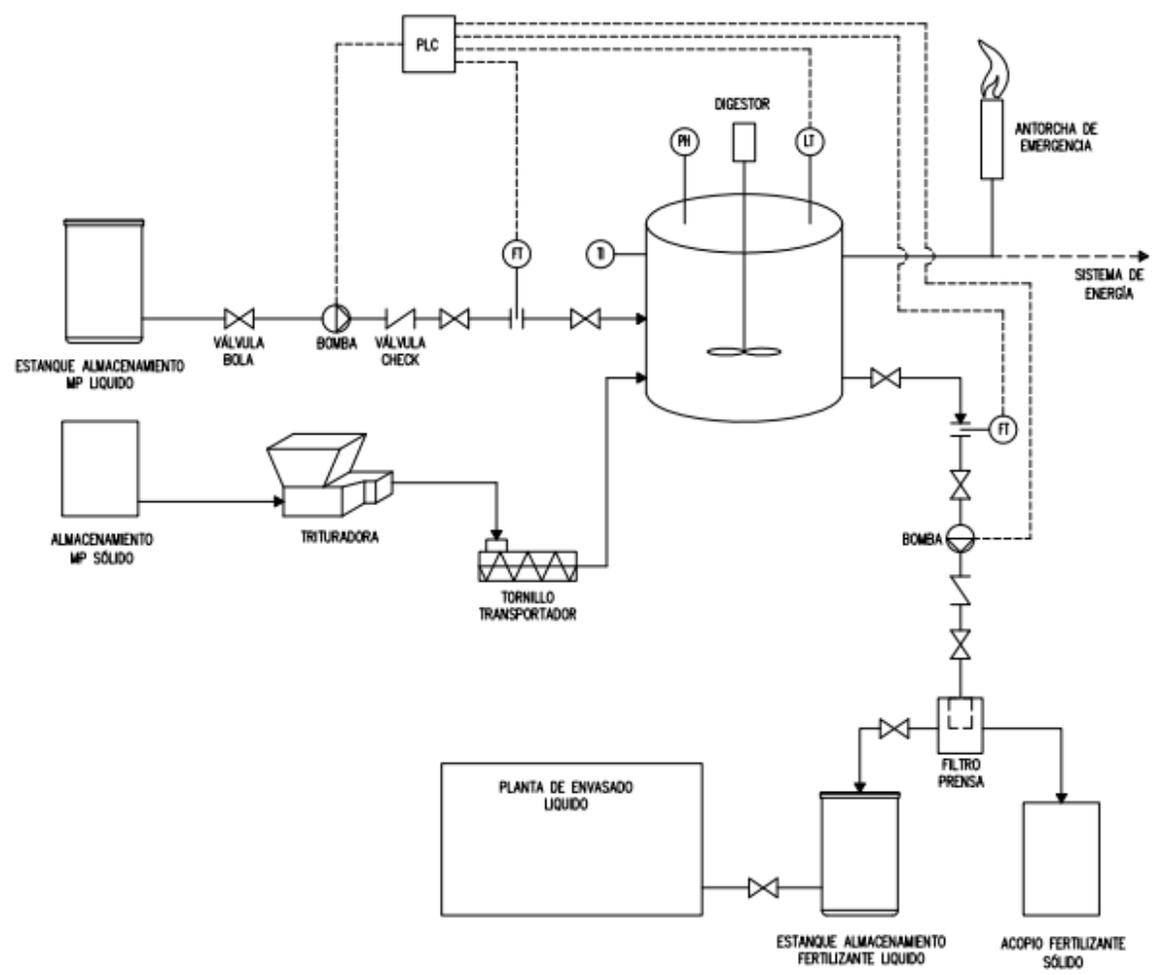
## 4.2 Desarrollo del Diagrama de Flujo de procesos

El proceso de producción de fertilizante orgánico fermentado contempla cuatro etapas principales: Pretratamiento, Digestión, Post-Tratamiento y Uso energético. A continuación, se presenta un diagrama de flujo en el cual se especifican los procesos involucrados en las etapas mencionadas anteriormente.



## 4.3 Filosofía de control y Diagrama de Procesos e Instrumentación (P&ID)

El tipo de digestor seleccionado es del tipo Batch, el cual tiene un proceso de alimentación discontinua. Una característica de este tipo de digestor es que una vez que ha sido llenado se sella, por lo que no se puede adicionar sustrato fresco. El sistema cuenta con un controlador (PLC) conectado a un flujómetro y bomba a la entrada del digestor, a un sensor de nivel del digestor y un flujómetro y una bomba a la salida del digestor. Con este dispositivo se controla el suministro de materia prima al proceso de digestión y, una vez que el fertilizante se encuentra listo, se extrae el digestato del digestor y se transporta al filtro prensa para la posterior separación del fertilizante. Además, el digestor cuenta con sensores de temperatura y pH para monitorear el estado de la digestión anaeróbica. En el plano DIMEC-PFOFL-001-01 se presenta el PID de la solución propuesta.



**SIMBOLOGÍA INSTRUMENTOS Y SISTEMA DE CONTROL**

- Ⓣ = FLUJÓMETRO
- Ⓢ = TERMÓMETRO
- Ⓟ = MEDIDOR PH (PHÍMETRO)
- Ⓛ = SENSOR DE NIVEL



PROYECTO: PLANTA DE FERTILIZANTES ORGÁNICOS FERMENTADOS LÍQUIDOS

DESCRIPCIÓN: DIAGRAMA DE PROCESO

REFERENCIA	CÓDIGO PROYECTO	REVISIÓN	FECHA	DESCRIPCIÓN	POR	PROYECTO	NOMBRE	FIRMA	FECHA	ESCALA: S/E	CÓDIGO PROY: DIMEC-PFOFL-001	LAMINA:
						DIBUJO	REVISO	APROBO	1			
		A	31/10/2017	EMITIDO PARA REVISIÓN	MP				31/10/2017		PLAND N° DIMEC-PFOFL-001-01	REV.
									31/10/2017			FORMATO: A3

## 5 Estudio de casos

Para llevar a cabo el dimensionamiento y selección de equipos de la planta, es necesario definir un nivel de producción objetivo de fertilizante anualmente. Debido a que la superficie orgánica certificada se utiliza para una gran variedad de cultivos, los cuales pueden ser silvestres o cultivadas, se establece como cultivos objetivos la agricultura de frutales menores y frutales mayores, ya que son un segmento que representa una alta extensión de terrenos y tienen un alto nivel de tecnificación. El presente estudio se centra en realizar una planta para la producción de Biol Especial mencionado en la sección 2.1.3. Para determinar la cantidad de fertilizante que se debe utilizar se entrevista a Miguel Elissalt Herrera<sup>1</sup>, agrónomo que utiliza este tipo de fertilizante en su campo de manzanas orgánicas. En la Tabla 5.1 y en la Tabla 5.2 se tabulan la cantidad de fertilizante y número de aplicaciones que se realiza de Biol Especial para la producción de manzanas orgánicas.

Tabla 5.1 Cantidad y número de aplicaciones foliares de Biol Especial por hectárea de cultivo.

Riego Foliar			
Ítem	Pesimista	Estándar	Optimista
Número de Aplicaciones	6	12	15
Litros/ha	4	6	8
Total	24	72	120

Fuente: [8]

Tabla 5.2 Cantidad y número de aplicaciones de Biol Especial, en raíces, por hectárea de cultivo.

Riego Raíces			
Ítem	Pesimista	Estándar	Optimista
Número de Aplicaciones	2	3	4
Litros/ha	30	25	20
Total	60	75	80

Fuente: [8]

Según las recomendaciones del experto, en el presente estudio se considera el caso optimista de aplicación de fertilizante sobre terrenos agrícolas, correspondiente a la utilización de 200 litros de fertilizante por hectárea de cultivo, ya que es el caso en el que ha logrado observar mejores rendimientos productivos.

En la Tabla 3.2 se muestra la cantidad de superficie certificada entre el año 2009 y el año 2017, donde se puede establecer un promedio de superficie orgánica de frutales menores de 3.715

---

<sup>1</sup> Miguel Elissalt Herrera propietario de Huertos Orgánicos de Chile, con 30 hectáreas certificadas para la producción de manzanas orgánicas en el fundo Huiquivilo ubicado en Longaví, Región del Maule.

y 3.454 ha de frutales mayores, lo que sumados alcanzan un promedio de 7.164 ha de cultivos. A partir de lo anterior se realiza un estudio de casos en función a la cantidad de superficie que se busca satisfacer con la utilización del fertilizante. En la Tabla 5.3 se presenta el estudio de casos.

*Tabla 5.3 Definición de casos de estudios para establecer el nivel de producción objetivo de fertilizante.*

Casos	Superficie [ha]	Cantidad [l/ha]	Total [l/año]
Caso 1: Planta de FOFL para abastecer el 20% Superficie Frutales Menores y Mayores	1.434	200	286.800
Caso 2: Cooperativas de 100 [ha] de cultivos orgánicos	100	200	20.000

Fuente: Elaboración propia.

### 5.1 CASO 1: Planta de FOFL para abastecer el 20% Superficie Frutales Menores y Mayores

Para realizar el dimensionamiento de la planta de fertilizantes orgánicos fermentados líquidos (FOFL) se selecciona el nivel de producción para abastecer la demanda de 1.434 ha de superficie de cultivos orgánicos, correspondiente al 20% de la superficie de frutales menores y mayores, donde la producción objetivo es de 286.800 litros de fertilizantes al año. Según la experiencia en la producción de este tipo de fertilizante por parte del experto agrícola Miguel Elissalt [8], se define el ciclo de producción del fertilizante de 45 días. Se determinan 7 ciclos de producción, alcanzando un factor de operación de la planta de 86%. Cada ciclo debe producir 40.971 litros de fertilizante, para los cuales se utilizan 51.214 litros de materia prima considerando una tasa de conversión del fertilizante de 80% con respecto a la materia prima suministrada [8]. La información descrita se presenta a modo de síntesis en la Tabla 5.4.

*Tabla 5.4 Definición de ciclo de producción de 286.800 litros de fertilizante anual*

Caso de Estudio:	
Cantidad de Fertilizante [l/año]	286.800
Ciclos producción	7
THR Diseño [días]	45
Factor de Planta	86%
Producción de Fertilizante por ciclo [l]	40.971
Rendimiento (Fertilizante/ MP líquida) [%]	80%
Capacidad MP requerida por ciclo [l]	51.214

Fuente: Elaboración propia.

Con el nivel de producción de fertilizante definido se determina la cantidad de materia prima necesaria para llevar a cabo el proceso de digestión anaeróbica. Utilizando la receta de *biol*

especial detallada en la sección 2.1.3 se realiza una estimación de la cantidad requerida de cada ingrediente para la producción de 40.971 litros de fertilizante, información que se presenta en la Tabla 5.5.

Tabla 5.5 Cantidad de materia prima necesaria por ciclo de producción de 40.971 litros de fertilizante.

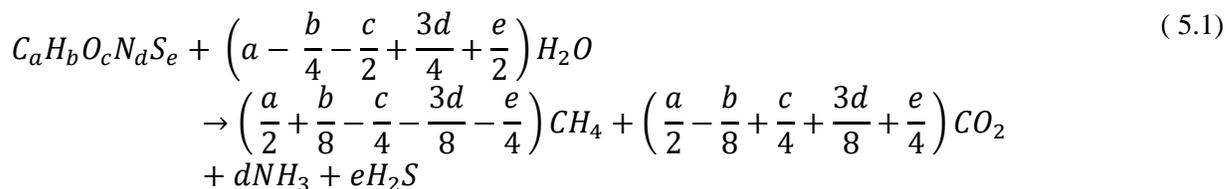
Elemento	Cantidad	Unidad	Densidad [kg/m <sup>3</sup> ]	Ref	Peso [kg]	Volumen [l]	[%Peso]
Melaza	768	l	1.340 [24]	[26]	1.029	768	2,1
Lactosuero	2.561	l	1.026 [25]	[27]	2.627	2.561	5,3
Leche en Polvo	102	kg	610 [26]	[28]	102	168	0,2
Salvado de arroz	51	kg	190 [27]	[29]	51	270	0,1
Pan de Levadura	13	kg	1.250		12,80	10	0,0
Roca Fosfórica	307	kg	2.870 [28]	[30]	307	107	0,6
Pasto Alambre	512	kg	190	[31]	512	2.695	1,0
Agua	40.492	l	1.000		40.492	40.492	90,6
<b>Total</b>					49.277	51.214	100,0

Fuente: Elaboración propia.

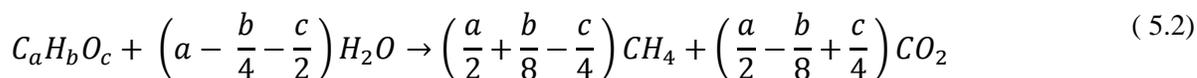
### 5.1.1 Estimación del biogás producido

Para determinar la composición del gas producido durante el proceso de digestión anaeróbica [32] se utiliza la ecuación de Buswell y Boyle, la cual representa una relación estequiométrica entre la composición del sustrato de entrada con la cantidad y composición de los gases producidos finalizado el proceso.

La ecuación de Buswell y Boyle permite establecer relaciones cuantitativas a través de balances de masas entre sustratos orgánicos (compuestos principalmente de C, H, O, N, S) que reaccionan con moléculas de agua para producir los gases metano, dióxido de carbono, amonio y ácido sulfhídrico. Esta ecuación general puede ser expresada como [32]:



En el caso de utilizar principalmente carbohidratos para la producción de biogás, la reacción estequiométrica puede ser simplificada de la siguiente forma [32]:



El sustrato que se utiliza en este proceso de fermentación corresponde a una mezcla de distintos compuestos carbonados (melaza, lactosuero, leche, salvado de arroz, pasto alambre) ricos en carbohidratos como el almidón, lactosa y celulosa que se presentan en la Tabla 5.6. Debido a esto, se emplea la reacción simplificada (5.2) considerando la transformación total de las cantidades de carbono a equivalentes de glucosa para efectuar los cálculos estequiométricos, lo cual permite la estimación de la cantidad de metano que se produce de acuerdo a la Tabla 5.7.

Tabla 5.6 Estimación de glucosa equivalente de cada sustrato para la producción de biogás.

Sustrato	Peso [kg]	[% Equivalente Glucosa]	[kg equivalente Glucosa]
Melaza	206	46%	94,70
Lactosuero	525	9%	45,19
Leche en Polvo	20	77%	15,69
Salvado de arroz	10	26%	2,63
Pan de Levadura	3	0%	0,00
Roca Fosfórica	61	0%	0,00
Pasto Alambre	102	30%	30,22
Agua	8.929	0%	0,00
<b>Total</b>	<b>9.858</b>	<b>-</b>	<b>188,43</b>

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 5.7 Concentraciones de los gases de digestión utilizando método de estimación simplificado.

Compuesto	Peso Molecular [gr/mol]	Buswell [kg]	Buswell [kmol]	[%]
CH <sub>4</sub>	16	6,28	0,39	8%
CO <sub>2</sub>	44	74,85	1,70	92%

Fuente: Elaboración propia.

Según el *Manual de biogás* [9] la composición típica del biogás es de 55 – 70% de metano (CH<sub>4</sub>), mientras que la concentración de anhídrido carbónico (CO<sub>2</sub>) varía entre un 30 – 45%. La estimación de la composición del biogás generado en la producción de FOFL es de 8% de metano (CH<sub>4</sub>) y cerca de 92% de anhídrido carbónico (CO<sub>2</sub>). Dada las bajas concentraciones de metano generado durante el proceso de producción de FOFL (inferior a 30%) y a las altas concentración de anhídrido carbónico que disminuye el poder calorífico del combustible, se determina que el biogás generado no cumple con las características para ser combustionado, por lo que se descarta el uso de equipos de combustión del biogás en el proceso productivo.

### 5.1.2 Identificación de equipos

En la Tabla 5.8 se presenta la identificación de los equipos requeridos para satisfacer la producción de 286.000 litros de fertilizante orgánico fermentado líquido.

Tabla 5.8 Identificación de equipos para planta de producción de 286.000 litros de fertilizantes

Descripción	
Estanque Almacenamiento	Melaza
	Suero
	Agua
Trituradora	
Tornillo transportador	
Bombas Alimentación	Pozo - E. Premezcla
	E. Agua - E. Premezcla
	E. Melaza - E. Premezcla
	E. Suero - E. Premezcla
Estanque Premezcla	Estanque
	Agitador
Bombas Distribución	E. Premezcla – Digestores
Digestor	Estanque
	Agitador
Bombas de Extracción	Digestores - Filtro Tambor
Filtro Tambor	
Bomba Digestores - Filtro Tambor	
Estanque Fertilizante líquido	
Estación bombas de Envasado	
Caldera	
Boiler	

Fuente: Elaboración propia.

### 5.1.3 Dimensionamiento de Equipos

Durante el proceso de digestión anaeróbica se produce la degradación de la fracción sólida de la materia orgánica ingresada, proceso durante el cual se lleva a cabo la concentración de nutrientes en la fracción líquida del digestato y se generan gases debido a la acción de microorganismos. Según Igoni [33] para realizar el dimensionamiento de los digestores Batch se debe considerar tanto el volumen de la materia orgánica líquida y sólida suministrada como también el volumen del gas generado, por lo que el volumen final del digestor se calcula como:

$$V_{digestor} = \frac{3}{2} V_{MP} \quad (5.3)$$

Donde:

- $V_{MP}$  = Volumen de materia Prima [ $m^3$ ]

Se reemplaza el valor de materia prima requerida (51.124 litros) en (5.3) para obtener el volumen total del digestor Batch, el cual resulta ser  $V_{digestor} = 76.821$  [litros].

Dado que uno de los principales objetivos del diseño de la planta es que sea modular, escalable y con productos que se encuentren disponibles en el comercio, se seleccionan tres posibles dimensiones de los digestores y se determina el número de unidades requeridas para cumplir con el nivel de producción establecidos. Además se considera que cada ciclo de producción tiene una extensión de 45 días y se definen los días entre partidas, correspondientes a la diferencia temporal que deben tener dos digestores para entrar en operación, con el objetivo de tener un sistema de producción continuo en el tiempo. Una partida corresponde a la puesta en marcha de un digestor. En la Tabla 5.9 se realiza el estudio de la cantidad de digestores de 5.000, 10.000 y 15.000 litros requeridos para la producción de 40.971 litros de fertilizante por ciclo.

Tabla 5.9 Número de digestores de 5.000, 10.000 y 15.000 litros necesarios para la producción de 40.971 litros de FOFL.

Capacidad Digestores [l]	Número de Digestores	Días entre Partidas
5.000	15	3
10.000	8	6
15.000	5	9

Fuente: Elaboración propia.

Para determinar la capacidad de digestor a seleccionar se realiza una evaluación de la cantidad de componentes requeridos y de los costos involucrados para cada configuración. Utilizando el principio de economía de escala, se selecciona la alternativa de 5 digestores de 15.000 litros debido a que tiene asociado una menor cantidad de componentes y, por ende, un menor costo en la configuración del sistema. En la Tabla 5.10 se tabula la cantidad requerida de cada materia prima para una partida de producción en digestores de 15.000 litros.

Tabla 5.10 Cantidad de materia prima necesaria para una partida de fertilizante en digestores de 15.000 litros

Elemento	Cantidad	Unidad	Densidad [kg/m <sup>3</sup> ]	Peso [kg]	Volumen [l]	[%Peso]
Melaza	153,6	l	1.340	206	154	2,1
Lactosuero	512,1	l	1.026	525	512	5,3
Leche en Polvo	20,5	kg	610	20	34	0,2
Salvado de arroz	10,2	kg	190	10	54	0,1
Pan de Levadura	2,6	kg	1250	2,56	2	0,0
Roca Fosfórica	61,5	kg	2.870	61	21	0,6
Pasto Alambre	102,4	kg	190	102	539	1,0
Agua	8.098,4	l	1.000	8.929	8.929	90,6
<b>Total</b>				9.858	10.245	100,0

Fuente: Elaboración propia.

## Estanque de Premezcla

Los principales flujos que ingresan al estanque de premezcla son: W-0 suministro de agua desde pozo; W-1 suministro de agua desde estanque de reserva; M-0 suministro de melaza desde estanque de acumulación; S-0 suministro de suero desde estanque de acumulación y MS-0 que corresponde a la materia sólida de la mezcla. Como resultado del proceso de mezclado se obtiene un líquido homogenizado que se bombea hasta los digestores, correspondiente al flujo D-0. En la Figura 16 se presenta un esquema con los flujos involucrados en el estanque de premezcla.

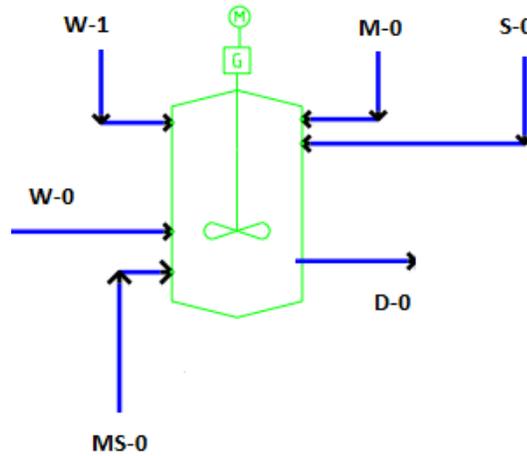


Figura 16: Diagrama de flujo estanque de premezcla.

Fuente: Elaboración propia.

El estanque de premezcla está compuesto de un estanque plástico y un sistema de agitación, el cual consta de un motor, una caja reductora, un eje de transmisión, un impulsor y deflectores para mejorar el grado de agitación de las sustancias, como se muestra en la Figura 17.

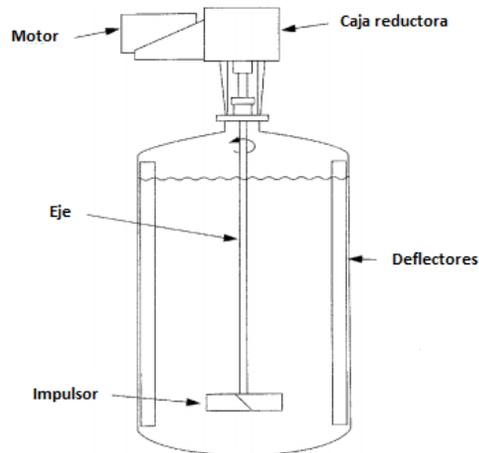


Figura 17 Diagrama de estanque de premezcla.

Fuente: [34]

Para definir el volumen del estanque de premezcla se debe considerar el flujo de materia prima a utilizar y el tiempo de residencia durante el cual se lleva a cabo el proceso de mezclado. El volumen del estanque de premezcla se calcula como:

$$V_{Premezcla}' = V_{MP}' \cdot \tau \quad (5.4)$$

En este caso  $V_{MP}'$  corresponde al flujo de entrada de materias primas sólidas y líquidas al estanque de premezcla por hora. Se considera que el tiempo de llenado ( $t_{llenado}$ ) de los digestores y estanque de premezcla es de 2 horas. El flujo de materia se calcula dividiendo el volumen de materia prima por el tiempo de llenado, como se presenta en (5.5):

$$V_{MP}' = \frac{V_{MP}}{t_{llenado}} = \frac{10.243 [l]}{2 [h]} = 5.122 \left[ \frac{l}{h} \right] \quad (5.5)$$

Considerando un tiempo de residencia de las materias primas en el estanque de 45 minutos para llevar a cabo el proceso de homogenización, se tiene en (5.4) que:

$$V_{Premezcla}' = 5.122 \left[ \frac{l}{h} \right] \cdot 0,75 [hr] = 3.842 [l]$$

Se considera un factor de seguridad de 20% de sobredimensionamiento del volumen final del estanque de premezcla, de lo que se obtiene que:

$$V_{Premezcla} = 3.842 [l] \cdot 1,2 = 4.610 [l] \approx 5.000 [l]$$

La principal característica que debe tener el estanque es que permita generar una homogenización de las materias primas y a su vez tenga una forma que facilite el vaciado de la mezcla. Se selecciona para esta función un estanque vertical de fondo cónico y tapa plana, ya que la geometría del fondo permite realizar un vaciado completo del estanque, evitando la sedimentación de residuos en el fondo. En la Tabla 5.11 se presentan las dimensiones y capacidad de un estanque de vertical cónico de FRP de la empresa MetPlas [35].

Tabla 5.11 Dimensiones y capacidad de tanque vertical de fondo cónico de 5.000 litros para estanque de premezcla.

Ítem	Unidad	Medida
Diámetro nominal	mm	1.500
Capacidad nominal	l	5.000
Capacidad cono	l	440
Capacidad cilindro	l	4.612
Dimensión cono	mm	750
Altura cuerpo	mm	2.610
Altura total	mm	3.360
Peso estimado FE/TPF	kg	329

Fuente: [35]

Para el sistema de agitación se selecciona una turbina de flujo axial con cuchillas inclinadas, ya que el movimiento de las aspas genera un flujo con componentes radial y axial en fluidos de baja y media viscosidad (Figura 18) [34].

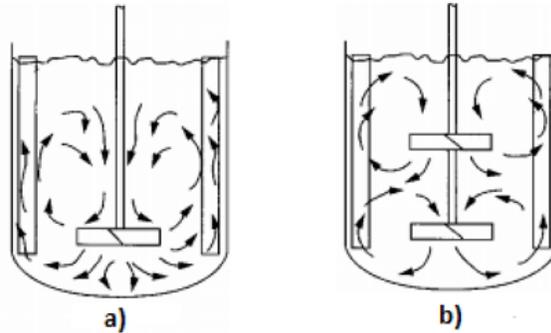


Figura 18: Corriente de flujo axial generado por: a) Turbina axial de cuchillas inclinadas. b) Doble turbina axial con cuchillas inclinadas.

Fuente: [34]

Para determinar el número de impulsores que debe tener el agitador, es necesario conocer las dimensiones principales del estanque de premezcla [34], ya que depende de la relación entre el diámetro del estanque ( $D_T$ ) y la altura hasta la cual llega el fluido ( $Z$ ). En el caso que la relación  $Z/D_T$  sea menor a 1,3 ( $Z/D_T < 1,3$ ) se utiliza un solo impulsor. Si la relación  $Z/D_T$  se encuentra entre el valor 1,3 y 2,5 ( $1,3 < Z/D_T < 2,5$ ) se deben utilizar 2 impulsores para realizar la homogenización de los productos [34].

Para determinar el nivel de llenado que del estanque de premezcla se debe realizar una estimación de la altura del contenido. Se considera que el diámetro del estanque es  $D_T = 1.500 \text{ mm}$ . Para determinar la altura que alcanza la superficie libre del contenido del estanque, se considera que: el cono tiene una capacidad de 440 litros y una altura de  $Z_1 = 750 \text{ mm}$ . Restando la capacidad del cono, se debe determinar la altura para los 3.401 litros de materia prima restantes en el cuerpo. Se realiza una proporción entre la capacidad ( $V_C$ ), la altura del cuerpo ( $H_C$ ) del estanque y el volumen restante a considerar ( $V_2$ ) como se expresa en la ecuación (5.6):

$$Z_2 = \frac{V_2 \cdot H_C}{V_C} = \frac{3.401 \text{ [l]} \cdot 2.610 \text{ [mm]}}{4.612 \text{ [l]}} = 1.925 \text{ [mm]} \quad (5.6)$$

Con la altura del cono  $Z_1$  y la altura del cuerpo que abarca el líquido  $Z_2$  se obtiene la altura total de la columna de líquido en el estanque (Figura 19), utilizando la ecuación (5.7):

$$Z = Z_1 + Z_2 = 750 \text{ [mm]} + 1.925 \text{ [mm]} = 2.675 \text{ [mm]} \quad (5.7)$$

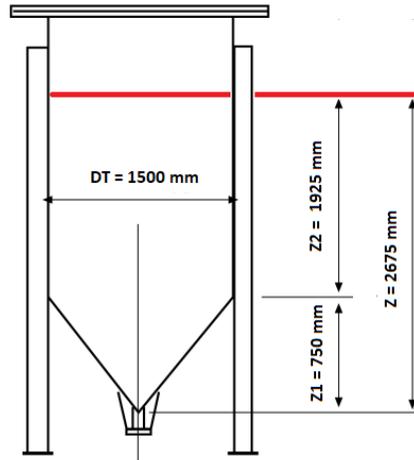


Figura 19: Altura de la columna de líquido en estanque de premezcla.

Fuente: Elaboración propia.

Con las dimensiones del diámetro del estanque y la altura de la columna de líquido en el estanque de premezcla se puede calcular la proporción  $Z/D_T$  en (5.8):

$$Z/D_T = \frac{2.675}{1.500} = 1,78 \quad (5.8)$$

Según la metodología de dimensionamiento de sistemas de agitación desarrollada por Edward [34] el sistema de agitación en el estanque de premezcla debe tener 2 agitadores. Para realizar el dimensionamiento de los impulsores se utilizan las relaciones geométricas para turbinas de cuchillos inclinadas en  $45^\circ$  propuestas por Doran [36], las cuales se presentan en la Figura 20.

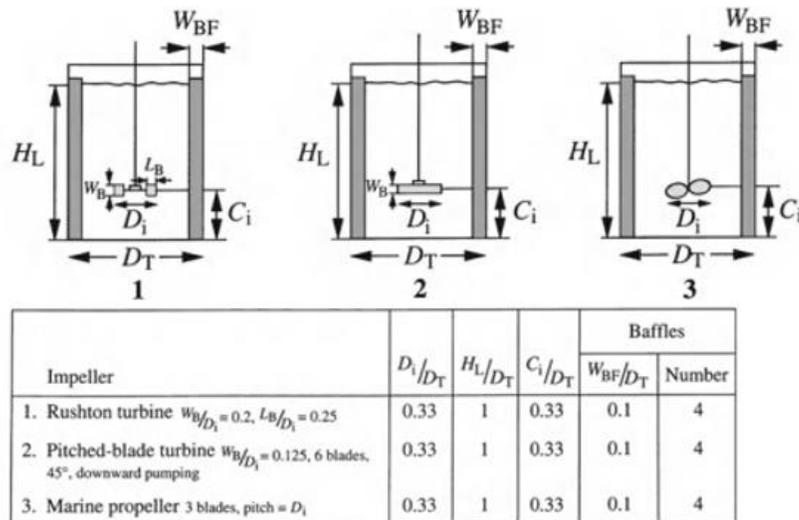


Figura 20: Relaciones geométricas para el dimensionamiento de impulsores en sistemas de agitación.

Fuente: [36]

Se considera  $D_T = 1.500 \text{ mm}$  y se calculan las dimensiones de los componentes del sistema de agitación utilizando las relaciones geométricas mencionadas en el recuadro de la Figura 20. Se utiliza un factor de sobredimensionamiento del 20% y se obtienen las dimensiones principales, las que se tabulan en la Tabla 5.12.

Tabla 5.12 Dimensiones de elementos del sistema de agitación del estanque de premezcla.

Elemento	Valor [mm]
$D_T$	1.500
$D_i$	607
$C_i$	594
$W_{bf}$	150
$W_b$	76

Fuente: Elaboración propia.

Con las dimensiones del agitador se determina el tipo de flujo generado por el impulsor. Se calcula el número de Reynolds del fluido agitado utilizando la ecuación (5.9):

$$Re = \frac{N \cdot D^2 \cdot \rho}{\mu} \quad (5.9)$$

Se considera una velocidad de giro del agitador de  $N = 90 \text{ RPM}$ , un diámetro del impulsor  $D = 0,6 \text{ m}$ , una densidad del fluido de  $\rho = 960 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$  y una viscosidad cinemática de  $\mu = 0,00072 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}$ . Reemplazando los valores en (5.9) se obtiene:

$$Re = \frac{90 [\text{RPM}] \cdot \frac{1}{60} \cdot \left[ \frac{1}{\text{s}} \right] \cdot (0,6 [\text{m}])^2 \cdot 1.020 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,00072 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}} = 765.000$$

El número de Reynolds resultante es  $Re = 765.000$  que representa un régimen turbulento. Para determinar la potencia necesaria para llevar a cabo el proceso de agitación se utiliza la siguiente ecuación:

$$P_{PM}'' = N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot D^5 \quad (5.10)$$

Dónde el número de potencia  $N_p$  se determina a partir de la Figura 21. Se considera un propulsor de cuchillas inclinadas con un régimen turbulento del orden de magnitud de  $10^5$ . Se marca con color rojo en la Figura 21 la curva que representa el tipo de impulsor seleccionado y se determina que  $N_p = 1,3$

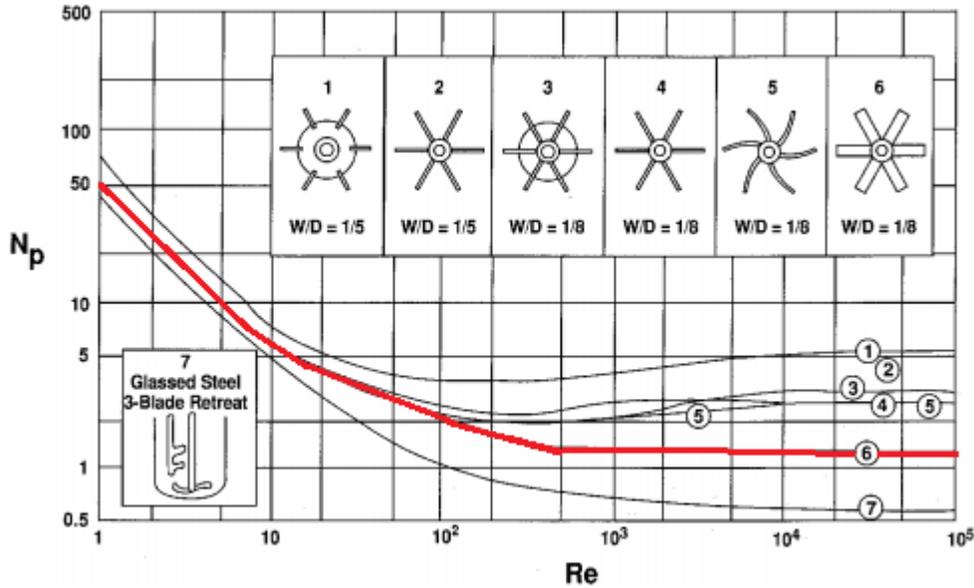


Figura 21 Número de potencia versus número de Reynolds para distintos tipos de impulsores.

Fuente: [34]

Se reemplazan los valores determinados anteriormente para calcular la potencia requerida del motor en (5.10).

$$P_{PM}'' = 1,3 \cdot 960 \left[ \frac{kg}{m^3} \right] \cdot \left( 1,5 \left[ \frac{1}{s} \right] \right)^3 \cdot (0,6 [m])^5 = 328 W$$

Considerando una eficiencia del motor del 90% [36], la potencia final requerida se determina a partir de (5.11):

$$P_{PM}' = \frac{P_{PM}''}{\eta} = \frac{328 [W]}{0,9} = 364 [W] \quad (5.11)$$

Al ser un sistema de agitación compuesto por dos (2) impulsores, se debe multiplicar la potencia calculada por el número de impulsores, resultando la potencia final requerida como:

$$P_{PM} = 364 [W] \cdot 2 = 728 [W]$$

## Digestor

El principal flujo que ingresa al digestor es el líquido homogenizado que se bombea desde el estanque de premezcla, correspondiente al flujo D-0. Cuando finaliza el proceso de digestión anaeróbica dentro del digestor, se extrae el digestato D-1 del estanque y se bombea hasta el sistema de filtrado. En la Figura 22 se presenta un esquema con los flujos involucrados en el digestor.

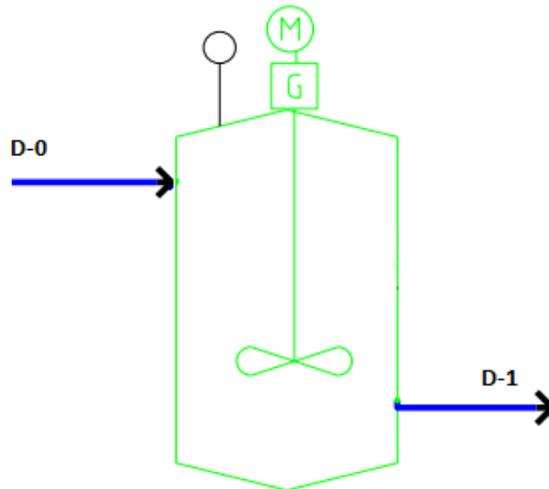


Figura 22 Diagrama de flujo del digestor de 15.000 litros de capacidad.

Fuente: Elaboración propia.

El estanque de premezcla consta principalmente de un estanque, un sistema de agitación, un sistema de calefacción y un sistema de control. La Figura 17 presentada en la sección de estanque de premezcla representa gráficamente el sistema de agitación.

El volumen de los digestores se define en la Tabla 5.9 donde se establece la utilización de 5 digestores con un volumen de 15.000 litros. Se selecciona estanque vertical de fondo cónico y tapa plana, ya que la geometría del fondo permite realizar un vaciado completo del estanque evitando la sedimentación de residuos en el fondo. En la Tabla 5.13 se presentan las dimensiones y capacidad de un estanque de vertical cónico de FRP de la empresa MetPlas de 15.000 litros [35].

Tabla 5.13 Dimensiones y capacidad de tanque vertical de fondo cónico de 15.000 litros.

Ítem	Unidad	Valor
Diámetro nominal	mm	2.500
Capacidad nominal	l	15.000
Capacidad cono	l	2.050
Capacidad cilindro	l	13.106
Dimensión cono	mm	1.250
Altura cuerpo	mm	2.670
Altura total	mm	3.920
Peso estimado FE/TPF	kg	811

Fuente: [35]

Para el sistema de agitación se selecciona una turbina de flujo axial con cuchillas inclinadas, ya que el movimiento de las aspas genera un flujo con componentes radial y axial en fluidos de

baja y media viscosidad [34]. Para determinar el número de impulsores que debe tener el agitador, es necesario conocer las dimensiones principales del digestor [34]

Para determinar el nivel de llenado del digestor se debe realizar una estimación de la altura del fluido. Se considera que el diámetro del estanque es  $D_T = 2.500 \text{ mm}$ . Para determinar la altura de los 10.245 litros del líquido homogenizado se considera que: el cono tiene una capacidad de 2.050 litros y una altura de  $Z_1 = 1.250 \text{ mm}$ ; Restando la capacidad del cono, se debe determinar la altura para los 8.195 litros de materia prima restantes en el cuerpo. Se realiza una proporción entre la capacidad ( $V_c$ ), la altura del cuerpo ( $H_c$ ) del estanque y el volumen restante a considerar ( $V_2$ ) utilizando la ecuación (5.6):

$$Z_2 = \frac{V_2 \cdot H_c}{V_c} = \frac{8.195 [l] \cdot 2.670 [mm]}{13.106 [l]} = 1.670 [mm]$$

Con la altura del cono  $Z_1$  y la altura del cuerpo que abarca el líquido  $Z_2$  se obtiene la altura total de la columna de líquido en el estanque (Figura 23), lo que se calcula con la ecuación (5.7):

$$Z = Z_1 + Z_2 = 1.250[mm] + 1.670 [mm] = 2.920 [mm]$$

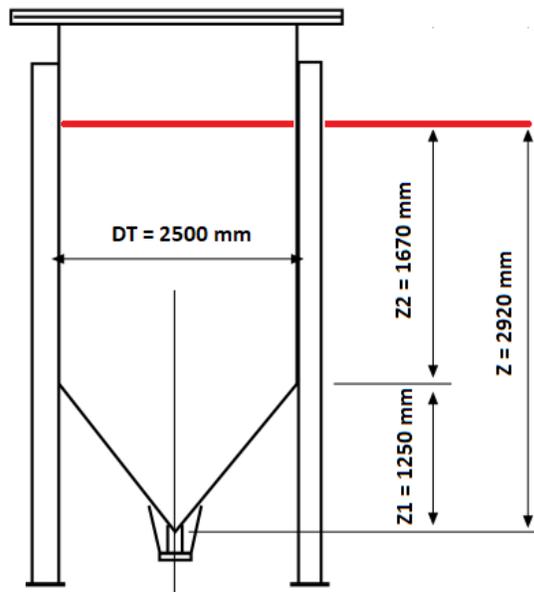


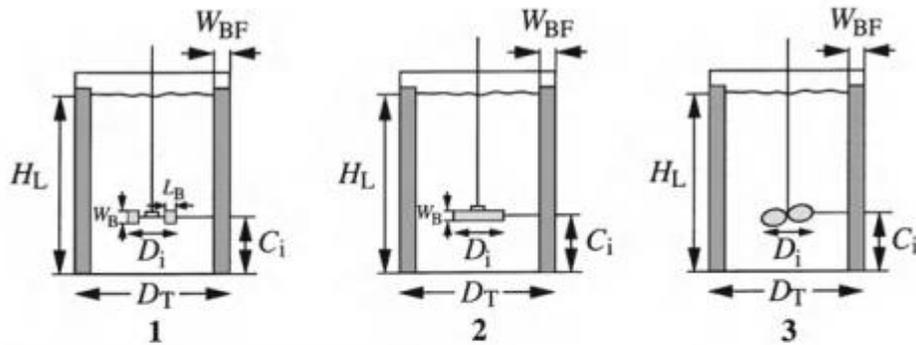
Figura 23: Altura de la columna de líquido en digestores de 15.000 litros.

Fuente: Elaboración propia.

Con las dimensiones del diámetro del estanque y la altura de la columna de líquido en el digestor se puede calcular la proporción  $Z/D_T =$  utilizando (5.8):

$$Z/D_T = \frac{2.920}{2.500} = 1.17$$

Según la metodología de dimensionamiento de sistemas de agitación desarrollada por Edward [34] el sistema de agitación en el estanque de premezcla debe tener 1 agitador. Para realizar el dimensionamiento de los impulsores se utilizan las relaciones geométricas para turbinas de cuchillos inclinadas en  $45^\circ$  propuestas por Doran [36], las cuales se presentan en la Figura 24.



Impeller	$D_i/D_T$	$H_L/D_T$	$C_i/D_T$	Baffles	
				$W_{BF}/D_T$	Number
1. Rushton turbine $W_B/D_i = 0.2$ , $L_B/D_i = 0.25$	0.33	1	0.33	0.1	4
2. Pitched-blade turbine $W_B/D_i = 0.125$ , 6 blades, $45^\circ$ , downward pumping	0.33	1	0.33	0.1	4
3. Marine propeller 3 blades, pitch = $D_i$	0.33	1	0.33	0.1	4

Figura 24: Relaciones geométricas para el dimensionamiento de impulsores en sistemas de agitación.

Fuente: [36]

Se considera  $D_T = 2.500 \text{ mm}$  y se calculan las dimensiones de los componentes con las relaciones geométricas mencionadas en el recuadro de la Figura 20 donde se obtienen los resultados tabulados en la Tabla 5.14.

Tabla 5.14 Dimensiones de elementos del sistema de agitación de los digestores.

Elemento	Valor [mm]
$D_T$	2.500
$D_i$	845
$C_i$	825
$W_{bf}$	250
$W_b$	105

Fuente: Elaboración propia.

Con la finalidad de adaptar las medidas calculadas a las medidas comerciales, se aproxima el diámetro del rotor  $D_i \approx 900 \text{ mm}$ . Se calcula el número de Reynolds para determinar el tipo de flujo que genera el fluido agitado utilizando la ecuación (5.9). Se considera una velocidad de giro

del agitador de  $N = 90$  RPM, un diámetro del impulsor  $D = 0,9$  m, una densidad del fluido de  $\rho = 1.020 \frac{kg}{m^3}$  y una viscosidad cinemática de  $\mu = 0,00072 \frac{kg}{m \cdot s}$ , resultando:

$$Re = \frac{90 [RPM] \cdot \frac{1}{60} \cdot \left[ \frac{1}{s} \right] \cdot (0,9 [m])^2 \cdot 1.020 \frac{kg}{m^3}}{0,00072 \frac{kg}{m \cdot s}} = 1.721.250$$

El número de Reynolds resultante es  $Re = 1.721.250$  que representa un flujo de régimen turbulento. Para determinar la potencia necesaria para llevar a cabo el proceso de agitación se utiliza ecuación (5.10), donde el número de potencia  $N_p$  se determina a partir de la Figura 21. Se considera un propulsor de cuchillas inclinadas con un régimen turbulento del orden de magnitud de  $10^6$ . Se marca con rojo en la Figura 21 la curva que representa el tipo de impulsor seleccionado y se determina que  $N_p = 1,3$ . Se reemplazan los valores determinados anteriormente para calcular la potencia requerida del motor en (5.10).

$$P_D' = 1,3 \cdot 1020 \left[ \frac{kg}{m^3} \right] \cdot \left( 1,5 \left[ \frac{1}{s} \right] \right)^3 \cdot (0,9 [m])^5 = 2.643 W$$

Considerando una eficiencia del motor del 90% [36], la potencia final requerida se expresa como:

$$P_D = \frac{2.643 [W]}{0,9} = 2936 [W] \approx 3 [kW]$$

### Almacenamiento de líquidos

Para un correcto funcionamiento de la planta se debe garantizar contar con las materias primas necesarias para llevar a cabo el proceso productivo. Cada ciclo de producción tiene una extensión de 45 días, donde se procesan 51.214 litros de materias primas, de los cuales 47.974 litros son de materias primas líquidas. Con el objetivo de tener una producción modular y continua en el tiempo, cada ciclo de producción se divide en 5 partidas en digestores de 15.000 litros con un tiempo entre partidas de 9 días. En la Tabla 5.15 se presenta a modo de resumen la cantidad de agua, suero de leche y melaza requerida para cada ciclo de producción y por partida. Debido a que el agua es la materia prima que se requiere en mayor proporción y es crítica para llevar a cabo el proceso productivo, se determina que se debe almacenar la cantidad de agua de 8.900 litros para abastecer una partida de producción en caso de que el sistema de bombas de pozo no se encuentre funcionando. El suero de leche es un ingrediente que debe estar fresco y bien conservado para el proceso de digestión anaeróbica. Se determina una capacidad de almacenamiento de 9 días de suero, correspondiente al respaldo para 1 partida de producción, equivalente a un estanque con capacidad mayor a 512 litros. En caso de la melaza, al ser un elemento azucarado de larga duración, se establece una capacidad de almacenamiento de 4 meses aproximadamente para abastecer 13 partidas de producción, correspondientes a 2 ciclos y medio. El estanque de melaza debe tener una capacidad aproximada de 2.000 litros.

Tabla 5.15 Dimensionamiento estanques almacenamiento materia prima líquida.

Ítem	Agua	Suero de Leche	Melaza
Almacenamiento MP líquida requerida por ciclo[l]	44.635	2.561	768
Partidas por Ciclo:	5	5	5
Días entre partidas	9	9	9
Capacidad requerida por partida [l]	8.927	512	154
Número de Partidas Almacenadas	1	1	13
Días de Partidas Almacenada	9	9	117
Capacidad Requerida por estanque [l]	8.927	512	1.997

Fuente: Elaboración propia.

Al finalizar el proceso de fermentación en los digestores, el digestato generado es bombeado hasta un sistema de filtración y posteriormente debe ser almacenado por un periodo de tiempo hasta su envasado. En la Tabla 5.16 se presenta la producción de 48.249 litros de fertilizante en cada ciclo, los cuales se producen 9.650 litros cada 9 días, correspondiente a cada partida. Se selecciona una capacidad de almacenamiento de fertilizante para 3 partidas de producción correspondiente a la cantidad de fertilizante generado durante un mes aproximadamente, con una capacidad de almacenamiento de 28.949 litros de fertilizante.

Tabla 5.16 Dimensionamiento estanques almacenamiento fertilizante líquido.

Fertilizante líquido	
Cantidad Fertilizante Líquido por ciclo [l]	48.249
Cantidad Fertilizante Líquido por Partida [l]	9.650
Partidas de Autonomía	3
Días de Autonomía	27
Almacenamiento Fertilizante Requerido [l]	28.949

Fuente: Elaboración propia.

### Chipeadora

El proceso de producción de fertilizante requiere de materia orgánica sólida para llevar cabo el proceso de digestión anaeróbica. Disminuir el tamaño de la materia vegetal implica un aumento en la superficie disponible del sustrato sólido, lo que genera un aumento la actividad microbiana. Para realizar el dimensionamiento de la chipeadora de materia prima sólida se debe saber las cantidades de materia vegetal requeridas por partida. En la

Tabla 5.17 se presenta la cantidad de salvado de arroz y pasto alambre requerido por cada partida de producción, los que corresponden a 10 y 102 kg respectivamente.

Tabla 5.17 Cantidad de material vegetal utilizado por partida de producción.

Elemento	Cantidad [kg]
Salvado de arroz	10,2
Pasto alambre	102,4
<b>Total</b>	<b>112,6</b>

Fuente: Elaboración propia.

El total de material vegetal a procesar es de 112,6 kg y se impone el criterio de diseño que la materia vegetal debe ser procesados en un tiempo de una (1) hora. Según los criterios definidos anteriormente, la capacidad de procesamiento que debe tener la máquina chipeadora es de 120 kg/hr aproximadamente.

### Tornillo transportador

La materia prima sólida que se utiliza para la producción del fertilizante debe ser transportado hasta el estanque de premezcla. Para el transporte de estos productos se utiliza un tornillo transportador sin fin con la finalidad de realizar una alimentación continua al estanque. Para realizar el dimensionamiento de este equipo se utiliza el catálogo técnico de WAM® [37].

Según el catálogo técnico de WAM®, el primer paso a realizar es calcular de la capacidad equivalente del tornillo sin fin. Para realizar este cálculo se utiliza la ecuación (5.12):

$$Q_{eq} = \frac{F_{MS}}{\rho_{MS}} \cdot CF_1 \cdot CF_2 \cdot CF_3 \quad (5.12)$$

Donde  $Q_{eq}$  corresponde a la carga equivalente del tornillo en [ft<sup>3</sup>/h],  $F_{MS}$  es el flujo másico de entrada de materia prima sólida al estanque de premezcla en [lb/h],  $\rho_{MS}$  corresponde a la densidad de los sólidos transportados a través del tornillo transportador en [lb/ft<sup>3</sup>],  $CF_1$  es el factor de capacidad que relaciona la separación del paso del tornillo con su diámetro,  $CF_2$  que hace referencia a al tipo de tornillo y la forma de transporte,  $CF_3$  factor de capacidad que hace referencia al uso de paletas extras para el mezclado.

Los valores de los factores se obtienen a partir de las tablas 1-3, 1-4, 1-5 del catálogo [37], donde se utiliza que el paso del tornillo sea igual al diámetro del tornillo, por lo que  $CF_1 = 1$ ; se considera un tornillo transportador tipo cinta con una capacidad de carga de 45% por lo que el factor de carga  $CF_2 = 1,62$ ; no se considera la utilización de paletas extras por lo que  $CF_3 = 1$ . El flujo másico de materia prima sólida de entrada es 256,3 [kg/h] (equivalente a 570 [lb/h]) y para determinar la densidad de los sólidos a transportar se utiliza como criterio de diseño la densidad más alta de los sólidos, correspondiente a la densidad de las rocas fosfóricas con una densidad de 2.870 [kg/m<sup>3</sup>] (equivalente a 179 [lb/ft<sup>3</sup>]). Reemplazando los valores de los factores en (5.12), la carga equivalente se calcula como:

$$Q_{eq} = \frac{570 \text{ [lb/h]}}{179 \text{ [lb/ft}^3\text{]}} \cdot 1 \cdot 1,62 \cdot 1 = 5,15 \left[ \frac{ft^3}{h} \right]$$

Para calcular las revoluciones por minuto del tornillo se utiliza la ecuación (5.13):

$$N = \frac{Q_{eq}}{C_{(1\text{ RPM})}} \quad (5.13)$$

Donde  $N$  son las revoluciones por minuto y  $C_{(1\text{ RPM})}$  es la capacidad del tornillo a 1 RPM. En la Tabla 5.18 se presenta un cuadro resumen de las revoluciones calculadas.

Tabla 5.18 Cálculo de las revoluciones por minuto del tornillo sin fin con 45% de carga.

Diámetro [Pulgadas]	Capacidad [ft <sup>3</sup> /h]		Máx RPM recomendado	N calculado
	1 RPM	A máx RPM		
4	0,62	114	184	8,31
6	2,23	368	165	2,31
9	8,2	1.270	155	0,63
10	11,4	1.710	150	0,45
12	19,4	2.820	145	0,27
14	31,2	4.370	140	0,17
16	46,7	6.060	130	0,11
18	67,6	8.120	120	0,08
20	93,7	10.300	110	0,05
24	164	16.400	100	0,03
30	323	29.070	90	0,02

Fuente: [37]

El criterio de selección del diámetro del tornillo es que las revoluciones calculadas no superen el número de revoluciones máximas. Dado que el número de revoluciones calculadas son menores a las máximas recomendadas, se selecciona un diámetro de 4 pulgadas con una velocidad de giro resultante de 8,3 [RPM]. El cálculo de la potencia requerida para mover el tornillo se calcula utilizando la ecuación (5.14):

$$P_{\text{tornillo}} = \frac{(HP_f + HP_m) \cdot F_0}{e} \quad (5.14)$$

Donde  $HP_f$  es la potencia requerida para mover el tornillo para vencer la fricción [HP],  $HP_m$  es la potencia requerida para que el tornillo mueva el material a través del tornillo,  $F_0$  corresponde al factor de sobrecarga y  $e$  es la eficiencia del sistema transportador.

Para calcular la potencia requerida para vencer la fricción del tornillo o moverse vacío  $HP_f$  se utiliza la relación (5.15):

$$HP_f = \frac{L_{\text{tornillo}} \cdot N \cdot F_d \cdot F_b}{1.000.000} \quad (5.15)$$

Donde  $L_{\text{tornillo}}$  es el largo del tornillo expresado en [ft]. Debido a la geometría del estanque de premezcla se establece que el tornillo debe tener un largo de 5 metros con una inclinación de  $30^\circ$ , por lo que  $L_{\text{tornillo}} = 14,27$  [ft].  $N$  corresponde a las revoluciones por minutos calculadas anteriormente donde  $N = 8,3$  [RPM].  $F_d$  corresponde a al factor de diámetro que se obtiene de la Tabla 1-12 del catálogo, donde se obtiene que  $F_d = 12$  para tornillo transportador de 4 pulgadas de diámetro.  $F_b$  corresponde al factor de tipo de soporte que se extrae de la Tabla 1-13 del catálogo, donde se selecciona un soporte de tipo H con  $F_b = 4,4$ . Reemplazando los valores se obtiene:

$$HP_f = \frac{14,27 \text{ [ft]} \cdot 8,3 \text{ [RPM]} \cdot 12 \cdot 4,4}{1.000.000} = 0,0063 \text{ [HP]}$$

Para calcular la potencia requerida para mover el material en el tornillo  $HP_m$  se utiliza la ecuación (5.16):

$$HP_m = \frac{C \cdot L_{\text{tornillo}} \cdot \rho_{MS} \cdot F_f \cdot F_m \cdot F_p}{1.000.000} \quad (5.16)$$

Donde  $C$  es la capacidad en [ $\text{ft}^3/\text{h}$ ]. El tornillo debe transportar 845 [l/h] ( $570$  [ $\text{ft}^3/\text{h}$ ])  $F_f$  factor que relaciona el tipo de tornillo con el porcentaje de carga. Utilizando la Tabla 1-14 del catálogo se tiene que para tornillo tipo cinta con un porcentaje de carga del 45% el factor  $F_f = 1,2$ .  $F_m$  es el factor por tipo de materia a transportar que se obtiene de la Tabla 1-2  $F_m = 1,2$ .  $F_p$  corresponde al factor de uso de paletas, el cual se considera igual a 1 debido a que no se usan paletas extras. Reemplazando los valores en la ecuación (5.16) se obtiene:

$$HP_m = \frac{570 \left[ \frac{\text{ft}^3}{\text{h}} \right] \cdot 14,27 \text{ [ft]} \cdot 179 \left[ \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \right] \cdot 1,2 \cdot 1,2 \cdot 1}{1.000.000} = 2,09 \text{ [HP]}$$

Para calcular la potencia total requerida por el tornillo transportador se calcula  $(HP_f + HP_m) = 0,0063 + 2,096 = 2,1$  [HP]. De la tabla 1-16 del catálogo [37] se puede extraer que para  $(HP_f + HP_m) = 2,1$  [HP] el valor del factor de sobrecarga  $F_0 = 1,58$ . De la tabla 1-17 se extrae la eficiencia del motoreductor, donde se considera el caso de un motoreductor con cadena, donde la eficiencia del sistema es de 0,87. La potencia total final requerida se calcula como:

$$P_{\text{tornillo}} = \frac{(0,0063 \text{ [HP]} + 3 \text{ [HP]}) \cdot 1,58}{0,87} = 3,81 \text{ [HP]} \approx 2,84 \text{ [kW]} \quad (5.17)$$

## Bombas

El 94% de las materias primas que se utilizan para producir el *biol especial* se encuentran en estado líquido, por lo que es fundamental dimensionar un sistema de bombeo para el transporte de las sustancias a través de las distintas etapas del proceso productivo. Cada etapa del proceso tiene distintos requerimientos y materias a transportar, por lo que se separan los sistemas de bombeo en 5 sistemas: bombas de alimentación; bombas de distribución; bombas de extracción y bombas de envasado.

El sistema de alimentación es el que proporciona las materias primas hasta el estanque de premezcla. Está compuesto por un sistema de bombas que alimenta el estanque de premezcla con agua de pozo y, en caso de que las bombas de pozo no se encuentren en funcionamiento, del estanque de reserva de agua en caso de emergencia; una bomba que transporta el suero de leche hasta el estanque de premezcla; y una bomba que alimenta el estanque de premezcla con melaza.

El sistema de distribución es el que transporta la mezcla desde el estanque de premezcla hasta los digestores. Es el sistema que transporta la mayor cantidad de fluidos, ya que transporte el total de las materias primas requerida para la producción. Es el encargado de distribuir la mezcla a los 5 digestores instalados en la planta.

Una vez que se cumple el tiempo de fermentación en los digestores, se extrae el digestato y debe ser transportado hasta el sistema de filtrado. El sistema de extracción va conectado por la parte inferior de los digestores y transporta el fluido hasta el filtro prensa.

El último sistema de bombeo que tiene el sistema de transporte de fluidos es el sistema de envasado. Una vez que el digestato extraído pasa por el filtro prensa se obtienen dos productos: un líquido viscoso que es el fertilizante líquido y un residuo sólido que contiene el material no digerido en el proceso. El fertilizante líquido es bombeado por un sistema de bombas hasta los estanques de almacenamiento de fertilizante antes de ser envasado. Una vez que el fertilizante se encuentra almacenado en los estanques de fertilizante debe ser envasado en el formato de comercialización. Para ello se utiliza un set de bombas que extraen el fertilizante desde los estanques de acumulación y producen el llenado de los envases para ser posteriormente comercializados.

En la Tabla 5.19 se presenta el detalle de cada sistema de transporte de fluidos donde se especifica los componentes entre los cuales se debe transportar cada fluido, el volumen que se debe transportar y el tiempo en que se debe realizar la operación. Se establece que el proceso de premezcla debe tener un tiempo de ejecución de 2 horas, por lo que se establece que el llenado de agua al estanque tenga la misma duración. Se establece que el transporte de melaza y suero al estanque de premezcla tiene una duración de 0,5 y 1,0 debido a la baja cantidad de materia a transportar. Se establece que el proceso de distribución de los fluidos mezclados a los digestores tenga la misma duración que el proceso de premezcla con el objetivo de tener un proceso continuo. Una vez que se finaliza el proceso de digestión, se establece que el proceso de extracción del fertilizante hacia el filtro tambor y el transporte hacia los estanques de acumulación tengan una extensión de 2 horas, funcionando de manera continua y sincronizada. Finalmente, se establece como criterio de diseño que el proceso de envasado de fertilizante se lleve a cabo en un periodo de tiempo de 3 horas. Estableciendo los tiempos de funcionamiento mencionados anteriormente, se presentan en la Tabla 5.19 el caudal que deben transportar las bombas en cada tramo del sistema.

Tabla 5.19 Caudal de fluido a transportar por cada sistema de bombeo.

Sistema		Volumen [m <sup>3</sup> ]	Tiempo Carga [h]	Capacidad Bomba	
				[m <sup>3</sup> /h]	[l/s]
B. Alimentación	Pozo - E. Premezcla	8,93	2,00	4,46	1,24
	E. Agua - E. Premezcla	8,93	2,00	4,46	1,24
	E. Melaza - E. Premezcla	0,15	0,50	0,31	0,09
	E. Suero - E. Premezcla	0,51	1,00	0,51	0,14
B. Distribución	E. Premezcla - Digestores	10,24	2,00	5,12	1,42
B. Extracción	Digestores - Filtro Tambor	9,65	2,00	4,82	1,34
B. Envasado	Filtro Tambor - E. Fertilizantes	9,65	2,00	4,82	1,34
	E. Fertilizantes - Envases	9,65	3,00	3,22	0,89

Fuente: Elaboración propia.

Para seleccionar las bombas a utilizar en cada proceso es necesario determinar las pérdidas de cargas que tiene cada tramo del sistema. La pérdida de carga del sistema se calcula como:

$$h_{L,total} = h_{L,altura} + h_{L,mayor} + h_{L,menor} \quad (5.18)$$

Donde  $h_{L,altura}$  corresponde a la pérdida producida por la diferencia de altura entre la cota de de entrada y de salida de la tubería, lo que se expresa como:

$$h_{L,altura} = h_{entrada} - h_{salida} \text{ [msnm]} \quad (5.19)$$

Las pérdidas mayores del sistema  $h_{L,mayor}$  corresponden a las pérdidas de cargas o lineales dentro de las tuberías. Para calcular este tipo de pérdidas se utiliza el método de Darcy-Weisbach [34] que se presenta a continuación:

$$h_{L,mayor} = f \cdot \frac{l}{D} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} \quad (5.20)$$

Donde  $f$  corresponde al coeficiente de fricción,  $l$  es la longitud de la tubería expresada en [m],  $D$  corresponde al diámetro de la tubería expresado en [m],  $v$  es la velocidad del fluido en el interior de la tubería en [m/s] y  $g$  corresponde a la gravedad que en este caso se considera estándar en 9,8 [m/s<sup>2</sup>]. Para determinar el factor de fricción en régimen turbulento se utiliza la ecuación simplificada de Colebrook/Moody [38] que se expresa como:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -1,8 \cdot \log \left[ \left( \frac{\varepsilon/D}{3,7} \right)^{1,1} + \frac{6,9}{Re} \right] \quad (5.21)$$

Donde  $\varepsilon$  representa la rugosidad de la tubería expresado en [mm]. El número de Reynolds ( $Re$ ) del fluido al interior de la tubería que se calcula como:

$$Re = \frac{v \cdot D \cdot \rho}{\mu} \quad (5.22)$$

Para calcular las pérdidas menores  $h_{L,menor}$ , correspondientes a las pérdidas producidas por componentes que interrumpen el suave flujo del líquido y, además, provocan pérdidas adicionales debido al fenómeno de separación y mezcla de flujos. Para calcular este tipo de pérdidas se utiliza la siguiente ecuación [39]:

$$h_{L,menor} = K_L \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} \quad (5.23)$$

Donde  $K_L$  corresponde al coeficiente de pérdida, que varía según los accesorios que contenga el trazo analizado. Los valores de los coeficientes de pérdida se presentan en Anexo B. El término  $v$  corresponde a la velocidad del fluido en el interior de la tubería en [m/s] y  $g$  corresponde a la gravedad que en este caso se considerará estándar en 9,8 [m/s<sup>2</sup>].

En Anexo C se presenta el listado resumen de las diferencias de cota de entrada y salida en cada tramo, junto con el detalle de componentes involucrado en cada tramo. Para el cálculo de las pérdidas menores se realiza una estimación del largo y diámetro de las tuberías, de la cantidad de codos, válvula de bola, válvula check, flujómetro y derivación de 3 vías involucrado en cada tramo. En la Tabla 5.20 se presenta un cuadro resumen del caudal que deben proporcionar las bombas en cada tramo y las pérdidas de carga estimadas en cada uno de ellos. Además, se presenta una columna con las pérdidas de cargas estimadas con un factor de seguridad del 10% en las pérdidas lineales, en las pérdidas menores y en la diferencia de cota consideradas.

Tabla 5.20 Caudal y pérdidas de carga estimadas para cada sistema de bombeo.

Sistema		Caudal [m3/h]	Pérdida estimada [mca]	Pérdida estimada + 10% [mca]
B. Alimentación	Pozo - E. Premezcla	4,46	28,17	30,99
	E. Agua - E. Premezcla	4,46	2,63	2,89
	E. Melaza - E. Premezcla	0,31	2,20	2,42
	E. Suero - E. Premezcla	0,51	2,30	2,53
B. Distribución	E. Premezcla - Digestores	5,12	8,80	9,68
B. Extracción	Digestores - Filtro Tambor	4,82	5,39	5,93
B. Envasado	Filtro Tambor - E. Fertilizantes	4,82	6,11	6,72
	E. Fertilizantes - Envases	3,22	1,89	2,08

Fuente: Elaboración propia.

## Intercambiadores de calor

La temperatura en que ocurre el proceso de digestión anaeróbica es uno de los principales factores que inciden en el tipo de bacterias que participan en el proceso de degradación de la materia y la velocidad en que ésta ocurre. Para optimizar el proceso de producción de fertilizantes es importante tener control sobre la temperatura en que se llevan las reacciones, por lo que es fundamental contar con un sistema de calefacción de los digestores. A continuación, se determinan las cargas térmicas involucradas en el proceso de calefacción del estanque, se realiza el dimensionamiento de intercambiadores de calor tipo serpentín, y se dimensiona una caldera a utilizar para proporcionar la potencia térmica necesaria. Además, se presenta el dimensionamiento de un boiler para mantener la temperatura de calefacción de los estanques constante.

Para definir los requerimientos térmicos del sistema es importante saber las condiciones de operación del proceso de digestión anaeróbica. Se realiza el dimensionamiento del sistema de calefacción utilizando las condiciones más desfavorables a las que se ve expuesta el sistema, lo que implica el funcionamiento del sistema de calefacción en los meses más fríos del año, correspondientes a los meses de Julio-agosto. Utilizando la herramienta “Explorador Solar” del departamento de Geofísica de la Universidad de Chile se genera el reporte “Recurso Solar y datos meteorológicos” para la ciudad de Linares [40]. En el reporte se establece que la temperatura mínima mensual en el año 2010 fue de 9,21° C en el mes de agosto. Se establece como criterio de diseño que la temperatura de ambiente en que opera el sistema es de 9°C. Se establece una temperatura de entrada del fertilizante a los digestores de 10°C y una temperatura óptima de producción de 35°C [13]. Para realizar el dimensionamiento de las cargas térmicas se realiza en primer lugar el estudio para calefaccionar un digestor y posteriormente se escala para la planta completa. El volumen de fertilizante a calefaccionar es de 10,24 m<sup>3</sup> con un peso de 9.858 kg. Se considera el calor específico del fertilizante como 3,99 [kJ/kg °C] y se establece un tiempo total de calentamiento, desde que ingresa el fertilizante al digestor hasta que alcanza la temperatura óptima de producción, de 24 horas. En la Tabla 5.21 se presenta el resumen de las condiciones de operación descritas anteriormente.

Tabla 5.21 Condiciones de operación de sistema de calefacción.

Ítem	Valor	Unidad
Temperatura Ambiente	9	°C
Temperatura entrada Fertilizante	10	°C
Temperatura final Fertilizante	35	°C
Volumen de Fertilizante	10,24	m <sup>3</sup>
Masa de Fertilizante	9.858	kg
Calor Específico Fertilizante	3,99	kJ/kg °C
Tiempo de calentamiento esperado líquido	24	h

Fuente: Elaboración propia.

## Coefficiente global de transferencia de calor digestor

El coeficiente de transferencia de calor del digestor se define como:

$$\frac{1}{U_{Tanque}} = \frac{1}{\frac{D_{T,e}}{D_{T,i}} \cdot \frac{1}{h_0} + \frac{D_{T,e}}{k_{FRP}} \cdot \ln\left(\frac{D_{T,i} + e_T}{D_{T,i}}\right) + \frac{D_{T,e}}{k_{aislante}} \cdot \ln\left(\frac{D_{T,e} + e_{aislante}}{D_{T,e}}\right) + \frac{1}{h_\infty}} \quad (5.24)$$

Donde  $D_{T,e}$  corresponde al diámetro externo del estanque [m],  $D_{T,i}$  es el diámetro interno del estanque [m],  $h_0$  es el coeficiente de transferencia de calor por convección en el interior del tanque agitado expresado en [W/m<sup>2</sup> K],  $k_{FRP}$  corresponde a la conductividad térmica del FRP expresado en [W/m K],  $e_T$  es el espesor del estanque [m],  $k_{aislante}$  es la conductividad térmica del aislante de poliestireno expresado en [W/m K],  $e_{aislante}$  corresponde al espesor del aislante a utilizar [m] y  $h_\infty$  corresponde a la coeficiente de transferencia de calor en el exterior del estanque expresado en [W/m<sup>2</sup> K]. En la Tabla 5.22 se presentan las dimensiones y conductividad térmica del estanque de FRP 15.000 litros y del aislante de poliestireno que cubren los digestores.

Tabla 5.22 Dimensiones y conductividad térmica de estanque de FRP 15.000 litros y aislante de poliestireno.

Ítem	Valor	Unidad
Diámetro Interno estanque	2,5	m
Diámetro externo estanque	2,524	m
Espesor estanque	0,012	m
Conductividad térmica FRP	1,25	W/m K
Espesor aislante	0,02	m
Conductividad térmica Aislante	0,04	W/m K

Fuente: [35].

Para el cálculo de del coeficiente transferencia de calor por convección en el interior del tanque  $h_0$  se debe considerar que el sistema se encuentra agitado mecánicamente por impulsores durante su funcionamiento. Se utiliza el método de estimación de coeficientes de transferencia de calor para fluidos con agitación mecánica y serpentín de calentamiento propuestos por Chilton, Drew y Jebens [41]. Para el cálculo del número de Nusselt se presenta a continuación:

$$Nu_0 = \frac{h_0 \cdot D_{T,i}}{k_{fertilizante}} = 0,87 \cdot \left(\frac{L_{impulsor}^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu}\right)^{\frac{2}{3}} \cdot \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k_{fertilizante}}\right)^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} \quad (5.25)$$

Donde el término  $L_{impulsor}$  corresponde al diámetro del impulsor [m],  $N$  son las revoluciones por segundo con que gira el impulsor [RPS],  $\rho$  es la densidad del fertilizante [kg/m<sup>3</sup>],  $C_p$  es la capacidad calorífica del fertilizante,  $k_{fertilizante}$  es la conductividad térmica del fertilizante,  $\mu$  corresponde a la viscosidad cinemática en el seno de la placa y  $\mu_w$  es la viscosidad cinemática en la pared. Por simplificación del sistema se considera que  $\mu = \mu_w$ . Considerando el diámetro del impulsor igual a  $L_{impulsor} = 0,9$  [m] con una velocidad de giro de  $N = 0,66$  RPS (40 RPM), una densidad de fertilizante de  $\rho = 962$  kg/m<sup>3</sup>, una conductividad térmica  $k_{fertilizante} = 0,66$  [W/m K] y una viscosidad cinemática de 0,00072 [kg/m s] a 35°C [41].

Utilizando la ecuación (5.25) se calcula del número de Nusselt para estanque agitado y serpentín de calentamiento:

$$Nu_0 = 0,87 \cdot \left( \frac{(0,9 [m])^2 \cdot 0,66 [s^{-1}] \cdot 962 \left[ \frac{kg}{m^3} \right]}{0,00072 \left[ \frac{kg}{m \cdot s} \right]} \right)^{\frac{2}{3}} \cdot \left( \frac{3,99 \left[ \frac{kJ}{kg \cdot K} \right] \cdot 0,00072 \left[ \frac{kg}{m \cdot s} \right]}{0,66 \left[ \frac{W}{m \cdot K} \right]} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$Nu_0 = 11.430$$

El coeficiente de transferencia por convección en el lado del fertilizante se calcula como:

$$h_0 = \frac{Nu_0 \cdot k_{fertilizante}}{D_{T,i}} = \frac{11.430 \cdot 0,66 \left[ \frac{W}{m \cdot K} \right]}{2,5 [m]} = 3.017 \left[ \frac{W}{m^2 \cdot K} \right] \quad (5.26)$$

Para calcular el coeficiente de transferencia por convección externa se utiliza la correlación para flujo al exterior de un cilindro, ya que existe convección forzada de aire. El número de Nusselt se expresa como (5.27) [41]:

$$Nu_\infty = 0,027 \cdot (Re)^{0,805} \cdot \left( \frac{C_{p,aire} \cdot \mu_{aire}}{k_{aire}} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (5.27)$$

El número de Reynolds para el exterior del tubo queda definido como:

$$Re_\infty = \frac{v_{aire} \cdot D_{T,e} \cdot \rho_{aire}}{\mu_{aire}} \quad (5.28)$$

Donde  $v_{aire}$  corresponde a la velocidad del aire, que se asume en este caso como 2 [m/s],  $\rho_{aire}$  la densidad del [41],  $k_{aire}$  la conductividad térmica del aire,  $\mu_{aire}$  la viscosidad del aire y  $C_{p,aire}$  el calor específico del aire. En la Tabla 5.23 se presentan las propiedades del aire.

Tabla 5.23 Propiedades del aire.

Propiedad	Valor	Unidad
Densidad	1.293	kg/m <sup>3</sup>
Viscosidad	1,9 · 10 <sup>-5</sup>	kg/ m s
Conductividad Térmica	0,0261	W/m K
Calor Específico	1,012	kJ/ kg K

Fuente: [41]

Reemplazando los valores de las propiedades del aire en la ecuación (5.28), el número de Reynolds queda como:

$$Re_{\infty} = \frac{2 \left[ \frac{m}{s} \right] \cdot 2,52 [m] \cdot 1,293 \left[ \frac{kg}{m^3} \right]}{1,9 \cdot 10^{-5} \left[ \frac{kg}{m \cdot s} \right]} = 343.530$$

Utilizando el valor del número de Reynolds en la fórmula (5.27) del número de Nusselt queda expresado como:

$$Nu_{\infty} = 0,027 \cdot (343.530)^{0,805} \cdot \left( \frac{1,012 \left[ \frac{kJ}{kg \cdot K} \right] \cdot 1,9 \cdot 10^{-5} \left[ \frac{kg}{m \cdot s} \right]}{0,0261 \left[ \frac{W}{m \cdot K} \right]} \right)^{\frac{1}{3}} = 698,5$$

El coeficiente de transferencia por convección en el lado externo del estanque se estima utilizando la siguiente relación:

$$h_{\infty} = \frac{Nu_{\infty} \cdot k_{aire}}{D_{T,e}} = \frac{11.430 \cdot 0,0261 \left[ \frac{W}{m \cdot K} \right]}{2,52 [m]} = 7,19 \left[ \frac{W}{m^2 \cdot K} \right] \quad (5.29)$$

Con los resultados de los coeficientes de transferencia por convección interno y externo, se calcula el coeficiente global de transferencia de calor del estanque utilizando la ecuación (5.24), donde se obtiene como resultado:

$$U_{Tanque} = 1,51 \left[ \frac{W}{m^2 \cdot K} \right]$$

Para calcular las pérdidas térmicas del sistema se calculan dos casos: las pérdidas térmicas asociadas al calentamiento del sistema, es decir calentar el fertilizante desde los 10°C hasta los 35°C óptimos de operación; las pérdidas térmicas asociadas a la operación del sistema, para mantener la temperatura del fertilizante en 35°C.

### **Pérdidas térmicas por calentamiento del sistema**

En este proceso de calentamiento se pueden identificar cuatro tipos de pérdidas: por calentamiento del fluido; por calentamiento del material del estanque; por transferencia de calor de las paredes laterales; y por la transferencia de calor entre el fluido y el aire en el interior del digestor.

La pérdida por calentamiento del fluido se asocia a la carga térmica necesaria para calentar el fertilizante desde los 10°C hasta los 35°C. Esta pérdida se calcula como (5.30) [42]:

$$Q_{fluido,c} = \frac{m_{fluido} \cdot C_{p,fluido} \cdot (T_{f,f} - T_{e,f})}{t} \quad (5.30)$$

Donde  $m_{fluido}$  es la masa de fluido a calentar [kg],  $C_{p,fluido}$  es el calor específico del fertilizante [kJ/kg °C],  $T_{f,f}$  corresponde a la temperatura final del fertilizante y  $T_{e,f}$  la temperatura de entrada del fertilizante, ambos en [°C].  $t$  es el tiempo en el cual se calienta el fertilizante a la temperatura objetivo, expresado en [s]. Utilizando los valores tabulados en la Tabla 5.21 la pérdida por calentar el fluido queda como:

$$Q_{fluido,c} = \frac{9.858 [kg] \cdot 3,99 \left[ \frac{kJ}{kg \cdot K} \right] \cdot (35 [^{\circ}C] - 10 [^{\circ}C])}{24 [h] \cdot 3600 \left[ \frac{s}{h} \right]} = 11,38 [kW]$$

La pérdida por calentamiento del material del estanque, es decir por calentar la estructura de FRP del estanque, se calcula como (5.31) [42]:

$$Q_{material,c} = \frac{m_{estanque} \cdot C_{p,FRP} \cdot (T_{f,f} - T_{e,f})}{t} \quad (5.31)$$

Donde  $m_{estanque}$  es la masa del estanque [kg] y  $C_{p,FRP}$  es la conductividad térmica del FRP expresado en [kJ/kg °C]. En la Tabla 5.24 se presentan las principales características del estanque de FRP de 15.000 seleccionado.

Tabla 5.24 Propiedades y dimensiones del estanque de FRP de 15.000 litros.

Digestores 15.000 L		
Capacidad	15.000	l
Diámetro	2,5	m
Altura Cuerpo	2,67	m
Altura cono	1,25	m
Altura total	3,92	m
Espesor	0,012	m
Peso	811	kg
Material	FRP	-
Conductividad térmica	1,25	kJ/kg °C
Densidad	1.800	kg/m <sup>3</sup>

Fuente: [35]

Con la información proporcionada en la Tabla 5.24 se calcula la pérdida por calentamiento de material utilizando la ecuación (5.31).

$$Q_{material,c} = \frac{811 [kg] \cdot 1,25 \left[ \frac{kJ}{kg \cdot C} \right] \cdot (35 [^{\circ}C] - 10 [^{\circ}C])}{24 [h] \cdot 3.600 \left[ \frac{S}{h} \right]} = 0,293 [kW]$$

Para calcular las pérdidas por transferencia de calor a las paredes laterales del estanque se debe calcular la superficie con el que el fluido se encuentra en contacto. El área lateral se calcula según la ecuación (5.32)

$$A_{lateral} = 2 \cdot \pi \cdot \left( \frac{D_T}{2} \right) \cdot h_T \quad (5.32)$$

Donde  $D_T$  corresponde al diámetro del estanque [m] y  $h_T$  es la altura del estanque [m]. Se utiliza los valores de las dimensiones del estanque presentadas en la Tabla 5.24 y el área queda como:

$$A_{lateral} = 2 \cdot \pi \cdot \left( \frac{2,5 [m]}{2} \right) \cdot 3,92 [m] = 30,78 [m^2]$$

Las pérdidas térmicas por las paredes laterales de estanque se estima utilizando [42]:

$$Q_{lateral,c} = \frac{U_{tanque} \cdot A_{lateral} \cdot \Delta T_M}{1000} \quad (5.33)$$

Donde  $\Delta T_M$  corresponde a la diferencia entre la temperatura media del fluido y la temperatura ambiente, que se calcula como:

$$\Delta T_M = \left( \frac{T_{f,f} - T_{e,f}}{2} \right) - T_{amb} = \left( \frac{35 [^{\circ}C] - 10 [^{\circ}C]}{2} \right) - 9 [^{\circ}C] = 13,5 [^{\circ}C] \quad (5.34)$$

Reemplazando los valores calculados anteriormente, las pérdidas térmicas por las paredes laterales se expresa como:

$$Q_{lateral,c} = \frac{1,51 \left[ \frac{W}{m^2 \cdot K} \right] \cdot 30,78 [m^2] \cdot 13,5 [^{\circ}C]}{1.000} = 0,642 [kW]$$

Finalmente, el cálculo de las pérdidas térmicas por transferencia de calor entre el fluido y el aire al interior del estanque se calcula como (5.35) [42]:

$$\Delta Q_{superficie,c} = \frac{hl_{sup,21,5^{\circ}C} \cdot A_{superficie}}{1.000} \quad (5.35)$$

Donde  $hl_{sup,21,5^{\circ}C}$  corresponde al coeficiente de pérdidas de calor fluido/aire al interior del estanque. Se obtiene el valor de  $hl_{sup,21,5^{\circ}C}$  a partir de la Figura 2.9.2 del sitio web de Spiraxsarco

[42], donde se determina que  $hl_{sup,21,5^{\circ}C} = 550 [W/m^2]$ .  $A_{superficie}$  corresponde a la superficie de contacto entre el fluido y el aire, que se calcula según (5.36).

$$A_{superficie} = \frac{\pi \cdot D_T^2}{4} = \frac{\pi \cdot (2,5 [m^2])^2}{4} = 4,9 [m^2] \quad (5.36)$$

Con los datos calculados anteriormente se calcula el valor de las pérdidas por la superficie según (5.35):

$$Q_{superficie,c} = \frac{550 \left[ \frac{W}{m^2} \right] \cdot 4,9 [m^2]}{1.000} = 2,7 [kW]$$

Finalmente, las pérdidas térmicas totales durante el periodo de calentamiento del fertilizante se compone por la suma de las pérdidas calculadas anteriormente:

$$Q_{calentamiento} = Q_{fluido,c} + Q_{material,c} + Q_{lateral,c} + Q_{superficie,c} \quad (5.37)$$

$$Q_{calentamiento} = 11,38 [kW] + 0,293 [kW] + 0,642 [kW] + 2,7 [kW] = 15,02 [kW]$$

### Perdidas térmicas por operación

Corresponden a las pérdidas térmicas para mantener el fertilizante en la temperatura óptima deseada. Las pérdidas asociadas en la operación son las pérdidas térmicas por las paredes laterales del estanque y las pérdidas térmicas por transferencia de calor entre el fluido y el aire al interior del estanque.

Las pérdidas térmicas por las paredes laterales de estanque se calculan como (5.38) [42]:

$$Q_{lateral,o} = \frac{U_{tanque} \cdot A_{lateral} \cdot (T_{f,f} - T_{amb})}{1.000} \quad (5.38)$$

Donde se considera la diferencia de temperatura entre la temperatura que tiene el fluido con la temperatura ambiente. Reemplazando los valores calculados anteriormente en la ecuación (5.38), las pérdidas térmicas por las paredes laterales se expresan como:

$$Q_{lateral,o} = \frac{1,51 \left[ \frac{W}{m^2 \cdot K} \right] \cdot 30,78 [m^2] \cdot (35 [^{\circ}C] - 9 [^{\circ}C])}{1.000} = 1,23 [kW]$$

El cálculo de las pérdidas térmicas por transferencia de calor entre el fluido y el aire al interior del estanque se calcula según la relación (5.39) [42].

$$Q_{superficie,c} = \frac{hl_{sup,35^{\circ}C} \cdot A_{superficie}}{1.000} \quad (5.39)$$

Donde  $hl_{sup,35^{\circ}C}$  corresponde al coeficiente de pérdidas de calor fluido/aire al interior del estanque. Se obtiene el valor de  $hl_{sup,35^{\circ}C}$  a partir de la Figura 2.9.2 del sitio web de Spiraxsarco [42], donde se determina que  $hl_{sup,35^{\circ}C} = 880 [W/m^2]$ . Con los datos obtenidos anteriormente las pérdidas por la superficie del fluido son (5.39):

$$Q_{superficie,c} = \frac{880 \left[ \frac{W}{m^2} \right] \cdot 4,9 [m^2]}{1000} = 4,31 [kW]$$

Las pérdidas térmicas totales durante el periodo de operación del sistema son:

$$Q_{operación} = Q_{lateral,o} + Q_{superficie,o} \quad (5.40)$$

$$Q_{operación} = 1,23 [kW] + 4,31 [kW] = 5,56 [kW]$$

Para estimar las pérdidas térmicas en el peor caso se considera la situación en que un (1) estanque se encuentre en la etapa de calentamiento (Start-Up) y que los cuatro (4) estanques restantes se encuentren en su fase de operación. Las pérdidas térmicas totales se calculan como:

$$Q_{Total} = Q_{calentamiento} \cdot n_{calentamiento} + Q_{operación} \cdot n_{operación} \quad (5.41)$$

$$Q_{Total} = 15,02 [kW] \cdot 1 + 5,56 [kW] \cdot 4 = 37,3 [kW]$$

La temperatura que debe alcanzar el fertilizante inicialmente para mantener el fluido dentro del digestor a  $35^{\circ}C$  se determina considerando las pérdidas térmicas del sistema. Esta temperatura varía si es que se encuentra en proceso de calentamiento o de operación. Se utiliza el siguiente método para definir la temperatura a la que debe ser calentado inicialmente el fertilizante:

$$T_{f,f}^* = T_{f,f} + \frac{Q_{pérdidas}}{m_{fertilizante} \cdot C_p} \quad (5.42)$$

Utilizando la temperatura objetivo del fertilizante  $T_{f,f} = 35 [^{\circ}C]$ , la masa de fertilizante  $m_{fertilizante} = 9.858 [kg]$ , el calor específico del fertilizante  $C_p = 3,99 \left[ \frac{kJ}{kg \cdot K} \right]$ . Se consideran las pérdidas térmicas para calentamiento de  $Q_{calentamiento} = 15,02 [kW]$  y las pérdidas térmicas en operación de  $Q_{operación} = 5,56 [kW]$ . Utilizando la ecuación (5.42) se estiman las temperaturas que debe ser calentado el fertilizante.

$$T_{f,f}^{calentamiento} = 308,15 [^{\circ}K] + \frac{15,02 [kW] \cdot 3600}{9.858 [kg] \cdot 3,99 \left[ \frac{kJ}{kg \cdot K} \right]} = 309,5 [^{\circ}K] \approx 36,35 [^{\circ}C]$$

$$T_{f,f}^{operación} = 308,15 [^{\circ}K] + \frac{5,56 [kW] \cdot 3600}{9.858 [kg] \cdot 3,99 \left[ \frac{kJ}{kg \cdot K} \right]} = 308,63 [^{\circ}K] \approx 35,48 [^{\circ}C]$$

### Dimensionamiento de serpentines Calentamiento

El dimensionamiento base de los serpentines se debe realizar para el caso crítico, correspondiente al que requiere un mayor suministro de energía. En el caso de estudio la etapa que tiene un mayor consumo energético es la etapa de calentamiento del fertilizante, proceso que con pérdidas térmicas de 15,0 [kW<sub>i</sub>]. Para realizar el dimensionamiento de los serpentines se debe calcular el área de transferencia de calor según (5.43) [43]:

$$A^*_{serpentín} = \frac{Q_{requerido}}{U_{serpentín} \cdot \Delta T_{ln}} \quad (5.43)$$

Donde  $Q_{requerido}$  corresponde al calor que se debe entregar a los digestores [kW],  $U_{serpentín}$  corresponde al coeficiente de transferencia de calor de los serpentines [W/m<sup>2</sup> °C] y  $\Delta T_{ln}$  corresponde a la diferencia de temperatura logarítmica entre los fluidos. Para el caso en estudio se utiliza  $Q_{requerido} = 15,02 [kW]$ , el coeficiente de transferencia de calor para serpentines en estanques agitados donde la transferencia de calor es entre agua caliente y agua se considera un valor de  $U_{serpentín} = 282 [W/m^2 \text{ } ^{\circ}C]$  [44]. El cálculo de la diferencia de temperatura logarítmica entre el fertilizante y el agua de calentamiento se calcula como:

$$\Delta T_{ln} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \left( \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} \right)} \quad (5.44)$$

Se considera una transferencia de calor a contra flujo donde:

$$\Delta T_1 = T_{H,in} - T_{f,f} \quad (5.45)$$

$$\Delta T_2 = T_{H,out} - T_{f,e} \quad (5.46)$$

Donde  $T_{H,in}$  corresponde a la temperatura de entrada del agua caliente de calefacción a los serpentines, que se establece en  $T_{H,in} = 70 [^{\circ}C]$ .  $T_{f,f}$  se considera como la temperatura final que se debe calentar el fertilizante. En el caso en estudio se considera  $T_{f,f} = T_{f,f}^{calentamiento} = 36,35 [^{\circ}C]$ . La temperatura de salida del agua de calentamiento desde los serpentines para ser calentada nuevamente se establece en  $T_{H,out} = 50 [^{\circ}C]$ . Finalmente, la temperatura de entrada del fertilizante al digestor se establece en  $T_{f,e} = 10 [^{\circ}C]$ . Reemplazando los valores anteriores en (5.45) y (5.46), las diferencias de temperatura  $\Delta T_1$  y  $\Delta T_2$  son:

$$\Delta T_1 = 70 [^{\circ}C] - 36,35 [^{\circ}C] = 33,64 [^{\circ}C]$$

$$\Delta T_2 = 50 [^{\circ}\text{C}] - 10 [^{\circ}\text{C}] = 40 [^{\circ}\text{C}]$$

Se calcula la diferencia de temperatura logarítmica según (5.44):

$$\Delta T_{ln} = \frac{33,64 [^{\circ}\text{C}] - 40 [^{\circ}\text{C}]}{\ln\left(\frac{33,64 [^{\circ}\text{C}]}{40 [^{\circ}\text{C}]}\right)} = 36,72 [^{\circ}\text{C}]$$

Se utilizan los valores obtenidos en la fórmula (5.43) para calcular el área de los serpentines:

$$A^*_{Serpentín} = \frac{15,02 [kW] \cdot 1.000}{282 \left[\frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C}}\right] \cdot 36,72 [^{\circ}\text{C}]} = 1,5 [m^2]$$

Considerando un factor de seguridad del 10% el área total de los serpentines queda como

$$A_{Serpentín} = A^*_{Serpentín} \cdot 10\% = 1,65 [m^2]$$

Obteniendo el área de los serpentines se puede estimar la potencia térmica máxima de intercambio de calor en el serpentín [43] cuando ingresa el fertilizante al digestor:

$$Q_{Serpentín,máx} = \frac{U_{Serpentín} \cdot A_{Serpentín} \cdot (T_{H,in} - T_{f,e})}{1.000} \quad (5.47)$$

$$Q_{Serpentín,máx} = \frac{282 \left[\frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C}}\right] \cdot 1,65 [m^2] \cdot (70 [^{\circ}\text{C}] - 10 [^{\circ}\text{C}])}{1000} = 27,95 [kW]$$

Para estimar el caudal de agua caliente requerido para calentar el fertilizante desde 10 [°C] hasta 35 [°C] en 24 [h] se utiliza la fórmula (5.48) [43]:

$$\dot{m}_{calentamiento} = \frac{Q_{Serpentín,máx}}{C_{p,h_2O} \cdot (T_{H,in} - T_{H,out})} \quad (5.48)$$

$$\dot{m}_{calentamiento} = \frac{27,95 [kW]}{4,194 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}}\right] \cdot (70 [^{\circ}\text{C}] - 50 [^{\circ}\text{C}])} = 0,33 \left[\frac{\text{kg}}{\text{s}}\right] \approx 1.200 \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right]$$

Para determinar el caudal de agua necesario en la fase de operación se debe considerar la potencia térmica requerida para mantener el fertilizante a 35 [°C], lo que se calcula como (5.49):

$$\dot{m}_{operación} = \frac{Q_{operación}}{C_{p,h_2O} \cdot (T_{H,in} - T_{H,out})} \quad (5.49)$$

Reemplazando los valores en (5.49), el caudal de agua caliente necesaria para la fase de operación queda definido como:

$$m_{operación} = \frac{5,56 [kW]}{4,194 \left[ \frac{kJ}{kg \cdot K} \right] \cdot (70 [^{\circ}C] - 50 [^{\circ}C])} = 0,066 \left[ \frac{kg}{s} \right] \approx 239 \left[ \frac{kg}{h} \right]$$

Para determinar el largo del serpentín dentro del digestor se debe definir el diámetro de las cañerías para llevar a cabo el intercambio de calor. En la Tabla 5.25 se presentan la relación entre el diámetro nominal de cañerías de acero y la superficie que tienen por metro [43].

Tabla 5.25 Relación entre diámetro nominal de cañerías y la superficie disponible por longitud de cañería.

Relación diámetro nominal - superficie en tuberías							
Diámetro nominal [mm]	15	20	25	32	40	50	65
Superficie de área [m <sup>2</sup> /m]	0,067	0,085	0,106	0,134	0,152	0,189	0,239

Fuente: [43]

Para determinar el largo del serpentín se selecciona una tubería de 20 mm con una superficie de 0,085 [m<sup>2</sup>/m]. El área por vuelta del serpentín se calcula utilizando (5.50):

$$A_{serpentin,1v} = 2 \cdot \pi \cdot A_s \cdot R_s \quad (5.50)$$

Donde  $A_s$  corresponde a la superficie de área seleccionada ( $A_s = 0,085 [m^2/m]$ ) y  $R_s$  corresponde al radio que tiene el serpentín dentro del estanque. Considerando las dimensiones que tienen que tener los deflectores dentro del digestor para el sistema de agitación, se establece un  $R_s = 1,1 [m]$ . Cada vuelta del serpentín tiene un área de:

$$A_{serpentin,1v} = 2 \cdot \pi \cdot 0,085 \left[ \frac{m^2}{m} \right] \cdot 1,1 [m] = 0,59 [m^2]$$

El número de vueltas que debe tener el serpentín dentro del estanque se determina como:

$$N_v^* = \frac{A_{serpentin}}{A_{serpentin,1v}} = \frac{1,65 [m^2]}{0,59 [m^2]} = 2,81 \text{ vueltas} \quad (5.51)$$

Si se considera un factor de seguridad del 5% el número de vueltas queda definido como:

$$N_v = N_v^* \cdot 5\% = 2,81 \cdot 5\% = 2,95 \approx 3 \text{ vueltas}$$

Donde la longitud final del serpentín se calcula como:

$$L_s = 2 \cdot \pi \cdot R_s \cdot N_v = 2 \cdot \pi \cdot 1,1[m] \cdot 3 = 20,8 [m] \quad (5.52)$$

Para realizar el dimensionamiento del estanque de acumulación se debe considerar la cantidad de energía que se debe suministrar al sistema de calefacción para cumplir con los requerimientos de operación. El dimensionamiento del estanque de acumulación realiza utilizando la ecuación (5.53).

$$V_{acumulador} = \frac{Q_{operación,total}}{C_{p,h_2O} \cdot (T_{H,in} - T_{H,out})} \quad (5.53)$$

Donde  $Q_{operación,total}$  corresponde a las pérdidas térmicas que tienen los 5 digestores durante su fase de operación, que se calcula como:

$$Q_{operación,total} = Q_{operación} \cdot N_{Digestores} = 5,56 [kW] \cdot 5 = 27,8 [kW] \quad (5.54)$$

$$V^*_{acumulador} = \frac{27,8 [kW] \cdot 3600}{4,194 \left[ \frac{kJ}{kg \cdot K} \right] \cdot (70 [^{\circ}C] - 50 [^{\circ}C])} = 1.193 [l]$$

Se considera un factor de seguridad del 20% para el dimensionamiento del acumulador, por lo que el volumen final del estanque queda como:

$$V_{acumulador} = V^*_{acumulador} \cdot 1,2 = 1.431 [l] \approx 1.500 [l]$$

#### 5.1.4 Selección de equipos.

En la Tabla 5.26 se presenta un cuadro resumen del listado de equipos calculados en la sección 5.1.3, donde se especifica el nombre del equipo, la capacidad que debe tener cada uno de ellos y la cantidad requerida.

Tabla 5.26 Listado de capacidades de equipos calculados para planta de 286.000 litros de FOFL.

Descripción		Capacidad	Unidad	Cantidad
Estanque Almacenamiento	Melaza	1.997	l	1
	Suero	512	l	1
	Agua	8.900	l	1
Trituradora		112,6	kg/h	1
Tornillo transportador		2,8	kW	1
Bombas Alimentación	Pozo - E. Premezcla	4,5	m3/h	2
	E. Agua - E. Premezcla	4,5	m3/h	1
	E. Melaza - E. Premezcla	0,3	m3/h	1
	E. Suero - E. Premezcla	0,5	m3/h	1
Estanque Premezcla	Estanque	3.842	l	1
	Agitador	728	kW	1
Bombas Distribución	E. Premezcla - Digestores	5,1	m3/h	2
Digestor	Estanque	15.000	l	5
	Agitador	2.936	kW	5
Bombas de Extracción	Digestores - Filtro Tambor	4,8	m3/h	2
Filtro Tambor		10,2	m3/h	1
Bomba Digestores - Filtro Tambor		4,8	m3/h	2
Estanque Fertilizante líquido		28.949	l	2
Estación bombas de Envasado		3,2	m3/h	2
Caldera		37,8	kW	1
Boiler		1.500	l	1

Fuente: Elaboración propia.

A continuación se presenta la selección de equipos de cada sistema:

### Estanques de almacenamiento

Para los estanques de almacenamiento de materias primas líquidas se seleccionan estanques cilíndricos verticales. Para el estanque de melaza se requieren 1.997 [l] de almacenamiento, por lo que se selecciona un estanque vertical INFRAPLAST de Polietileno con una capacidad de 2.000 [l] [45]. Se selecciona para el almacenamiento de suero un estanque vertical INFRAPLAST de Polietileno con una capacidad de 500 [l] [45]. Finalmente, se selecciona un estanque vertical INFRAPLAST de 10.000 [l] para el almacenamiento de agua.

### Trituradora

La selección de la trituradora se realiza en función de la capacidad de procesamiento, considerando un mínimo de 120 [kg/h] de materia prima según los requerimientos establecidos en la sección 5.1.3. Se selecciona una trituradora marca Trapp modelo TRF 70 que tiene un motor

eléctrico de 1,1 [kW] con una capacidad de procesamiento de 130 – 320 [kg/h] de biomasa con un harnero de 12 [mm] [46].

### **Tornillo transportador**

Según los cálculos realizados en la sección 5.1.3 los requerimientos para el tornillo transportador son: un tornillo sin fin con un diámetro mínimo de 4 pulgadas conectado con un motor eléctrico con potencia superior a 2,8 [kW]. Además, tiene que tener una inclinación de 30° y un largo aproximado de 4,7 metros. Para cumplir los requerimientos del tornillo transportador descrito anteriormente se selecciona un equipo transportador tubular de 5” de diámetro y 4,6 metros de largo con un ángulo de inclinación de 30°, con un motoreductor coaxial de 3 [kW] de 56 RPM base y conexión de 380 [VAC] de la empresa TECAM®.

### **Bombas**

Considerando los caudales y pérdidas de cargas calculados en la Tabla 5.20 se realiza el dimensionamiento y selección de bombas para cada sistema. En la Tabla 5.27 se presenta la síntesis de la selección de bombas para cada sistema donde se detalla el modelo, la potencia, el caudal y pérdidas de cargas de las bombas para cada configuración estudiada.

*Tabla 5.27 Selección de bombas, cantidad y características principales para cada sistema de bombeo.*

Sistema		Nº	Modelo bomba	Potencia [kW]	Caudal [m3/h]	Mca
B. Alimentación	Pozo - E. Premezcla	2	BM32/165	5,5	8	35,5
	E. Agua - E. Premezcla	1	BM32/130	1,5	4	20,5
	E. Melaza - E. Premezcla	1	CPM 130	0,5	0,6	0,5
	E. Suero - E. Premezcla	1	CPM 130	0,5	0,6	22
B. Distribución	E. Premezcla - Digestores	2	BM32/140	2	8	23,5
B. Extracción	Digestores - Filtro Tambor	2	BM32/140	2	8	23,5
B. Envasado	Filtro Tambor - E. Fertilizantes	2	BM32/140	2	8	23,5
	E. Fertilizantes - Envases	2	BM32/130	1,5	4	20,5

Fuente: Elaboración propia.

Las bombas de la serie BM32 presentada en la Tabla 5.27 corresponden a electrobombas centrífugas monobloc de la empresa Wilo de alta eficiencia, donde las especificaciones técnicas y detalles de cada una de ellas se obtuvieron a partir del catálogo de lista de precios de la empresa Cosmoplas [47]. Por otro lado, las especificaciones técnicas de la bomba centrífuga Pedrollo CPM 130 presentadas en la Tabla 5.27 se obtuvo a partir de la ficha técnica que proporciona el fabricante de la bomba [48].

### **Estanque de premezcla y Digestor**

Para la selección del estanque de premezcla y digestor se utiliza como criterio la forma de estanque, ya que debe ser vertical con fondo cónico para facilitar la extracción de los fluidos y evitar la acumulación de sedimentos en la base. En la sección 5.1.3 se seleccionan las dimensiones

y propiedades de cada estanque, donde su geometría influye directamente en el sistema de agitación a utilizar. Se establece que el estanque a utilizar son fabricados por la empresa MetPlas®, donde el estanque de premezcla de a utilizar es del tipo vertical de fondo cónico y tapa plana de 5.000 [l] construido de FRP. Este estanque tiene un diámetro nominal de 1.500 [mm] y una altura total de 3.360 [mm]. Para el digestor se selecciona un estanque de FRP MetPlas® de fondo cónico y tapa plana de 15.000 [l] con un diámetro nominal de 2.500 [mm] y una altura total de 3.920 [mm].

Para el sistema de agitación del estanque de premezcla se estimó que debe ser un sistema de impulsor tripala de 600 [mm] de diámetro y una potencia mínima de 728 [kW]. Se selecciona un sistema de agitación TECAM MIXER® modelo R2-015/93/63 H600-R el cual está compuesto por un sistema de impulsión tripala de doble impulsor de 600 [mm] de diámetro fabricado de acero inoxidable SS316, conectado a un motor trifásico de 1,0 [kW].

Los requerimientos de agitación para el digestor es un sistema de agitación tripala simple de 900 [mm] de diámetro y un motor con una potencia de funcionamiento de 3 [kW]. La selección de este sistema de agitación se realizó en base a las recomendaciones del personal técnico de la empresa TECAM, quienes recomendaron utilizar un sistema de agitación de doble impulsor tripala del tipo T900R debido a las dimensiones y cantidad de fluido a agitar en el digestor. El modelo de sistema de agitación seleccionado es TECAM MIXER® modelo MR1-040/70/110 T900R-2 de 900 [mm] de diámetro construido de acero inoxidable SS 316 con un motor trifásico de 3 [kW].

### Selección de calderas

La selección de caldera se debe realizar con el fin de suplir los requerimientos térmicos del sistema. Con los datos calculados anteriormente se tiene que la caldera tiene que suplir una potencia térmica máxima de  $Q_{Total} = 37,3 [kW]$  durante un transcurso de 24 [h] durante el proceso de calentamiento del digestor. Para poder garantizar el suministro térmico requerido se selecciona una caldera de biomasa CSB40 Marina de la empresa KHONE [49]. En la Tabla 5.28 se tabulan las especificaciones técnicas de la caldera seleccionada.

Tabla 5.28 Características de la caldera CSB40 Marina de KHONE.

Propiedades Caldera		
Potencia Nominal	46,4	kW
Rendimiento	89	%
Presión Nominal	3	bar
Capacidad de agua	115	l
Consumo mínimo Combustible	1,3	kg/h
Consumo máximo Combustible	10,8	kg/h

Fuente: [49]

Considerando el rendimiento certificado que tiene esta caldera de 89% se obtiene que la potencia térmica máxima de la caldera es de 41,2 [kW<sub>t</sub>]

## **Selección de boiler**

Para realizar la selección del boiler o estanque de acumulación de agua caliente a utilizar se selecciona a partir de la capacidad de almacenamiento requerida. Se selecciona un acumulador TITAN PLUS de 1.500 [l] proporcionado por la empresa ANWO ® [50], con una presión máxima de trabajo de 8[bar] y una temperatura máxima de almacenamiento de 80 [°C].

En la Tabla 5.29 se presenta un cuadro resumen con la selección de equipos realizados para la planta de fertilizantes orgánicos fermentados con un nivel de producción de 286.000 litros.

### **5.1.5 Layout y Diagrama de Procesos e Instrumentación (P&ID) de la planta de 286.000 litros de FOFL.**

Con los equipos principales seleccionados, se debe determinar las dimensiones de la infraestructura requerida para el montaje de los equipos y determinar la zona de cada etapa del proceso productivo. Con las dimensiones principales de cada uno de los equipos se establece que el galpón debe tener una superficie libre de 600 m<sup>2</sup>. Se definen las áreas de oficinas, de almacenamiento de materias primas, la zona de tratamiento y premezcla de materias primas. Por otro lado, se establece el área donde se deben instalar los digestores, la sala de caldera y, finalmente, se establece el área de envasado y almacenamiento de fertilizante. El detalle de las dimensiones de la planta y la disposición de los equipos se presentan en el plano DIMEC-FOFL-002-01 adjunto en Anexo N.

En el plano DIMEC-FOFL-002-02 adjunto en Anexo N se presenta el diagrama de instrumentación y procesos (P&ID) de la planta, donde se establecen las líneas de flujo de materias primas, las características principales de los equipos y, además, el sistema de control e instrumentación para garantizar el correcto funcionamiento de la planta.

Tabla 5.29 Resumen selección de equipos para planta de 286.000 litros de FOFL

Descripción		Capacidad	Unidad	Cant.	Modelo
Estanque Almacenamiento	Melaza	2.000	l	1	Estanque Vertical INFRAPLAST 2.000 l
	Suero	500	l	1	Estanque Vertical INFRAPLAST 500 l
	Agua	10.000	l	1	Estanque Vertical INFRAPLAST 1.000 l
Trituradora		130 - 320	kg/h	1	TRF 70 1,25 HP - 1,1 kW
Tornillo transportador		3,0	kW	1	Tornillo Sinfín TECAM tubular 5", 4.600 mm 30°
Bombas Alimentación	Pozo - E. Premezcla	8,0	m3/h	2	Wilo BM32/155
	E. Agua - E. Premezcla	4,0	m3/h	1	Wilo BM32/130
	E. Melaza - E. Premezcla	0,6	m3/h	1	PEDROLLO CPM 130
	E. Suero - E. Premezcla	0,6	m3/h	1	PEDROLLO CPM 130
Estanque Premezcla	Estanque	5.000	l	1	Estanque Vertical fondo cónico 5.000 l MetPlas
	Agitador	1	kW	1	TECAM R2-015/93/63H600R-2
Bombas Distribución	E. Premezcla - Digestores	8,0	m3/h	2	Wilo BM32/140
Digestor	Estanque	15.000	l	5	Estanque Vertical fondo cónico 15.000 l MetPlas
	Agitador	3	kW	5	TECAM MR1-040/70/110T900R-2,
Bombas de Extracción	Digestores - Filtro Tambor	8,0	m3/h	2	Wilo BM32/140
Filtro Tambor		10,0	m3/h	1	TECINOX FRTRC800E304
Bomba Digestores - Filtro Tambor		8,0	m3/h	2	WiloBM32/140
Estanque Fertilizante líquido		15.000	l	2	Estanque Vertical Cilíndrico Polietileno 15.000 l
Estación bombas de Envasado		4,0	m3/h	2	Wilo BM32/130
Caldera		46,4	kW	1	Kit Caldera CSB Marina 40
Boiler		1.500	l	1	ACUM.TITAN PLUS 1.500 l 8 BAR ANWO

Fuente: Elaboración propia.

## 5.1.6 Análisis económico

### Costos de Inversiones (CAPEX)

A continuación se presentan los costos de inversión requeridos para la planta de 286.000 litros de FOFL anuales. En la Tabla 5.30 se presenta un cuadro resumen de los costos de los equipos por sistema del proceso productivo, donde los valores presentados son obtenidos a partir de cotizaciones realizadas a empresas comercializadoras. El *Almacenamiento de líquidos* considera los estanques para el almacenamiento de agua, suero y melaza al inicio del proceso productivo y, además, el almacenamiento del fertilizante líquido concluido el proceso productivo. El sistema de *procesamiento de materia prima sólida* consiste en la chipeadora requerida para disminuir las dimensiones del material vegetal a utilizar. El *transporte de sólidos* está compuesto por el tornillo transportador para alimentar el estanque de premezcla de las materias primas sólidas. El *sistema de bombeo* considera las bombas del sistema de alimentación, de distribución y extracción de fluidos del sistema de premezcla y digestores. El *sistema de premezcla y digestores* considera el costo de los estanques y el sistema de agitación para cada uno de ellos. El *sistema de filtración* consiste en el filtro tambor a utilizar y el sistema de bomba que se debe utilizar para llevar a cabo el filtrado. El *sistema de envasado* son las bombas requeridas para extraer el fertilizante desde los estanques de acumulación y envasarlos en los contenedores IBC. Finalmente, el *sistema de calefacción* considera los costos de la caldera y el estanque acumulador de agua caliente. Los detalles de los costos de equipos se presentan en Anexo D.

Tabla 5.30 Costos de inversión de equipos por sistema para la producción de 286.000 litros de fertilizante orgánico.

Sistema	Costo [CLP]	Porcentaje [%]
Sistema Almacenamiento de líquidos	5.000.090	5,8
Procesamiento materia prima sólida	330.000	0,4
Transporte de sólidos	7.140.000	8,3
Sistema de bombeo	4.826.600	5,6
Sistema de Premezcla	3.510.800	4,1
Digestores	37.504.500	43,8
Sistema de filtración	6.998.800	8,2
Sistema de envasado	1.112.400	1,3
Sistema Calefacción	19.244.400	22,5
<b>Total</b>	<b>85.667.590</b>	<b>100,0</b>

Fuente: Elaboración propia.

De la Tabla 5.30 se puede observar que el sistema de digestores es el que presenta los mayores costos de inversión alcanzando un 43,8% de los costos totales de los equipos. El segundo sistema con mayores costos de inversión es el sistema de calefacción requerido para calentar los digestores, el que alcanza un costo del 22,5% de los costos totales de equipos. Los sistemas que representan un menor costo de inversión de equipos son el sistema de procesamiento de materia prima sólida y el sistema de envasado con un 0,4% y 1,3% de los costos totales de equipos.

En la Tabla 5.31 se presenta un cuadro resumen de las inversiones requeridas para la planta de fertilizantes orgánicos líquidos fermentados (FOFL). A continuación se especifican a grandes rasgos los elementos considerados en cada ítem, donde el detalle de los costos considerados para cada ítem se especifica en Anexo E.

*Grúa y vehículos* considera la adquisición de una grúa horquilla, un camión de reparto y una camioneta para llevar a cabo las labores de carga, reparto y transporte de los productos desde y hacia la planta.

*Fitting Digestores* considera los elementos necesarios para el transporte de los fluidos a través de todo el proceso productivo, desde los estanques de acumulación de las materias primas hasta el sistema de envasado. Se contemplan los costos de las tuberías, de los codos, derivaciones de 3 vías, válvulas de bola y de retención para toda la planta.

*Fitting Calefacción* corresponde al sistema de tuberías de cobre, fittings y válvulas para el transporte del agua caliente para el calentamiento del digestor. Se considera además el costo de la manufactura de los serpentines y el sistema de aislación de cañerías.

*Infraestructura y montaje de infraestructura* considera los costos para la construcción de una estructura metálica de 600 m<sup>2</sup> con su respectiva losa para la instalación de la planta de fertilizantes. Se considera un costo de montaje estimado del 20% de los costos de la infraestructura.

Para el *Montaje de equipos* se realiza una estimación del personal requerido para instalar los equipos y el tiempo en que se debe desarrollar esta labor, considerando personal para llevar a cabo las tareas en el área mecánica, civil y eléctrica dentro de la faena.

Tabla 5.31 Resumen de los costos de las inversiones requeridas para la planta de 286.000 litros de FOFL.

Ítem	Costo Total [\$]	[%]
Equipos	85.667.590	40
Grúa y vehículos	26.270.000	12
Fitting fluidos	1.434.800	1
Fitting Calefacción	3.199.472	1
Iluminación	1.559.760	1
Infraestructura	65.549.519	30
Montaje Infraestructura (20% Costo Galpón)	13.109.904	6
Montaje Equipos	18.800.000	9
Total	215.591.045	100

Fuente: Elaboración propia.

El mayor costo en inversión para la construcción de la planta de fertilizante se encuentra en la adquisición de los equipos que concentra un 40% de los costos de inversión. El segundo mayor costo corresponde a infraestructura, donde la construcción y montaje de la estructura metálica con su respectiva losa alcanzan un 36% de los costos totales de inversión. El costo de inversión total del proyecto estudiado es del orden de \$ 214.031.285 [CLP].

## Costos de operación (OPEX)

### Costos variables

Los costos variables del proyecto se calculan en base a precios de mercado de los insumos y energía eléctrica requerida. Los costos variables se dividen en cuatro (4) ítems: materias primas; energía eléctrica; energía térmica; y envases.

Los costos por *materias primas* corresponden a la valorización comercial de cada uno de los productos requeridos y se realiza una estimación del costo anual de cada una de ellas.

El costo de energía eléctrica corresponde el consumo anual de cada equipo involucrado en el proceso de producción. Para realizar dicha estimación se considera la potencia, la cantidad, las horas de funcionamiento y el número total de días del año de operación de cada equipo. Una vez estimado el consumo anual de energía de cada equipo se considera el costo del consumo eléctrico utilizando la tarifa AT4.3 de LuzLinares para el área de Linares en la VII Región [51].

El costo de energía térmica se calcula considerando el consumo de combustible de pellet para la etapa de calentamiento y de operación a lo largo del año. Con la cantidad de kilogramos de pellet requeridos para el funcionamiento de la caldera se multiplica por el costo por kilogramos comercial.

El costo por envase se estima a partir de la cantidad de contenedores requeridos para envasar la totalidad del fertilizante producido anualmente. El costo de cada contenedor IBC 1000L se establece en \$75.000 [CLP], valor obtenido a partir de una cotización realizada a la empresa FERSOL Ltda.

En la Tabla 5.32 se presenta un cuadro resumen con los costos variables anuales de estimados para la producción de 286.000 litros de fertilizante. Los detalles de los costos variables se especifican en Anexo F.

Tabla 5.32 Resumen de los costos variables de la planta de 286.000 litros de FOFL.

Ítem	Costo Anual [\$]	Costo ha [\$ /ha]	Costo Litro [\$/l]	Porcentaje
Materia Prima	6.747.596	4.706	24	14,9%
Energía eléctrica	1.758.386	1.226	6	3,9%
Energía térmica	9.418.680	6.569	33	20,7%
Transporte	5.985.500	4.175	21	13,2%
Envases	21.525.000	15.013	75	47,4%
<b>Total</b>	<b>45.435.161</b>	<b>31.689</b>	<b>158</b>	<b>100,0%</b>

Fuente: Elaboración propia.

De la Tabla 5.32 se puede observar que el mayor costo variable corresponde a los envases de IBC 1000 L para comercializar el fertilizante, el cual representa un 47,4% aproximadamente de estos costos alcanzando un total anual de \$21.525.000 [CLP]. En segundo lugar, el mayor costo variable es el costo por energía térmica el cual alcanza un costo anual de \$9.418.680 [CLP]

representando un 20,7% aproximadamente de estos costos. Los costos variables anuales alcanzan un valor total de \$39.331.211 [CLP].

### *Costos Fijos*

Dentro de los costos fijos del proyecto se consideran los costos por mantenimiento y los costos por el personal a cargo de las instalaciones. En la Tabla 5.33 se presentan los costos de mantenimiento preventivo de los equipos, el cual se calcula considerando un costo correspondiente al 5% del costo de inversión. Además, se estima el costo de *overhaul* del 20% del costo de inversión en equipos cada 5 años.

*Tabla 5.33 Costos de mantenimiento de los equipos.*

<b>Costos de Mantenimiento</b>	
Valor de Equipos [\$]	85.667.590
% Mantenimiento Anual	5%
Valor Anual Mantenimiento [\$]	4.283.380
Overhaul [\$]	17.133.518

Fuente: Elaboración propia.

En la Tabla 5.34 se presenta el detalle del personal requerido para la operación de la planta. Se considera como parte del personal un gerente de la planta encargado de llevar a cabo las tareas de administración y operación de la planta. Se considera la labor de una secretaria para llevar a cabo las tareas administrativas de la empresa y se estima la necesidad de 3 operarios a tiempo completo para desempeñarse en labores de producción de la planta.

*Tabla 5.34 Costos de personal para funcionamiento de la planta.*

<b>Personal</b>	<b>Sueldo Mensual [\$]</b>	<b>Cant.</b>	<b>Jornada</b>	<b>Total Mensual [\$]</b>	<b>Total Anual [\$]</b>
Gerente	2.000.000	1	0,5	1.000.000	12.000.000
Secretaria	500.000	1	0,5	250.000	3.000.000
Operarios	400.000	3	1,0	1.200.000	14.400.000
<b>Total</b>		<b>5</b>	<b>-</b>	<b>2.450.000</b>	<b>29.400.000</b>

Fuente: Elaboración propia.

## Flujo de Caja

El análisis económico del proyecto busca determinar si el caso estudiado es rentable. Para determinar la rentabilidad del proyecto se utilizan 3 indicadores económicos: el valor actual neto (VAN), la tasa interna de retorno (TIR) y el tiempo de recuperación de la inversión (Payback)

Para analizar la rentabilidad del proyecto de producción de 286.000 litros de fertilizante orgánico líquido se toman las siguientes consideraciones:

- Costo de biomasa para calefacción 183,3 [CLP/kg].
- Costo de energía eléctrica de 2.397 [CLP/kW] por potencia instalada y 4,7 [CLP/kWh] por cargos por consumo de energía [51].
- Impuesto a las utilidades del 19%.
- Depreciación lineal de los equipos considerando una vida útil de 10 años.
- Financiamiento del 30% con capital propio y 70% con crédito bancario con tasa de interés del 10% anual por 10 años.
- Horizonte de evaluación del proyecto de 10 años
- Capital de trabajo para financiar 4 meses de operación, correspondiente a 26.333.361 [CLP].
- Se considera un overhaul de la planta correspondiente al 20% de los costos de los equipos cada 5 años.

Se establece un precio de venta del fertilizante de \$ 542 [CLP/l], lo que se traduce en un costo de \$108.400 por hectárea de cultivo, con el objetivo de establecer un valor que rentabilice el proyecto.

El detalle del flujo de caja se presenta en Anexo G. Los indicadores económicos calculados para el flujo de caja del caso de estudio se detallan en la Tabla 5.35.

*Tabla 5.35 Indicadores económicos planta de 286.000 litros de FOFL*

Indicadores Económicos	
TIR [%]	39
VAN [\$]	111.670.621
PAYBACK [años]	2,28

Fuente: Elaboración propia.

## Análisis de sensibilidad

Se realiza un análisis de sensibilidad a partir de los parámetros críticos en la operación de la planta y del flujo de caja del proyecto. Se realiza un análisis en la variación del precio de venta del fertilizante, para luego pasar a un estudio de sensibilidad de la cantidad de fertilizante a producir, la variación en los costos de calefacción y de materias primas. A continuación, se presenta el detalle de cada caso en estudio.

### Sensibilidad precio de venta

El principal ingreso del proceso de producción de fertilizante es la venta del fertilizante orgánico líquido fermentado (FOFL), por lo que es importante analizar cómo influye la variación del precio del producto en los indicadores de rentabilidad del proyecto.

En la Tabla 5.36 se presentan seis (6) escenarios en que se varía el precio de venta del fertilizante y se analiza cómo influye cada indicador económico en cada uno de ellos. Para realizar este análisis se consideran las condiciones de operación del caso base a excepción del precio del fertilizante.

Tabla 5.36 Análisis de sensibilidad de la variación del precio de venta del fertilizante.

Caso	Precio [\$/L]	Precio [\$/ha]	TIR [%]	VAN [\$/]	PAYBACK [años]
- 10% quiebre	407	81.400	-10	-65.504.586	11,43
- 5% quiebre	429	85.800	1	-36.631.589	9,86
Precio quiebre	451,55	90.310	10	0	6,70
+ 10% quiebre	497	99.400	26	52.313.219	3,14
+ 20% quiebre	542	108.400	39	111.670.621	2,28
+ 30% quiebre	588	117.600	52	172.041.433	1,79
+ 40% quiebre	633	126.600	65	231.099.835	1,48

Fuente: Elaboración propia.

En la Figura 25 se presenta la línea de tendencia del VAN al variar el precio de venta del fertilizante. Se puede observar que para la producción de 286.000 litros de FOFL el punto de quiebre del precio del fertilizante, en que el VAN del proyecto se hace cero, es con un precio de venta de 452 [\$/l].

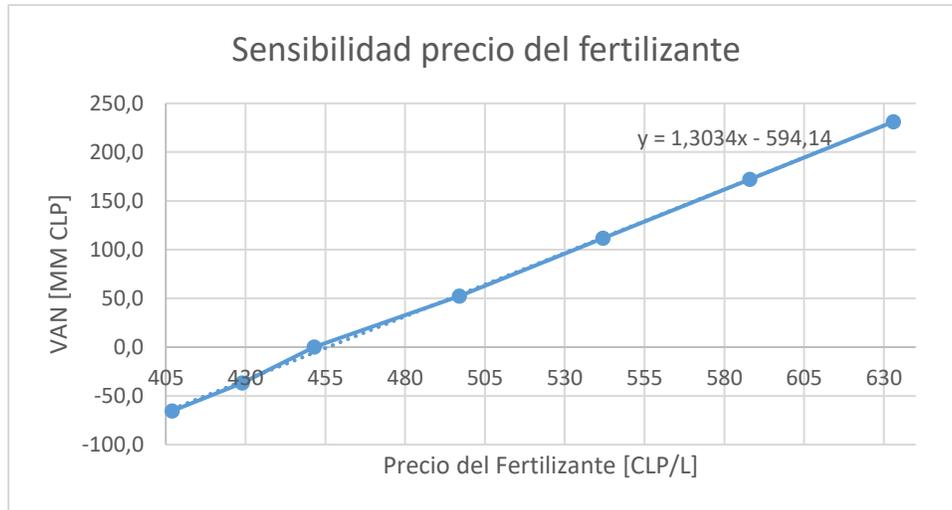


Figura 25 Comportamiento del VAN al variar el precio de venta del fertilizante

Fuente: Elaboración propia.

### Sensibilidad nivel de producción

Se analiza la variación del VAN del proyecto al presentar variaciones en los niveles de producción de fertilizante. Se realiza el análisis en caso desde disminuir la producción de fertilizante en un 30%, hasta el caso de aumentar la producción de fertilizante en un 30% manteniendo las instalaciones definidas.

En la Tabla 5.37 se presenta el análisis de sensibilidad de los indicadores económicos al variar los niveles de producción. Es importante destacar los costos fijos del proyecto se mantienen constantes, no así los costos variables, los cuales varían junto a los distintos niveles de producción.

Tabla 5.37 Análisis de sensibilidad de los indicadores económicos a distintos niveles de producción de la planta.

Producción	Cantidad	Costos variables [\$]	TIR [%]	VAN [\$]	PAYBACK [años]
<b>-30%</b>	200.723	40.070.363	-16%	<b>-75.708.167</b>	12,21
<b>-20%</b>	229.400	41.858.629	8%	<b>-13.248.571</b>	7,42
<b>-10%</b>	258.054	43.646.895	25%	49.211.025	3,20
<b>Caso base</b>	286.000	45.435.161	39%	111.670.621	2,28
<b>10%</b>	315.436	47.223.427	52%	174.130.217	1,79
<b>20%</b>	344.120	49.011.694	65%	236.589.813	1,47
<b>30%</b>	372.788	50.799.960	77%	299.049.409	1,26

Fuente: Elaboración propia.

En la Figura 26 se presenta la línea de tendencia del VAN al variar los niveles de producción de la planta. Se puede observar que el VAN del proyecto se hace cero cuando el nivel de producción disminuye en un 18% con respecto al caso base, el cual corresponde a un nivel de producción de 234.520 litros de fertilizante.

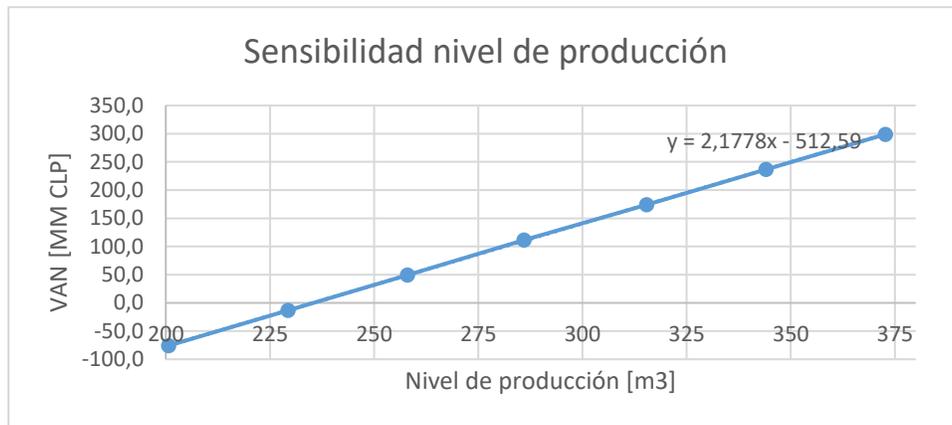


Figura 26: Comportamiento del VAN al variar los niveles de producción de la planta.

Fuente: Elaboración propia.

### Sensibilidad biomasa calefacción

En la evaluación económica de los costos variables de calefacción se considera el escenario de comprar la totalidad de la biomasa requerida en formato de pellet como combustible para la caldera. El tipo de caldera seleccionado permite la utilización biomasa en formato de pellet, como también en formato chip. En la Tabla 5.38 se presenta el análisis de sensibilidad de reemplazar parte del pellet requerido por biomasa existente en el lugar.

Tabla 5.38 Análisis de sensibilidad en los costos variables al reemplazar la calefacción con pellet a biomasa disponible en el sector.

Variación costo de Calefacción	Costos variables [\$]	TIR [%]	VAN [\$]	PAYBACK [años]
<b>30%</b>	48.260.765	36%	98.100.123	2,45
<b>20%</b>	47.318.897	37%	102.623.622	2,39
<b>10%</b>	46.377.029	38%	107.147.122	2,34
<b>Caso base</b>	45.435.161	39%	111.670.621	2,28
<b>-10%</b>	44.493.293	40%	116.194.121	2,23
<b>-30%</b>	42.609.557	43%	125.241.120	2,13
<b>-50%</b>	40.725.821	45%	134.288.119	2,04
<b>-70%</b>	38.842.085	47%	143.335.118	1,95

Fuente: Elaboración propia.

De la Tabla 5.38 se puede observar que el sustituir entre un 30% y 50% la cantidad de pellet comprado por biomasa disponible en sector, el VAN del proyecto puede aumentar entre \$18.094.000 [CLP] (12%) y \$27.141.000 [CLP] (20%) del VAN del proyecto.

### Sensibilidad costo de materias primas

Para realizar el análisis de sensibilidad de los costos de las materias primas del proyecto, se estudia cómo influye este ítem en el VAN del proyecto manteniendo los costos fijos y nivel de producción del caso base. En la Tabla 5.39 se presenta el análisis de sensibilidad de la variación del precio de las materias primas en los indicadores económicos del proyecto.

*Tabla 5.39 Análisis de sensibilidad de los indicadores económicos al variar el precio de las materias primas.*

Variación costos materias primas	Costos variables [\$]	TIR [%]	VAN [\$]	PAYBACK [años]
<b>30%</b>	47.459.440	37%	101.948.639	2,40
<b>20%</b>	46.784.681	38%	105.189.300	2,36
<b>10%</b>	46.109.921	38%	108.429.961	2,32
<b>Caso base</b>	45.435.161	39%	111.670.621	2,28
<b>-10%</b>	44.760.042	40%	114.911.142	2,24
<b>-30%</b>	43.410.883	42%	121.392.604	2,17

Fuente: Elaboración propia.

De la Tabla 5.39 se puede observar que si el costo de las materias primas aumenta o disminuye en un 30%, la variación del VAN del proyecto es de \$9.722.000 aproximadamente, correspondiente a una variación del 9% respecto al caso base.

## 5.2 CASO 2: Cooperativas de 100 [ha] de cultivos orgánicos.

Se estudia un segundo caso con el objetivo de diseñar un sistema de producción de fertilizante orgánicos líquidos fermentados de baja complejidad para poder ser transferido a cooperativas o comunidades de agricultores orgánicos para su utilización. Para realizar el dimensionamiento de la planta se fija un nivel de producción de 100 [ha], donde la producción objetivo es de 20.000 litros de fertilizantes al año. Según la experiencia en la producción de este tipo de fertilizante por parte del experto agrícola Miguel Elissalt [8], se define el ciclo de producción del fertilizante de 45 días, con 7 ciclos de producción. Cada ciclo debe producir 2.857 litros de fertilizante, para los cuales se utilizan 3.571 litros de materia prima considerando una tasa de producción de fertilizante 80% con respecto a la materia prima suministrada [8]. La información descrita se presenta a modo de síntesis en la Tabla 5.40.

Tabla 5.40 Definición de ciclo de producción de 20.000 litros de fertilizante anual

Caso de Estudio:	
Cantidad de Fertilizante [l/año]	20.000
Ciclos producción	7
THR Diseño [días]	45
Factor de Planta	86%
Producción de Fertilizante por ciclo [l]	2.857
Rendimiento (Fertilizante/ MP líquida) [%]	80%
Capacidad MP requerida por ciclo [l]	3.571

Fuente: Elaboración propia.

Con el nivel de producción de fertilizante definido, se utiliza la receta de *biol especial* detallada en la sección 2.1.3 para realizar una estimación de la cantidad de materia prima requerida para la producción de 2.857 litros de fertilizante, información que se presenta en la Tabla 5.41.

Tabla 5.41 Cantidad de materia prima necesaria por ciclo de producción de 2.857 litros de fertilizante.

Sustrato	Cantidad	Unidad	Densidad [kg/m <sup>3</sup> ]	Peso [kg]	Volumen [l]	[%p/%]
Melaza	54	l	1.340	72	54	2,1
Lactosuero	179	l	1.026	183	179	5,3
Leche en Polvo	7	kg	610	7	12	0,2
Salvado de arroz	4	kg	190	4	19	0,1
Pan de Levadura	1	kg	1.250	1	1	0,0
Roca Fosfórica	21	kg	2.870	21	7	0,6
Pasto Alambre	36	kg	190	36	188	1,0
Agua	3.112	l	1.000	3.112	3.112	90,6
<b>Total</b>				3.436	3.571	100,0

Fuente: Elaboración propia.

### 5.2.1 Identificación de equipos

En la Tabla 5.42 se presenta la identificación de los equipos requeridos para satisfacer la producción de 20.000 litros de fertilizantes orgánicos fermentados líquidos.

Tabla 5.42 Identificación de equipos para la producción de 20.000 litros de fertilizante anual.

Descripción	
Estanque Almacenamiento Melaza	
Trituradora	
Bombas Alimentación	Alimentación desde Pozo
	Estanque Melaza - Estanque Premezcla
	Estanque suero - Estanque Premezcla
Digestor	Estanque
	Agitador
Bomba Digestores - Envasado	
Caldera	

Fuente: Elaboración propia.

### 5.2.2 Dimensionamiento de equipos

#### Digestores

Para realizar el dimensionamiento de los digestores Batch se utiliza la fórmula de Igoni [33], donde se considera el volumen de la materia orgánica líquida y sólida que se debe suministrar al digestor y se realiza un sobredimensionamiento del equipo para almacenar el potencial volumen del gas generado. El volumen final del digestor se calcula según (5.55):

$$V_{digestor} = 3/2 V_{MP} \quad (5.55)$$

Donde:

- $V_{MP}$  = Volumen de materia Prima [ $m^3$ ]

Se reemplaza el valor de materia prima requerida (3.571 [l]) en (5.55) para obtener el volumen total del digestor Batch, el cual resulta ser  $V_{digestor} = 5.357$  [l].

Dado el volumen de digestor estimado anteriormente, se selecciona un estanque vertical de 5.000 litros de base cónica que permite un vaciado completo del estanque evitando la sedimentación de residuos. En la Tabla 5.43 se presentan las dimensiones y capacidad de un estanque de vertical cónico de FRP de la empresa MetPlas [35].

Tabla 5.43 Dimensiones y capacidad de tanque vertical de fondo cónico para digestor de 5.000 litro.

Ítem	Valor	Unidad
Capacidad	5.000	l
Diámetro	1,5	m
Altura Cuerpo	2,61	m
Altura cono	0,75	m
Alto	3,36	m
Espesor	0,012	m
Peso	329	kg
Material	FRP	-
Conductividad térmica	1,25	kJ/kg °C
Densidad	1.800	kg/m <sup>3</sup>

Fuente: [35]

Los principales flujos que ingresan al digestor son: W-0 suministro de agua desde pozo; M-0 suministro de melaza desde estanque de acumulación; S-0 suministro de suero desde estanque de acumulación y MS-0 que corresponde a la materia sólida de la mezcla. Como resultado del proceso de digestión anaeróbica se obtiene el fertilizante que se bombea para ser envasado, correspondiente al flujo D-0. En la Figura 27 se presenta un esquema con los flujos involucrados en el digestor.

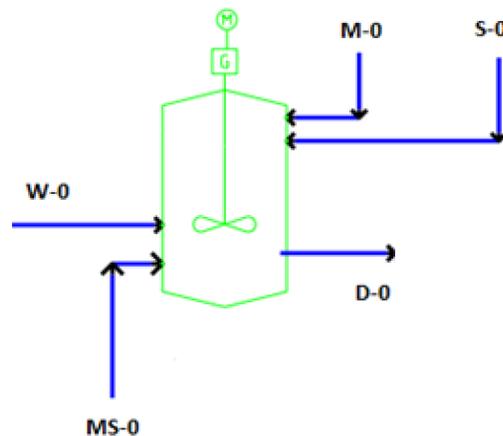


Figura 27 Diagrama de flujo del Digestor de 5.000 litros

Fuente: Elaboración propia.

Para determinar el número de impulsores que debe tener el agitador, es necesario conocer las dimensiones principales del digestor [34]. Se considera que el diámetro del estanque es  $D_T = 1.500$  mm. Para determinar la altura que alcanza la superficie libre del contenido del estanque se considera que: el cono tiene una capacidad de 440 litros y una altura de  $Z_1 = 750$  mm; Restando la capacidad del cono, se debe determinar la altura para los 3.131 litros de materia prima restantes

en el cuerpo. Se realiza una proporción entre la capacidad ( $V_c$ ), altura del cuerpo del estanque ( $H_c$ ) y el volumen restante a considerar ( $V_2$ ), realizando la siguiente relación:

$$Z_2 = \frac{V_2 \cdot H_c}{V_c} = \frac{3.131 [l] \cdot 2.610 [mm]}{4.612 [l]} = 1.771 [mm] \quad (5.56)$$

Con la altura del cono  $Z_1$  y la altura del cuerpo que abarca el líquido  $Z_2$  se obtiene la altura total de la columna de líquido en el estanque (Figura 28) utilizando la ecuación (5.57).

$$Z = Z_1 + Z_2 = 750 [mm] + 1.771 [mm] = 2.521 [mm] \quad (5.57)$$

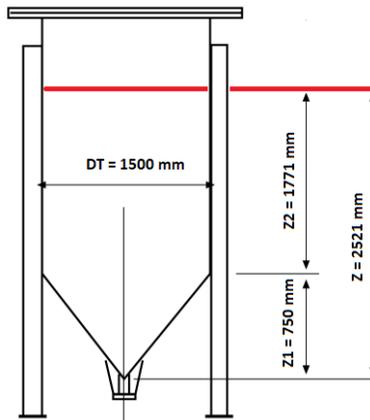


Figura 28 Altura de la columna de líquido en digestor de 5000 litros.

Fuente: Elaboración propia.

Con las dimensiones del diámetro del estanque y la altura de la columna de líquido en el digestor se puede calcular la proporción  $Z/D_T$  = como:

$$Z/D_T = \frac{2.521}{1.500} = 1.68 \quad (5.58)$$

Según la metodología de dimensionamiento de sistemas de agitación desarrollada por Edward [34] el sistema de agitación en el digestor debe tener 2 agitadores ya que ( $1,3 < Z/D_T < 2,5$ ). Para realizar el dimensionamiento de los impulsores se utilizan las relaciones geométricas para turbinas de cuchillos inclinadas en  $45^\circ$  propuestas por Doran [36], las cuales se presentan en la Figura 29.

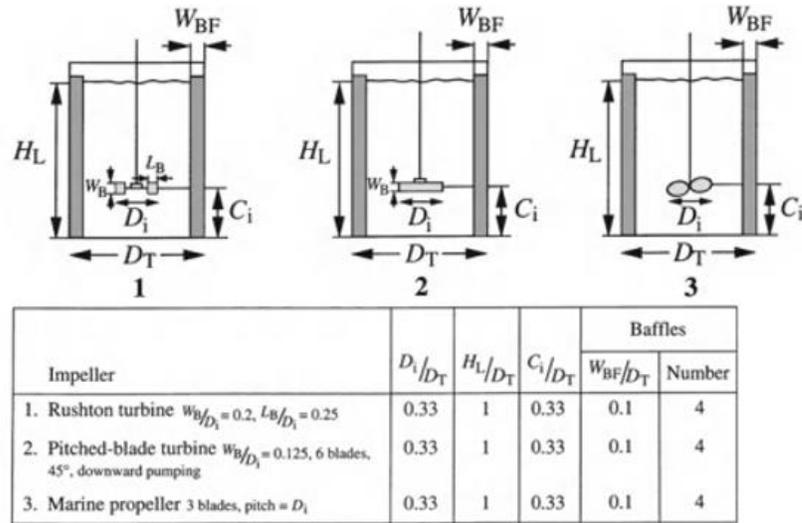


Figura 29 Relaciones geométricas para el dimensionamiento de impulsores en sistemas de agitación.

Fuente: [36]

Se considera  $D_T = 1.500 \text{ mm}$  y se calculan las dimensiones de los componentes con las relaciones geométricas mencionadas en el recuadro de la Figura 20, considerando un factor de sobredimensionamiento del 20%, donde se obtienen los resultados tabulados en la Tabla 5.44.

Tabla 5.44 Dimensiones de elementos del sistema de agitación del digestor de 5000 litros.

Elemento	Valor [mm]
$D_T$	1.500
$D_i$	607
$C_i$	594
$W_{bf}$	150
$W_b$	76

Fuente: Elaboración propia.

Con las dimensiones del agitador establecidas se debe determinar el tipo de flujo generado por el impulsor. Se calcula el número de Reynolds del fluido agitado utilizando la siguiente ecuación:

$$Re = \frac{N \cdot D^2 \cdot \rho}{\mu} \quad (5.59)$$

Se considera una velocidad de giro del agitador de  $N = 90 \text{ RPM}$ , un diámetro del impulsor  $D = 0,6 \text{ m}$ , una densidad del fluido de  $\rho = 960 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$  y una viscosidad cinemática de  $\mu = 0,00072 \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}$ , resultando:

$$Re = \frac{90 [RPM] \cdot \frac{1}{60} \cdot \left[ \frac{1}{s} \right] \cdot (0,6 [m])^2 \cdot 960 \frac{kg}{m^3}}{0,00072 \frac{kg}{m \cdot s}} = 765.000$$

El número de Reynolds resultante es  $Re = 765.000$  que representa un régimen turbulento. Para determinar la potencia necesaria para llevar a cabo el proceso de agitación se utiliza la siguiente ecuación:

$$P_{PM}'' = N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot D^5 \quad (5.60)$$

Dónde el número de potencia  $N_p$  se determina a partir de la Figura 21. Se considera un propulsor de cuchillas inclinadas con un régimen turbulento del orden de magnitud de  $10^5$ . Se marca con rojo en la Figura 30 la curva que representa el tipo de impulsor seleccionado y se determina que  $N_p = 1,3$

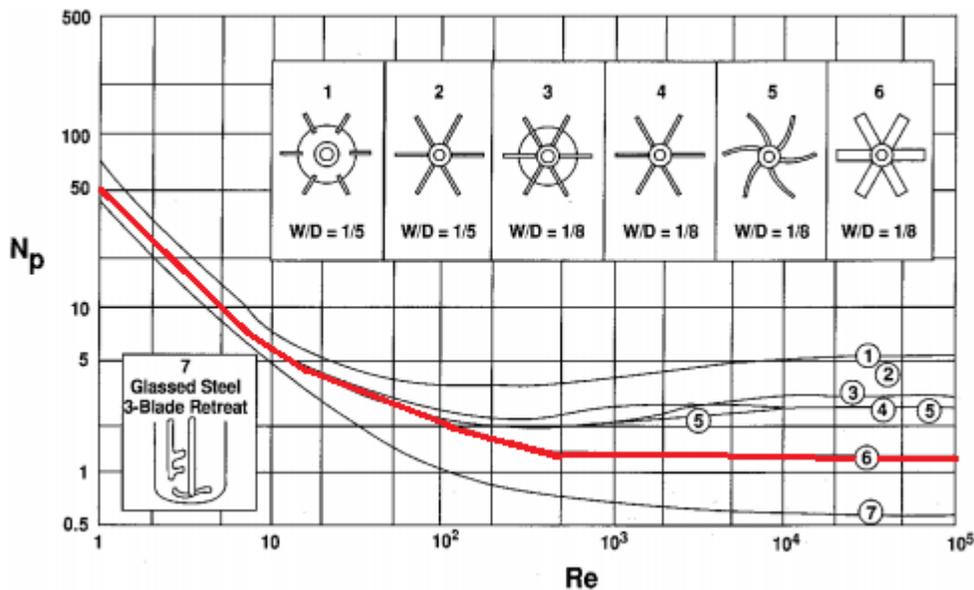


Figura 30 Número de potencia versus número de Reynolds para distintos tipos de impulsores.

Fuente: [34]

Se reemplazan los valores determinados anteriormente para calcular la potencia requerida del motor en (5.60).

$$P_{PM}'' = 1,3 \cdot 960 \left[ \frac{kg}{m^3} \right] \cdot \left( 1,5 \left[ \frac{1}{s} \right] \right)^3 \cdot (0,6 [m])^5 = 328 W$$

Considerando una eficiencia del motor del 90% [34], la potencia final requerida se determina a partir de (5.61)

$$P_{PM}' = \frac{P_{PM}''}{\eta} = \frac{328 [W]}{0,9} = 364[W] \quad (5.61)$$

Al ser un sistema de agitación compuesto por dos (2) impulsores, se debe multiplicar la potencia calculada por el número de impulsores, resultando la potencia final requerida como:

$$P_{PM} = 364 [W] \cdot 2 = 728 [W]$$

### Almacenamiento de líquidos

Cada ciclo de producción de fertilizante tiene una extensión de 45 días, donde se procesan 3.570 litros de materias primas, de las cuales 3.340 litros son de materias primas líquidas. La cantidad de agua requerida es de 3.112 litros los cuales serán suministrado directamente por las bombas debido a la gran cantidad de días entre partida. Considerando que es fundamental que el suero de leche se encuentre en buenas condiciones al momento de ser procesado, no se considera un sistema de almacenamiento para esta materia prima, ya que el periodo entre proceso de producción es de 45 días donde se recomienda usar suero fresco. En el caso de la melaza, al ser un elemento azucarado de larga duración, se establece una capacidad de almacenamiento de 3 ciclos de producción correspondiente a un periodo de almacenamiento de 4 meses y medio (135 días), donde el estanque de melaza debe tener una capacidad aproximada de 161 litros.

Al finalizar el proceso de fermentación en los digestores, el digestato es bombeado hasta un sistema de filtración para separar la fracción sólida de la líquida del fertilizante y posteriormente ser envasado. Debido a la baja cantidad de fertilizante que se genera por ciclo productivo se determina que una vez que el fertilizante se encuentre listo debe ser envasado directamente en contenedores IBC de 1.000 litros.

### Chipeadora

Para realizar el dimensionamiento del equipo para disminuir el tamaño del material vegetal se debe conocer la cantidad de materia prima a procesar. En la Tabla 5.45 se presenta la cantidad de salvado de arroz y pasto alambre requerido por cada partida de producción, los que corresponden a 4 y 36 kg respectivamente.

Tabla 5.45 Cantidad de material vegetal utilizado por partida de producción.

Elemento	Cantidad
Salvado de arroz [kg]	4
Pasto alambre [kg]	36
<b>Total</b>	<b>40</b>

Fuente: Elaboración propia.

El total del material vegetal a procesar es de 40 kg y se impone el criterio de diseño que la materia vegetal debe ser procesada en un tiempo de una (1) hora. Según los criterios definidos anteriormente, la capacidad de procesamiento que debe tener la máquina chipeadora es de 40 kg/hr aproximadamente.

## Bombas

El bombeo de fluidos para la producción de 20.000 litros de FOFL anuales se pueden separar en 4 sistemas: bombas de alimentación; bombas de extracción y bombas de envasado.

En la Tabla 5.46 se presenta el detalle de cada sistema de transporte de fluidos donde se especifican los equipos entre los cuales se deben transportar, el volumen y el tiempo en que se debe realizar la operación.

Tabla 5.46 Caudal de fluido a transportar por cada sistema de bombeo planta 20.000 litros de FOFL.

Sistema		Volumen [m3]	Tiempo Carga [h]	Capacidad Bomba	
				[m3/h]	[l/s]
B. Alimentación	Pozo - Digestor	3,11	2,00	1,56	0,43
	E. Melaza - Digestor	0,05	0,50	0,11	0,03
	E. Suero - Digestor	0,18	0,50	0,36	0,10
B. Envasado	Digestor - Envasado	3,36	2,00	1,68	0,47

Fuente: Elaboración propia.

Para determinar las pérdidas del sistema en los tramos de transporte de fluidos se utiliza la metodología desarrollada en la sección 5.1.3. En el Anexo H se presenta el listado resumen de las diferencias de cota de entrada y salida en cada tramo. Para el cálculo de las pérdidas menores se realiza una estimación del largo y diámetro de las tuberías, la cantidad de codos, válvula de bola y válvula check. En la Tabla 5.47 se presenta un cuadro resumen del caudal que debe proporcionar las bombas en cada tramo y las pérdidas de carga estimadas en cada uno de ellos. Además, se considera una columna con las pérdidas de cargas estimadas considerando un factor de seguridad del 10% en las pérdidas lineales, en las pérdidas menores y en la diferencias de cotas.

Tabla 5.47 Caudal y pérdidas de carga estimadas para cada sistema de bombeo planta 20.000 litros de FOFL.

Sistema		Caudal [m3/h]	Pérdida carga estimada [mca]	Pérdida estimada + 10% [mca]
B. Alimentación	Pozo - Digestor	1,56	27,43	30,17
	E. Melaza - Digestor	0,11	2,14	2,35
	E. Suero - Digestor	0,36	2,20	2,42
B. Envasado	Digestor - Envasado	1,68	4,14	4,55

Fuente: Elaboración propia.

## Intercambiadores de calor

La temperatura en que ocurre el proceso de digestión anaeróbica es uno de los principales factores que inciden en las bacterias que participan en el proceso de degradación de la materia y la velocidad en que ésta ocurre. A continuación, se determinan las cargas térmicas involucradas en el proceso de calefacción del estanque, se realiza el dimensionamiento del intercambiador de calor tipo serpentín y se dimensiona la caldera para proporcionar la potencia térmica necesaria. En la Tabla 5.48 se presenta un resumen de las condiciones de operación del digestor de 5.000 litros.

Tabla 5.48 Condiciones de operación de sistema de calefacción.

Ítem	Valor	Unidad
Temperatura Ambiente	9	°C
Temperatura entrada Fertilizante	10	°C
Temperatura final Fertilizante	35	°C
Volumen de Fertilizante	3,57	m <sup>3</sup>
Masa de Fertilizante	3.436	kg
Calor Específico Fertilizante	3,99	kJ/kg °C
Tiempo de calentamiento esperado líquido	24	h

Fuente: Elaboración propia.

## Coefficiente global de transferencia de calor digestor

El coeficiente de transferencia de calor del digestor se define como:

$$\frac{1}{U_{Tanque}} = \frac{1}{\frac{D_{T,e}}{D_{T,i}} \cdot \frac{1}{h_0} + \frac{D_{T,e}}{k_{FRP}} \cdot \ln\left(\frac{D_{T,i} + e_T}{D_{T,i}}\right) + \frac{D_{T,e}}{k_{aislante}} \cdot \ln\left(\frac{D_{T,e} + e_{aislante}}{D_{T,e}}\right) + \frac{1}{h_\infty}} \quad (5.62)$$

Donde  $D_{T,e}$  corresponde al diámetro externo del estanque [m],  $D_{T,i}$  es el diámetro interno del estanque [m],  $h_0$  es el coeficiente de transferencia de calor por convección en el interior del tanque agitado expresado en [W/m<sup>2</sup> K],  $k_{FRP}$  corresponde a la conductividad térmica del FRP expresado en [W/m K],  $e_T$  es el espesor del estanque [m],  $k_{aislante}$  es la conductividad térmica del aislante de poliestireno expresado en [W/m K],  $e_{aislante}$  corresponde al espesor del aislante a utilizar [m] y  $h_\infty$  corresponde a la coeficiente de transferencia de calor en el exterior del estanque expresado en [W/m<sup>2</sup> K]. En la Tabla 5.49 se tabulan las dimensiones y conductividad térmica del estanque de FRP 5.000 litros y del aislante de poliestireno que recubre el sistema.

Tabla 5.49 Dimensiones y conductividad térmica de estanque de FRP 5.000 litros y aislante de poliestireno.

Ítem	Valor	Unidad
Diámetro Interno estanque	1,5	m
Diámetro externo estanque	1.524	m
Espesor estanque	0,012	m
Conductividad térmica FRP	1,25	W/m K
Espesor aislante	0,02	m
Conductividad térmica Aislante	0,04	W/m K

Fuente: [35]

Para el cálculo de del coeficiente transferencia de calor por convección en el interior del tanque  $h_0$  se debe considerar que el sistema se encuentra agitado mecánicamente por impulsores durante su funcionamiento. Para calcular el número de Nusselt para fluidos con agitación mecánica y serpentín se utiliza el método propuesto por Chilton, Drew y Jebens [41] descrito en la sección 5.1.3. Se considera el diámetro del igual a  $L_{impulsor} = 0,6$  [m] con una velocidad de giro de  $N = 0,66$  RPS (40 RPM), una densidad de fertilizante de  $\rho = 962$  kg/m<sup>3</sup>, una conductividad térmica  $k_{fertilizante} = 0,66$  [W/m K] y una viscosidad cinemática de 0,00072 [kg/m s] a 35°C [41]. Utilizando la ecuación (5.25) se calcula del número de Nusselt para estanque agitado con serpentín de calentamiento:

$$Nu_0 = 0,87 \cdot \left( \frac{(0,6 [m])^2 \cdot 0,66 [s^{-1}] \cdot 962 \left[ \frac{kg}{m^3} \right]}{0,00072 \left[ \frac{kg}{m \cdot s} \right]} \right)^{\frac{2}{3}} \cdot \left( \frac{3,99 \left[ \frac{kJ}{kg \cdot K} \right] \cdot 0,00072 \left[ \frac{kg}{m \cdot s} \right]}{0,66 \left[ \frac{W}{m \cdot K} \right]} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$Nu_0 = 6.656$$

El coeficiente de transferencia por convección en el lado del fertilizante se calcula utilizando (5.26).

$$h_0 = \frac{Nu_0 \cdot k_{fertilizante}}{D_{T,i}} = \frac{6.656 \cdot 0,66 \left[ \frac{W}{m \cdot K} \right]}{1.5 [m]} = 2.928 \left[ \frac{W}{m^2 \cdot K} \right]$$

Para calcular el coeficiente de transferencia por convección externa se utiliza la correlación para flujo al exterior de un cilindro, ya que existe convección forzada de aire. El número de Nusselt se expresa como [41]:

$$Nu_{\infty} = 0,027 \cdot (Re)^{0,805} \cdot \left( \frac{C_{p,aire} \cdot \mu_{aire}}{k_{aire}} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (5.63)$$

El número de Reynolds para el exterior del tubo queda definido como:

$$Re_{\infty} = \frac{v_{aire} \cdot D_{T,e} \cdot \rho_{aire}}{\mu_{aire}} \quad (5.64)$$

Donde  $v_{aire}$  corresponde a la velocidad del aire, que se asume en este caso como 2 [m/s],  $\rho_{aire}$  la densidad del aire,  $k_{aire}$  la conductividad térmica del aire,  $\mu_{aire}$  la viscosidad del aire y  $C_{p,aire}$  el calor específico del aire. En la Tabla 5.50 se presentan las propiedades del aire.

Tabla 5.50 Propiedades del aire.

Propiedades	Valor	Unidad
Densidad	1,293	kg/m <sup>3</sup>
Viscosidad	1,9 · 10 <sup>-5</sup>	kg/ m s
Conductividad Térmica	0,0261	W/m K
Calor Específico	1,012	kJ/ kg K

Fuente: [41]

Reemplazando los valores de las propiedades del aire en la ecuación (5.64) el número de Reynolds queda como:

$$Re_{\infty} = \frac{2 \left[ \frac{m}{s} \right] \cdot 1,52 [m] \cdot 1,293 \left[ \frac{kg}{m^3} \right]}{1,9 \cdot 10^{-5} \left[ \frac{kg}{m \cdot s} \right]} = 207.424$$

Utilizando el valor del número de Reynolds en la fórmula (5.63) el número de Nusselt se calcula como:

$$Nu_{\infty} = 0,027 \cdot (207.424)^{0,805} \cdot \left( \frac{1,012 \left[ \frac{kJ}{kg \cdot K} \right] \cdot 1,9 \cdot 10^{-5} \left[ \frac{kg}{m \cdot s} \right]}{0,0261 \left[ \frac{W}{m \cdot K} \right]} \right)^{\frac{1}{3}} = 465,3$$

El coeficiente de transferencia por convección en el lado externo del estanque queda como:

$$h_{\infty} = \frac{Nu_{\infty} \cdot k_{aire}}{D_{T,e}} = \frac{465,3 \cdot 0,0261 \left[ \frac{W}{m \cdot K} \right]}{1,52 [m]} = 7,98 \left[ \frac{W}{m^2 \cdot K} \right] \quad (5.65)$$

Con los resultados de los coeficientes de transferencia por convección interno y externo se calcula el coeficiente global de transferencia de calor del estanque, donde se obtiene como resultado:

$$U_{Tanque} = 1,58 \left[ \frac{W}{m^2 \cdot K} \right]$$

Para calcular las pérdidas térmicas del sistema se calculan dos casos: las pérdidas térmicas asociadas al calentamiento del sistema, es decir calentar el fertilizante desde los 10°C hasta los 35°C óptimos de operación; y las pérdidas térmicas asociadas a la operación del sistema, para mantener la temperatura del fertilizante en 35°C.

### Pérdidas térmicas por calentamiento del sistema

En este proceso de calentamiento se pueden identificar cuatro tipos de pérdidas: por calentamiento del fluido; por calentamiento del material del estanque; por transferencia de calor de las paredes laterales; y por la transferencia de calor entre el fluido y el aire en el interior del digestor.

La pérdida por calentamiento del fluido se asocia a la carga térmica necesaria para calentar el fertilizante desde los 10°C hasta los 35°C. Esta pérdida se calcula como [42]:

$$Q_{fluido,c} = \frac{m_{fluido} \cdot C_{p,fluido} \cdot (T_{f,f} - T_{e,f})}{t} \quad (5.66)$$

Donde  $m_{fluido}$  es la masa de fluido a calentar [kg],  $C_{p,fluido}$  es el calor específico del fertilizante [kJ/kg °C],  $T_{f,f}$  corresponde a la temperatura final del fertilizante y  $T_{e,f}$  la temperatura de entrada del fertilizante, ambos en [°C].  $t$  es el tiempo durante el cual se calienta el fertilizante a la temperatura objetivo, expresado en [s]. Utilizando los valores tabulados en la Tabla 5.21 la pérdida por calentar el fluido se calcula como:

$$Q_{fluido,c} = \frac{3.436 [kg] \cdot 3,99 \left[ \frac{kJ}{kg \cdot K} \right] \cdot (35 [^{\circ}C] - 10 [^{\circ}C])}{24 [h] \cdot 3.600 \left[ \frac{s}{h} \right]} = 3,96 [kW]$$

La pérdida por calentamiento del material del estanque [42], es decir por calentar la estructura de FRP del estanque, se calcula como:

$$Q_{material,c} = \frac{m_{estanque} \cdot C_{p,FRP} \cdot (T_{f,f} - T_{e,f})}{t} \quad (5.67)$$

Donde  $m_{estanque}$  es la masa del estanque [kg] y  $C_{p,FRP}$  es la conductividad térmica del FRP expresado en [kJ/kg °C]. Con la información proporcionada en la Tabla 5.24 se calcula la pérdida por calentamiento de material como:

$$Q_{material,c} = \frac{329 [kg] \cdot 1,25 \left[ \frac{kJ}{kg \cdot C} \right] \cdot (35 [^{\circ}C] - 10 [^{\circ}C])}{24 [h] \cdot 3.600 \left[ \frac{s}{h} \right]} = 0,119 [kW]$$

Para calcular las pérdidas por transferencia de calor de las paredes laterales del estanque se debe calcular la superficie con que el fluido se encuentra en contacto. El área lateral se calcula según la ecuación (5.68)

$$A_{lateral} = 2 \cdot \pi \cdot \left(\frac{D_T}{2}\right) \cdot h_T \quad (5.68)$$

Donde  $D_T$  corresponde al diámetro del estanque [m] y  $h_T$  es la altura del estanque [m]. Se utiliza los valores de las dimensiones del estanque presentadas en la Tabla 5.24 y el área se calcula como:

$$A_{lateral} = 2 \cdot \pi \cdot \left(\frac{1,5 [m]}{2}\right) \cdot 3,36 [m] = 15,83 [m^2]$$

Las pérdidas térmicas por las paredes laterales de estanque se expresan como:

$$Q_{lateral,c} = \frac{U_{tanque} \cdot A_{lateral} \cdot \Delta T_M}{1000} \quad (5.69)$$

Donde  $\Delta T_M$  corresponde a la diferencia entre la temperatura media del fluido y la temperatura ambiente, que se define como:

$$\Delta T_M = \left(\frac{T_{f,f} - T_{e,f}}{2}\right) - T_{amb} = \left(\frac{35 [^\circ C] - 10 [^\circ C]}{2}\right) - 9 [^\circ C] = 13,5 [^\circ C] \quad (5.70)$$

Reemplazando los valores calculados anteriormente, las pérdidas térmicas por las paredes laterales se expresa como:

$$Q_{lateral,c} = \frac{1,58 \left[\frac{W}{m^2 \cdot K}\right] \cdot 15,83 [m^2] \cdot 13,5 [^\circ C]}{1000} = 0,338 [kW]$$

Finalmente, el cálculo de las pérdidas térmicas por transferencia de calor entre el fluido y el aire al interior del estanque [42] se calcula como:

$$\Delta Q_{superficie,c} = \frac{hl_{sup,21,5^\circ C} \cdot A_{superficie}}{1.000} \quad (5.71)$$

Donde  $hl_{sup,21,5^\circ C}$  corresponde al coeficiente de pérdidas de calor fluido/aire al interior del estanque y su valor se obtiene a partir de la Figura 2.9.2 del sitio web de Spiraxsarco[41], donde se determina que  $hl_{sup,21,5^\circ C} = 550 [W/m^2]$ .  $A_{superficie}$  corresponde a la superficie de contacto entre el fluido y el aire, que se calcula según (5.72).

$$A_{superficie} = \frac{\pi \cdot D_T^2}{4} = \frac{\pi \cdot (1,5 [m^2])^2}{4} = 1,76 [m^2] \quad (5.72)$$

Con los resultados obtenidos anteriormente, se calcula el valor de las pérdidas por la superficie según (5.71):

$$Q_{superficie,c} = \frac{550 \left[ \frac{W}{m^2} \right] \cdot 1,76 [m^2]}{1000} = 0,972 [kW]$$

Las pérdidas térmicas totales durante el periodo de calentamiento del fertilizante se expresan como:

$$Q_{calentamiento} = Q_{fluido,c} + Q_{material,c} + Q_{lateral,c} + Q_{superficie,c} \quad (5.73)$$

$$Q_{calentamiento} = 3,96 [kW] + 0,119 [kW] + 0,338 [kW] + 0,972 [kW] = 5,4 [kW]$$

### Perdidas térmicas por operación

Para estimar las pérdidas por operación se utiliza la metodología descrita en la sección 5.1.3, donde las pérdidas térmicas por las paredes laterales de estanque se calculan como [42]:

$$Q_{lateral,o} = \frac{U_{tanque} \cdot A_{lateral} \cdot (T_{f,f} - T_{amb})}{1.000} \quad (5.74)$$

Reemplazando los valores calculados anteriormente en (5.74), las pérdidas térmicas por las paredes laterales se expresan como:

$$Q_{lateral,o} = \frac{1,58 \left[ \frac{W}{m^2 \cdot K} \right] \cdot 15,83 [m^2] \cdot (35 [^{\circ}C] - 9 [^{\circ}C])}{1000} = 0,65 [kW]$$

El cálculo de las pérdidas térmicas por transferencia de calor entre el fluido y el aire al interior del estanque [42] se calcula como:

$$Q_{superficie,c} = \frac{hl_{sup,35^{\circ}C} \cdot A_{superficie}}{1.000} \quad (5.75)$$

Donde  $hl_{sup,35^{\circ}C}$  corresponde al coeficiente de pérdidas de calor fluido/aire al interior del estanque y su valor se obtiene a partir de la Figura 2.9.2 del sitio web de Spiraxsarco[41], donde

se determina que  $hl_{sup,35^{\circ}C} = 880 [W/m^2]$ . Con los datos obtenidos anteriormente se calcula el valor de las pérdidas por la superficie:

$$Q_{superficie,c} = \frac{880 \left[ \frac{W}{m^2} \right] \cdot 1,76 [m^2]}{1000} = 1,55 [kW]$$

Las pérdidas térmicas totales durante el periodo de operación del sistema son:

$$Q_{operación} = Q_{lateral,o} + Q_{superficie,o} \quad (5.76)$$

$$Q_{operación} = 0,65 [kW] + 1,55 [kW] = 2,2 [kW]$$

Para estimar las pérdidas térmicas en el peor escenario se considera la situación en que el estanque se encuentre en la etapa de calentamiento (Start-Up) ya que es el proceso que presenta mayores pérdidas térmicas.

### Dimensionamiento de serpentines Calentamiento

El dimensionamiento de los serpentines se debe realizar para el caso con mayores pérdidas térmicas, correspondiente al proceso de calentamiento. Para determinar las dimensiones del serpentín se debe calcular el área de transferencia de calor requerida [43] como:

$$A^*_{Serpentín} = \frac{Q_{requerido}}{U_{Serpentín} \cdot \Delta T_{ln}} \quad (5.77)$$

Para el caso en estudio se utiliza  $Q_{requerido} = 5,4 [kW]$ , el coeficiente de transferencia de calor para serpentines en estanques agitados, donde la transferencia de calor es entre agua caliente y agua, se considera un valor de  $U_{Serpentín} = 282 [W/m^2 \text{ } ^{\circ}C]$  [43]. El cálculo de la diferencia de temperatura logarítmica entre el fertilizante y el agua de calentamiento se define como:

$$\Delta T_{ln} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \left( \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} \right)} \quad (5.78)$$

Se considera una transferencia de calor a contra flujo donde:

$$\Delta T_1 = T_{H,in} - T_{f,f} \quad (5.79)$$

$$\Delta T_2 = T_{H,out} - T_{f,e} \quad (5.80)$$

Donde  $T_{H,in}$  corresponde a la temperatura de entrada del agua caliente de calefacción a los serpentines, que se establece en  $T_{H,in} = 80 [^{\circ}C]$  ya que se considera conexión directa con una caldera.  $T_{f,f}$  se considera como la temperatura final que se debe calentar el fertilizante. En el caso en estudio se considera  $T_{f,f} = T_{f,f}^{calentamiento} = 36,35 [^{\circ}C]$ . La temperatura de salida del agua de calentamiento desde los serpentines para ser calentada nuevamente en la caldera se establece en  $T_{H,out} = 50 [^{\circ}C]$ . Finalmente, la temperatura de entrada del fertilizante al digestor inicialmente es  $T_{f,e} = 10 [^{\circ}C]$ . Remplazando los valores anteriores las diferencias de temperatura en (5.79) y (5.80) se obtiene:

$$\Delta T_1 = 80 [^{\circ}C] - 36,35 [^{\circ}C] = 43,58 [^{\circ}C]$$

$$\Delta T_2 = 50 [^{\circ}C] - 10 [^{\circ}C] = 40 [^{\circ}C]$$

Calculando la diferencia de temperatura logarítmica según (5.78) se obtiene:

$$\Delta T_{ln} = \frac{43,58 [^{\circ}C] - 40 [^{\circ}C]}{\ln\left(\frac{43,58 [^{\circ}C]}{40 [^{\circ}C]}\right)} = 41,76 [^{\circ}C]$$

Se utilizan los valores obtenidos en la fórmula (5.77) para calcular el área de los serpentines:

$$A^*_{Serpentín} = \frac{5,4 [kW] \cdot 1000}{282 \left[\frac{W}{m^2 \cdot ^{\circ}C}\right] \cdot 41,76 [^{\circ}C]} = 0,45 [m^2]$$

Considerando un factor de seguridad del 10% el área total de los serpentines queda como

$$A_{Serpentín} = A^*_{Serpentín} \cdot 10\% = 0,5 [m^2]$$

Con el área de los serpentines definido se puede estimar la potencia térmica máxima de intercambio de calor en el serpentín cuando ingresa el fertilizante al digestor a la temperatura de ingreso [43]:

$$Q_{Serpentín,máx} = \frac{U_{Serpentín} \cdot A_{Serpentín} \cdot (T_{H,in} - T_{f,e})}{1.000} \quad (5.81)$$

$$Q_{Serpentín,máx} = \frac{282 \left[\frac{W}{m^2 \cdot ^{\circ}C}\right] \cdot 0,5 [m^2] \cdot (80 [^{\circ}C] - 10 [^{\circ}C])}{1000} = 9,04 [kW]$$

Para estimar el caudal de agua caliente requerido para calentar el fertilizante desde  $10 [^{\circ}C]$  hasta  $35 [^{\circ}C]$  en  $24 [h]$  se utiliza la fórmula [43]:

$$m_{calentamiento} = \frac{Q_{Serpentín,máx}}{C_{p,h_2O} \cdot (T_{H,in} - T_{H,out})} \quad (5.82)$$

$$m_{\text{calentamiento}} = \frac{5,4 \text{ [kW]}}{4,194 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \right] \cdot (80 \text{ [}^\circ\text{C]} - 50 \text{ [}^\circ\text{C]})} = 0,07 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{s}} \right] \approx 259 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right]$$

Para determinar el caudal de agua necesario en la fase de operación se debe considerar la potencia térmica requerida para mantener el fertilizante a 35 [°C], lo que se calcula como:

$$m_{\text{operación}} = \frac{Q_{\text{operación}}}{C_{p,h_2O} \cdot (T_{H,in} - T_{H,out})} \quad (5.83)$$

Reemplazando los valores en (5.83), el caudal de agua caliente necesaria para la fase de operación queda definido como:

$$m_{\text{operación}} = \frac{2,2 \text{ [kW]}}{4,194 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \right] \cdot (80 \text{ [}^\circ\text{C]} - 50 \text{ [}^\circ\text{C]})} = 0,02 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{s}} \right] \approx 63 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right]$$

Para determinar el largo del serpentín dentro del digestor se debe definir el diámetro de las cañerías que forman el serpentín. En la Tabla 5.25 se presentan la relación entre el diámetro nominal de cañerías de acero y la superficie que tienen por metro [43].

Tabla 5.51 Relación entre diámetro nominal de cañerías y la superficie disponible por longitud de cañería.

Relación diámetro nominal - superficie en tuberías							
Diámetro nominal [mm]	15	20	25	32	40	50	65
Superficie de área [m <sup>2</sup> /m]	0,067	0,085	0,106	0,134	0,152	0,189	0,239

Fuente: [43]

Para determinar el largo se selecciona una tubería de 20 mm con una superficie de 0,085 [m<sup>2</sup>/m]. El área del serpentín por cada vuelta al estanque se calcula utilizando [43]:

$$A_{\text{serpentin,1v}} = 2 \cdot \pi \cdot A_s \cdot R_s \quad (5.84)$$

Donde  $A_s$  corresponde a la superficie de área seleccionada ( $A_s = 0,085 \text{ [m}^2/\text{m]}$ ) y  $R_s = 1,2 \text{ [m]}$  corresponde al radio que debe tener el serpentín dentro del estanque. Cada vuelta del serpentín tiene un área de:

$$A_{\text{serpentin,1v}} = 2 \cdot \pi \cdot 0,085 \left[ \frac{\text{m}^2}{\text{m}} \right] \cdot 1,2 \text{ [m]} = 0,32 \text{ [m}^2\text{]}$$

Para determinar el número de vuelta que debe tener el serpentín dentro del estanque se utiliza la relación (5.51):

$$N_v^* = \frac{A_{serpentin}}{A_{serpentin,1v}} = \frac{0,50 [m^2]}{0,32 [m^2]} = 1,57 \approx 2 \text{ vueltas} \quad (5.85)$$

Donde la longitud final del serpentín se calcula como:

$$L_s = 2 \cdot \pi \cdot R_s \cdot N_v = 2 \cdot \pi \cdot 1,1[m] \cdot 2 = 7,91 [m] \quad (5.86)$$

### 5.2.3 Selección de equipos.

En la Tabla 5.52 se presenta un cuadro resumen del listado de equipos calculados en la sección 5.2.3, donde se especifica el nombre del equipo, la capacidad que debe tener cada uno y la cantidad requerida.

Tabla 5.52 Listado de capacidades requeridas para equipos de planta de 20.000 litros de FOFL.

Descripción		Capacidad	Unidad	Cantidad
Estanque Almacenamiento Melaza		160,7	L	1
Trituradora		39,3	kg/h	1
Bombas Alimentación	Pozo - Digestor	1,6	m3/h	1
	E. Melaza - Digestor	0,1	m3/h	1
	E. Suero - Digestor	0,4	m3/h	1
Digestor	Estanque	5000	L	1
	Agitador	935,8	kW	1
Bomba Digestor - Envasado		1,7	m3/h	1
Caldera		5,4	kW	1

Fuente: Elaboración propia.

A continuación, se presenta la selección de cada sistema.

#### Estanques de almacenamiento

Para el almacenamiento de melaza se requiere un estanque con una capacidad de almacenamiento de 161 [l], por lo que se selecciona un bidón plástico de Polietileno con una capacidad de 230 [l].

#### Trituradora

La trituradora debe tener una capacidad de procesamiento mínimo de 39,3 [kg/h] aproximadamente. Se selecciona la trituradora marca Trapp con menor capacidad de procesamiento disponible en el mercado, correspondiente al modelo TRF 70 que tiene un motor

eléctrico de 1,1 [kW] de potencia con una capacidad de procesamiento de 130 – 320 [kg/h] de biomasa [46].

## Bombas

Considerando los caudales y pérdidas de cargas tabuladas en la Tabla 5.20 se realiza el dimensionamiento y selección de bombas para cada sistema. En la Tabla 5.53 se presenta la síntesis de la selección de bombas para cada sistema donde se detalla el modelo, la potencia, el caudal y pérdidas de cargas en que opera cada bomba para la configuración estudiada.

Tabla 5.53 Selección de bombas, cantidad y características principales para cada sistema de bombeo.

Sistema		Nº Bombas	Modelo bomba	Potencia [kW]	Caudal [m3/h]	mca
B. Alimentación	Pozo - Digestor	1	CPM 158	0,8	1,8	33,0
	E. Melaza - Digestor	1	CPM 130	0,5	0,6	0,5
	E. Suero - Digestor	1	CPM 130	0,5	0,6	22,0
B. Envasado	Digestor - Envasado	1	CPM 130	0,5	1,8	20,0

Fuente: Elaboración propia.

Las especificaciones técnicas de las bombas centrífugas Pedrollo CPM presentadas en la Tabla 5.53 se obtuvo a partir de la ficha técnica que proporciona el fabricante [48].

## Digestor

Para el digestor se utiliza como criterio de selección la forma del estanque, ya que debe ser vertical con fondo cónico para facilitar la extracción de los fluidos y evitar la acumulación de sedimentos en la base. En la sección 5.2.2 se determinan las dimensiones del digestor, donde se establece que el estanque a utilizar corresponde a un estanque vertical de fondo cónico de la empresa MetPlas® de 5.000 [L] construido de FRP. Este estanque tiene un diámetro nominal de 1.500 [mm] y una altura total de 3.360 [mm]. Para el sistema de agitación del digestor se determina que debe ser un sistema de impulsor tripala de 600 [mm] de diámetro y una potencia mínima de 728 [kW]. Se selecciona un sistema de agitación TECAM MIXER® modelo R2-015/93/63 H600-R el cual está compuesto por un sistema de impulsión tripala de doble impulsor de 600 [mm] de diámetro fabricado de acero inoxidable SS316, conectado a un motor trifásico de 1,0 [kW].

## Selección de calderas

La selección de caldera se debe realizar con el fin de satisfacer los requerimientos térmicos del sistema. En la sección 5.2.2 se determina que la caldera tiene que proporcionar una potencia térmica de  $Q_{Total} = 5,4 [kW]$  por un periodo de 24 [h] durante el proceso de calentamiento del digestor. Para poder garantizar el suministro térmico requerido se selecciona un termo modelo RHEEM® 114 [l] de gas licuado [52]. En la Tabla 5.54 se detallan las especificaciones técnicas del termo seleccionado.

Tabla 5.54 Características de la Termo a gas RHEEM 114 [1].

Propiedades Caldera		
Potencia	6,3	kW
Presión Nominal	10	bar
Capacidad 0	114	l
Tiempo recuperación 15°C a 70°C	1,2	h

Fuente: [52]

En la Tabla 5.55 se presenta un cuadro resumen con la selección de equipos para la planta de FOFL para satisfacer un nivel de producción de 20.000 litros anuales.

Tabla 5.55 Resumen de selección de equipos para planta de 20.000 litros de FOFL.

Descripción		Capacidad	Unidad	Cantidad	Modelo
Estanque Almacenamiento	Melaza	230	l	1	Bidón plástico 230 litros
Trituradora		130 - 320	kg/h	1	TRF 70 1,25 HP - 1,1 kW
Bombas Alimentación	Pozo - Digestor	1,8	m <sup>3</sup> /h	2	PEDROLLO CPM 158
	E. Melaza - Digestor	0,6	m <sup>3</sup> /h	1	PEDROLLO CPM 130
	E. Suero - Digestor	0,6	m <sup>3</sup> /h	1	PEDROLLO CPM 130
Digestor	Estanque	5.000	l	1	Estanque Vertical fondo cónico 5.000 L MetPlas
	Agitador	1	kW	1	Tecam Mixer modelo R2-015/93/63H600R-2
Bombas de Extracción	Digestores - Envasado	1,8	m <sup>3</sup> /h	1	PEDROLLO CPM 130
Caldera		6,4	kW	1	Termo RHEEM® 114 L de gas licuado

Fuente: Elaboración propia.

#### 5.2.4 Layout de la planta de 20.000 litros de FOFL.

Con los equipos seleccionados, se determina que el área necesaria para la instalación de los equipos es de 35 m<sup>2</sup>. Se determina la zona de tratamiento y procesamiento de materias primas, la ubicación del sistema de calefacción, del digestor, y envasado de fertilizante. El detalle de las dimensiones de la planta y la disposición de los equipos se presentan en el plano DIMEC-FOFL-003-01 adjunto en Anexo N.

## 5.2.5 Análisis económico

### Costos de Inversiones (CAPEX)

A continuación se presentan los costos de inversión requeridos para construir la planta de 20.000 litros de FOFL anuales. En la Tabla 5.56 se presenta un cuadro resumen de los costos de los equipos por sistema del proceso productivo, donde los valores presentados son obtenidos a partir de cotizaciones realizadas a empresas comercializadoras que se detallan en Anexo I. El *Almacenamiento de líquidos* considera el estanque para el almacenamiento de melaza al inicio del proceso productivo. El sistema de *procesamiento de materia prima sólida* consiste en la chipeadora requerida para disminuir las dimensiones del material vegetal a utilizar. El *sistema de bombeo* considera las bombas del sistema de alimentación de fluidos al digestor. El *sistema digestor* considera el costo del estanque y el sistema de agitación. El *sistema de envasado* son las bombas requeridas para extraer el fertilizante desde los estanques de acumulación y envasarlos en los contenedores IBC. Finalmente, el *sistema de calefacción* considera los costos de la caldera.

Tabla 5.56 Costos de inversión de equipos por sistema para la producción de 20.000 litros de FOFL.

Sistema	Costo [\$]	[%]
Sistema Almacenamiento líquidos	38.000	0,7
Procesamiento materia prima sólida	330.000	6,4
Sistema de bombeo	556.000	10,8
Digestor	3.510.800	68,4
Sistema de envasado	139.000	2,7
Sistema Calefacción	556.200	10,8
<b>Total</b>	<b>5.130.000</b>	<b>100,0</b>

Fuente: Elaboración propia.

De la Tabla 5.56 se puede observar que el sistema de digestores es el que presenta los mayores costos de inversión, alcanzando un 68,4% de los costos totales de los equipos. En segundo lugar, los sistemas con mayores costos de inversión son el sistema de bombeo y de calefacción, cada uno de ellos con un 10,8% de los costos de los equipos. Los sistemas que representan un menor costo de inversión de equipos son el sistema de almacenamiento de líquidos y el sistema de envasado con un 0,7% y 2,7% de los costos totales de equipos respectivamente.

En la Tabla 5.57 se presenta un cuadro resumen de las inversiones requeridas para la planta, donde el detalle de los costos considerados para cada ítem se especifica en Anexo J.

Tabla 5.57 Resumen de los costos de las inversiones requeridas para la planta de 20.000 litros de FOFL.

Ítem	Costo Total [\$]	[%]
Equipos	5.130.000	64
Apilador Manual	770.000	10
Fitting fluidos	230.670	3
Fitting Calefacción	333.820	4
Montaje Equipos	1.575.000	20
Total	8.039.490	100

Fuente: Elaboración propia.

El mayor costo en inversión para la construcción de la planta de fertilizante se encuentra en la adquisición de los equipos que concentra un 64% de los costos de inversión. El segundo mayor costo corresponde a el montaje de los equipos, el cual representa un 20% de los costos totales de inversión. Se considera además el costo de un apilador manual para poder cargar los estanques de IBC a vehículos, cuyo costo representa el 10% de la inversión. El costo de inversión total del proyecto estudiado es del orden de \$ 8.039.490 [CLP].

### Costos de operación (OPEX)

#### *Costos variables*

Los costos variables se calculan en base a precios de mercado, los que se dividen en cuatro (4) ítems: materias primas; energía eléctrica; energía térmica; y envases.

Los costos por *materias primas* corresponden a la valorización comercial de cada uno de los productos requeridos y se realiza una estimación del costo anual de cada una de ellas.

El costo de energía eléctrica corresponde el consumo anual de cada equipo involucrado en el proceso de producción. Para realizar dicha estimación se considera la potencia, la cantidad, las horas de funcionamiento y el número total de días del año de operación de cada equipo. Una vez estimado el consumo anual de energía de cada equipo se considera el costo del consumo eléctrico utilizando la tarifa AT4.3 de LuzLinares para el área de Linares en la VII Región [51].

El costo de energía térmica se calcula considerando el consumo de combustible de gas licuado de petróleo (GLP) para la etapa de calentamiento y de operación a lo largo del año. Con la cantidad de kilogramos de gas licuado requeridos para el funcionamiento de la caldera se multiplica por el costo por kilogramos comercial.

El costo por envase se estima a partir de la cantidad de contenedores requeridos para envasar la totalidad del fertilizante producido anualmente. El costo de cada contenedor IBC 1.000 litros se establece en \$75.000 [CLP], valor obtenido a partir de una cotización realizada a la empresa FERSOL Ltda.

En la Tabla 5.58 se presenta un cuadro resumen con los costos variables anuales de estimados para la producción de 20.000 litros de fertilizante. El detalle de cada ítem de costos variables se especifica en Anexo K.

*Tabla 5.58 Resumen de los costos variables de la planta productiva de 20.000 litros de FOFL.*

Ítem	Costo Anual [\$]	Costo ha [\$/ha]	Costo Litro [\$/l]	[%]
Materia Prima	473.924	4.739	24	12,2%
Energía eléctrica	326.407	3.264	16	8,4%
Energía térmica	1.581.864	15.819	79	40,7%
Envases	1.500.000	15.000	75	38,6%
<b>Total</b>	<b>3.882.195</b>	<b>38.822</b>	<b>194</b>	<b>100,0%</b>

Fuente: Elaboración propia.

De la Tabla 5.58 se puede observar que el mayor costo variable corresponde al costo de combustible para la generación de energía térmica para el calentamiento del digestor, el cual representa un 40,7% de los costos variables alcanzando un total anual de 1.581.864 [CLP]. En segundo lugar, el mayor gasto variable se encuentra en la adquisición de los envases de IBC 1.000 litros para comercializar el fertilizante, el cual representa un 38,6% de estos costos. Los costos variables anuales alcanzan un valor de \$3.882.195[CLP].

### *Costos Fijos*

Dentro de los costos fijos del proyecto se consideran los costos por mantenimiento y de personal que debe estar a cargo de las instalaciones. En la Tabla 5.59 se presentan los costos de mantenimiento preventivo de los equipos, el cual se calcula considerando un costo equivalente al 5% del costo de inversión. Además, se estima el costo de *overhaul* del 20% del costo de inversión de los equipos cada 5 años.

*Tabla 5.59 Costos de mantenimiento de los equipos para planta de 20.000 litros de FOFL.*

Costos de Mantenimiento	
Valor de Equipos [\$]	5.130.000
% Mantenimiento Anual	5%
Valor Anual Mantenimiento [\$]	256.500
Overhauling [\$]	1.026.000

Fuente: Elaboración propia.

En la Tabla 5.60 se presenta el detalle del personal requerido para la operación de la planta. Se considera como parte del personal 2 operarios con un factor de jornada de 0,25, lo que quiere decir que se considera que trabajan el equivalente a 1 semana por mes en la planta.

Tabla 5.60 Costos de personal para funcionamiento de la planta de 20.000 litros de FOFL.

Personal	Sueldo Mensual [\$]	Cant.	Jornada	Total Mensual [\$]	Total Anual [\$]
Operarios	400.000	2	0,25	200.000	2.400.000
<b>Total</b>		2	-	<b>200.000</b>	<b>2.400.000</b>

Fuente: Elaboración propia.

### Flujo de Caja

El análisis económico del proyecto busca determinar si el caso estudiado es rentable. Para determinar la rentabilidad del proyecto se utilizan 3 indicadores económicos: el valor actual neto (VAN), la tasa interna de retorno (TIR) y el tiempo de recuperación de la inversión (Payback)

Para analizar la rentabilidad del proyecto de producción de 20.000 litros de fertilizante orgánico líquido se toman las siguientes consideraciones:

- Costo de gas licuado de petróleo (GLP) para calefacción 1.106 [CLP/kg] [53].
- Costo de energía eléctrica de 2.397 [CLP/kW] por potencia instalada y 4,7 [CLP/kWh] por cargos por consumo de energía [51].
- Impuesto a las utilidades del 19%.
- Depreciación lineal de equipos considerando una vida útil de 10 años.
- Financiamiento del 30% con capital propio y 70% con crédito bancario con tasa de interés del 10% anual por 10 años.
- Horizonte de evaluación del proyecto de 10 años
- Capital de trabajo para financiar 4 meses de operación, correspondiente a 2.179.565 [CLP].
- Se considera un overhaul de la planta correspondiente al 20% de los costos de los equipos cada 5 años.

Se establece un precio de venta del fertilizante en que el VAN del proyecto sea 0 en el periodo de evaluación del proyecto. El precio de venta es de \$ 487 [CLP/l], lo que se traduce en un costo de \$97.400 por hectárea de cultivo. El detalle del flujo de caja se presenta en Anexo L. Los indicadores económicos calculados para cada caso de estudio se detallan en la Tabla 5.61

Tabla 5.61 Indicadores económicos planta de 20.000 litros de FOFL.

Indicadores Económicos	
TIR [%]	13%
VAN [\$]	\$ 0
PAYBACK [años]	6,03

Fuente: Elaboración propia.

## Análisis de sensibilidad

Se realiza un análisis de sensibilidad con respecto a distintos parámetros del flujo de caja. En primer lugar, se realiza un análisis en la variación del precio de venta del fertilizante, para luego pasar a una sensibilización de la cantidad de fertilizante a producir, la variación en los costos de calefacción y de los costos de envases. A continuación, se presenta el detalle de cada caso.

### Sensibilidad precio de venta

El principal ingreso del proceso de producción de fertilizante es la venta del fertilizante orgánico líquido fermentado (FOFL), por lo que es importante analizar cómo influye la variación del precio del producto en los indicadores de rentabilidad del proyecto.

En la Tabla 5.62 se presentan seis (6) escenarios en que se varía el precio de venta del fertilizante y se analiza cómo influye cada indicador económico en cada uno de ellos. Para realizar este análisis se consideran las condiciones de operación del caso base a excepción del precio del fertilizante.

Tabla 5.62 Análisis de sensibilidad de la variación del precio de venta del fertilizante.

Caso	Precio [\$/l]	Precio [\$/ha]	TIR [%]	VAN [\$]	PAYBACK [años]
- 5% quiebre	418,95	84.000	0%	- 2.078.298	10
<b>Precio quiebre</b>	441	88.240	13%	0	6,03
+ 10% quiebre	485,1	97.400	32%	4.054.454	2,59
+ 20% quiebre	529,2	106.200	50%	8.081.933	1,83
+ 30% quiebre	573,3	115.200	67%	12.200.946	1,41
+ 40% quiebre	617,4	124.000	83%	16.228.425	1,16

Fuente: Elaboración propia.

En la Figura 31 se presenta la línea de tendencia del VAN al variar el precio de venta del fertilizante. Se puede observar que para la producción de 20.000 litros de FOFL el punto de quiebre del precio del fertilizante, en que el VAN del proyecto se hace cero, es con un precio de venta de 441 [\$/l].

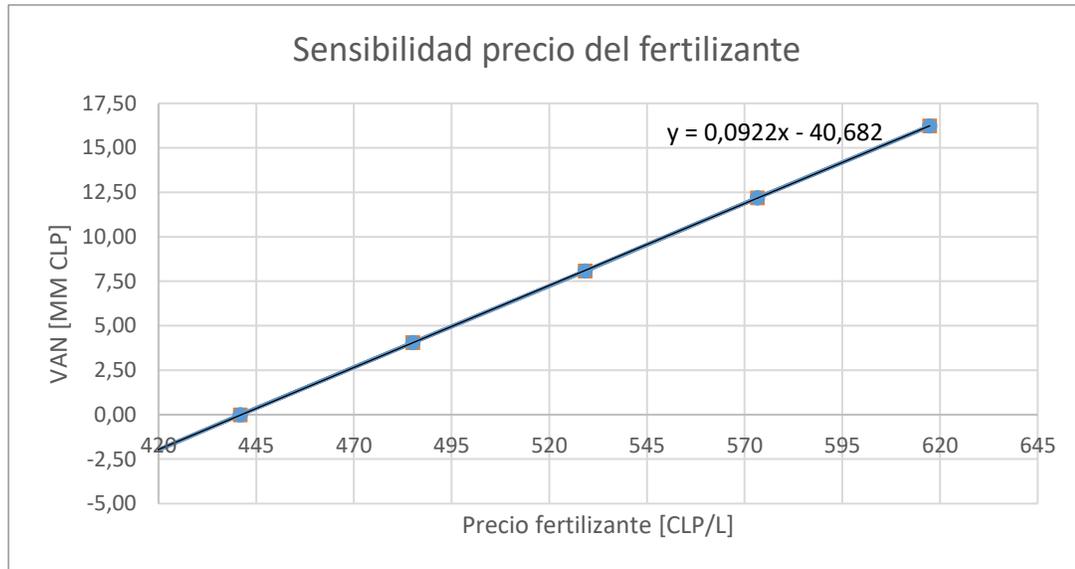


Figura 31 Comportamiento del VAN al variar el precio de venta del fertilizante.

Fuente: Elaboración propia.

### Sensibilidad nivel de producción

Se analiza la variación del VAN del proyecto al presentar variaciones en los niveles de producción de fertilizante. Se realiza el análisis en caso desde disminuir la producción de fertilizante en un 20%, hasta el caso de aumentar la producción de fertilizante en un 30% manteniendo las instalaciones y equipos para la producción de 20.000 litros de FOFL.

En la Tabla 5.63 se presenta el análisis de sensibilidad de los indicadores económicos al variar los niveles de producción. Es importante destacar que se considera que los costos fijos del proyecto se mantienen constante, no así los costos variables, los cuales varían junto a los distintos niveles de producción.

Tabla 5.63 Análisis de sensibilidad de los indicadores económicos a distintos niveles de producción de la planta.

Producción	Cantidad [l]	Costos variables [\$]	TIR [%]	VAN [\$]	PAYBACK [años]
<b>-20%</b>	16.000	3.105.756	-24%	- 4.429.933	20
<b>-10%</b>	18.000	3.493.976	-2%	- 2.174.251	10,24
<b>CASO BASE</b>	20.000	3.882.195	13%	0	6,03
<b>10%</b>	22.000	4.270.415	23%	2.173.679	3,31
<b>20%</b>	24.000	4.658.635	32%	4.347.644	2,61
<b>30%</b>	26.000	5.046.854	42%	6.735.798	2,15

Fuente: Elaboración propia.

En la Figura 32 se presenta el comportamiento del VAN al variar los niveles de producción de la planta. Se puede observar que el VAN del proyecto se hace cero cuando el nivel de producción disminuye en un 15% con respecto al caso base, el cual corresponde a una producción de 17.000 litros de fertilizante.

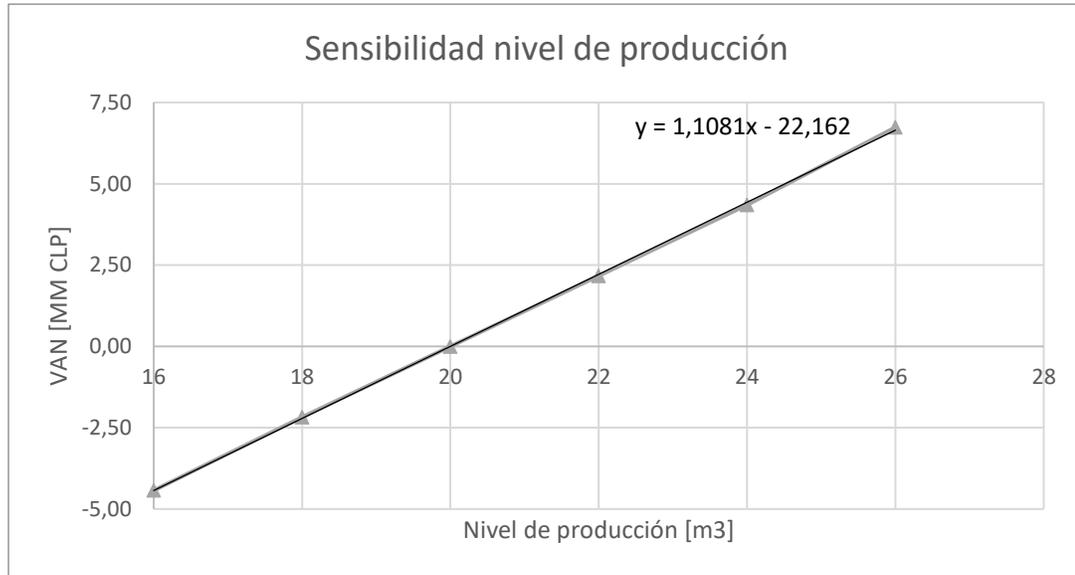


Figura 32: Comportamiento del VAN al variar los niveles de producción de la planta

Fuente: Elaboración propia.

### Sensibilidad biomasa calefacción

Se realiza un análisis de sensibilidad de los costos por concepto de calefacción del digestor ya que representa un 40,7% de los costos variables. En la Tabla 5.64 se presenta la sensibilidad en los indicadores económicos al variar los costos de calefacción del digestor.

Tabla 5.64 Análisis de sensibilidad en los costos variables al disminuir consumo de combustible para calefacción.

Variación Costos de Calefacción	Costos variables [\$]	TIR [%]	VAN [\$]	PAYBACK [años]
<b>30%</b>	4.356.755	-1%	- 2.279.447	10,13
<b>20%</b>	4.198.568	3%	- 1.519.727	9,56
<b>10%</b>	4.040.382	8%	- 760.006	9,02
<b>CASO BASE</b>	3.882.195	13%	0	6,33
<b>-10%</b>	3.724.009	16%	759.434	5,20
<b>-20%</b>	3.565.823	20%	1.519.154	3,52
<b>-30%</b>	3.407.636	24%	2.278.874	3,12

Fuente: Elaboración propia.

De la Tabla 5.64 se puede observar que el disminuir un 20% el consumo de combustible por concepto de calefacción del digestor, el VAN del proyecto puede aumentar en \$1.519.727 [CLP] correspondiente a un aumento del 27% del VAN inicial del proyecto.

### **Sensibilidad costo envases.**

Se realiza un análisis de sensibilidad en la variación de los costos de los contenedores IBC de 1000 litros, ya que representan un 38,6% de los costos variables del proyecto. Se estudia cómo influye la variación de este ítem en el VAN del proyecto, considerando los costos fijos y niveles de producción del caso base. En la Tabla 5.65 se presenta el análisis de sensibilidad de la influencia de la variación del precio de los contenedores en los indicadores económicos del proyecto.

*Tabla 5.65 Análisis de sensibilidad de los indicadores económicos al variar el precio de los contenedores IBC.*

<b>Costo Envases</b>	<b>Costos variables [\$]</b>	<b>TIR [%]</b>	<b>VAN [\$]</b>	<b>PAYBACK [años]</b>
<b>30%</b>	4.332.195	0%	- 2.161.497	10,4
<b>20%</b>	4.182.195	25%	- 1.441.093	9,50
<b>10%</b>	4.032.195	8%	- 720.240	8,62
<b>CASO BASE</b>	3.882.195	13%	0	6,33
<b>-10%</b>	3.732.195	16%	720.117	5,25
<b>-20%</b>	3.582.195	20%	1.440.521	3,57
<b>-30%</b>	3.432.195	24%	2.160.924	3,18

Fuente: Elaboración propia.

De la Tabla 5.65 se puede observar que, si el costo de los contenedores aumenta o disminuye en un 20%, la variación del VAN del proyecto es de \$1.441.093 aproximadamente, correspondiente a una variación del 36% respecto al caso base.

## 5 Discusión de resultados

Los informes de “Datos de Producción Orgánica” del Servicio Agrícola y Ganadero [6, 22-25] presentan las estadísticas sobre la superficie orgánica certificada en Chile, donde se puede destacar un incremento entorno al 30% anual de superficie certificada desde el año 2014. La superficie de frutales menores, mayores y uva vinífera alcanza una extensión de 15.200 hectáreas al año 2017. Esta tendencia responde a un fenómeno mundial según registra el Instituto de Investigación de Agricultura Orgánica (FIBL) y de la Federación Internacional de Movimientos de Agricultura Orgánica (IFOAM) en su informe “The World of Organic Agriculture – Statics and Emerging Trends 2017” [21] donde se presenta el constante aumento de la agricultura orgánica en el mundo, pasando de ser el 0,2% de la superficie total agrícola en el año 1990 a ser el 1,1% al año 2015. Esta tendencia trae consigo un aumento en la demanda de fertilizantes orgánicos en el territorio nacional y, a su vez, crea un nicho de mercado poco explotado en la industria nacional.

La evaluación técnica de plantas de FOFL determina que es factible técnicamente llevar a cabo este proyecto, ya que las principales tecnologías utilizadas en el proceso productivo se encuentran en una etapa madura para ser implementadas y, en la actualidad nacional, son utilizadas en procesos que siguen los mismos principios biológicos, como lo es la generación de biogás. El proceso contempla el almacenamiento de los sustratos líquidos, el transporte de sustratos sólidos y líquidos, sistema de mezclado mecánico, proceso de digestión, filtración y envasado de líquidos. Además, el sistema de calentamiento seleccionado es de gran uso en la industria, correspondiente a un sistema de calentamiento de estanques a través de serpentines alimentado térmicamente por una caldera de biomasa.

Un aspecto que condiciona los equipos seleccionados y la forma de operar de la planta es el tipo de fertilizante orgánico fermentado líquido seleccionado, ya que dentro de sus principales características es que no utiliza estiércoles ni desechos animales. El fertilizante seleccionado para el dimensionamiento de estas plantas prototipos se producen a partir de desechos agrícolas de origen vegetal y de la industria láctea, lo que disminuye la probabilidad de proliferación de microorganismos patógenos de origen animal presente en las heces. Dado lo anterior, no se considera sistemas de pasteurización e higienización de las materias primas. Por otro lado, el 90% del sustrato del fertilizante utilizado es agua, y el material sólido alcanza solo un 2% de la mezcla, lo que establece condiciones favorables para el bombeo de los fluidos y, a su vez, responde a la baja producción de gas metano generado.

Para el dimensionamiento del sistema de calentamiento de los digestores se considera como criterio de diseño una temperatura promedio del ambiente del mes más frío en la comuna de Linares, correspondiente al mes de Julio donde alcanza un valor de 9°C, según la información proporcionada por el *Explorador Solar*. En el estudio de los casos no se considera la estacionalidad de la temperatura ambiente en las distintas estaciones del año. Incorporar estas variables disminuye el consumo térmico requerido en el verano debido a que la temperatura ambiente promedio en esta estación del año bordea los 18°C. Para tener un análisis más preciso de los requerimientos térmicos del sistema se recomienda realizar un análisis de la energía térmica requerida mes a mes.

Se realiza la estimación de la composición de los gases de digestión utilizando el método de Buswell y Boyle y la simplificación de glucosa equivalente de los sustratos, donde se obtiene

como resultado un gas con una concentración de metano entorno al 8%. Según este método de estimación las concentraciones de anhídrido carbónico son las que predominan en este proceso, alcanzando un 92% de la concentración de los gases de digestión. Si bien el proceso correcto para tener la composición exacta de los gases del proceso de digestión anaeróbica del *biol especial* es realizar una medición con un cromatógrafo de gases o elemento de medición similar, la estimación realizada permite tener un orden de magnitud de la composición de los gases. Debido a que la concentración de metano resultante resulta ser baja, se descarta la utilización de este gas como combustible para el proceso de calentamiento de los digestores. Estas conclusiones deben ser corroboradas con mediciones en terreno de los gases resultantes.

Para tener un precio de referencia de los fertilizantes orgánicos foliares que se comercializan actualmente en el mercado se realizan cotizaciones a distintos distribuidores agrícolas de los productos comercializados. Se determina el número de aplicaciones requeridas para el cultivo de frutales mayores, la cantidad de fertilizante a utilizar y el costo de fertilizante por hectárea de cultivo. Los detalles de dichas estimaciones se presentan en Anexo M. Se realiza la cotización del producto *Fartum Foliar*®, de la empresa *Fartum*, en la distribuidora de insumos agrícolas *CALS* donde se determina que se debe utilizar 22 litros de fertilizante por ciclo de producción con un costo de \$118.823 [CLP/ha]. Por otro lado, se cotiza el fertilizante foliar *Aminoterra*®, de la empresa *Aminochem*, en la empresa distribuidora *COPEVAL Ltda.* donde se determina la utilización de 72 litros de fertilizante por ciclo de cultivo, con un costo de \$ 157.586 [CLP/ha].

En el presente trabajo se realiza un estudio de la producción de FOFL en dos casos: producción de 286.000 litros de fertilizante para abastecer el 20% de la superficie orgánica de frutales mayores y menores; producción de 20.000 litros de fertilizante para el abastecimiento de pequeñas cooperativas de agricultores. Los costos de inversión obtenidos en cada uno de los casos corresponden a información obtenida directamente desde proveedores de equipos y constructoras mediante cotizaciones. A continuación, se presenta un análisis de cada uno de los casos mencionados anteriormente.

### **Planta producción 286.000 litros de fertilizante**

Los costos de inversión estimados del proyecto ascienden a un valor de \$215.591.045 [CLP], donde el 75% de estos costos se encuentran en dos ítems: adquisición de equipos (40%) e infraestructura (36%). Estos ítems son críticos al momento de evaluar el proyecto y son las áreas donde se debe tener mayor cuidado al momento de realizar cotizaciones y adquisiciones.

Dentro de los costos variables del proyecto el ítem con mayor peso es la adquisición de los envases para la comercialización del producto, que representa un 47% de los costos variables. Establecer un sistema de reutilización de envases o, en su defecto, que el comprador proporcione el envase para transportar el fluido genera una disminución en los costos de producción del fertilizante en un 14%. Dentro de los costos variables se incluye un ítem de transporte, el cual considera el consumo de combustible de la grúa horquilla dentro de la planta, de la camioneta y del camión repartidor. En este ítem no se consideran costos por peaje ni mantenimiento de los vehículos. Para realizar una estimación más precisa de los costos de transporte se deben realizar un análisis más detallado de los aspectos involucrados en el transporte del producto y ubicación geográfica de la planta.

Para determinar el precio de venta del fertilizante se utiliza la siguiente metodología: se determina el costo de producción del fertilizante considerando los costos fijos, costos variables, costos de administración y venta, costos de inversión y costos financieros. Posteriormente, se evalúa económicamente el proyecto a 10 años para establecer el precio de quiebre donde el VAN es cero. Por otro lado, se realiza la cotización de biofertilizantes que se comercializan actualmente en el mercado y se determina el costo de fertilizante por hectárea de cultivo. A partir de lo anterior se establece un precio de quiebre de \$ 451 [CLP/l] por litro de fertilizante, lo que implica un precio mínimo de comercialización de \$ 90.310 [CLP] por los 200 litros de fertilizante requeridos por hectárea de cultivo. Finalmente se establece un precio de comercialización de \$ 542 [CLP/l] por litro de fertilizante, lo que implica un precio de \$ 108.400 [CLP] por 200 litros de fertilizante. El precio establecido es un 10% más bajo que el fertilizante foliar *Fartum Foliar*® cotizado anteriormente (Anexo M). Con el precio fijado anteriormente se obtiene un VAN de \$ 111.670.621 [CLP] considerando una tasa de descuento del 12% y un horizonte de evaluación del proyecto de 10 años. Además, se obtiene un periodo de retorno de la inversión de 2.28 años.

Al analizar el estudio de sensibilidad de los niveles de producción de la planta, se puede observar que un aumento anual del 10% de la producción de la planta genera un aumento del 56% del VAN del proyecto alcanzando un valor de \$ 174.130.217 [CLP]. Si la producción se incrementa en un 20% anual el VAN aumenta en un 112%, alcanzando un valor de \$ 236.589.813 [CLP]. Para lograr estos incrementos en los niveles de producción se debe estudiar el aumento de 7 a 8 los ciclos de producción anual fertilizante, lo que se traduce en la producción continua de fertilizante de 360 días. El aumento en el número de ciclos de producción implica disminución de los tiempos estimados de mantenimiento de la planta y se debe analizar la disponibilidad de los sustratos a lo largo de todo el año.

### **Planta producción 20.000 litros de fertilizante**

El objetivo de realizar el dimensionamiento de una planta de baja escala es poder transferir el proyecto a cooperativas de pequeños agricultores orgánicos para su posterior desarrollo y administración. Una planta para la producción anual de 20.000 litros de fertilizante anual tiene un costo de inversión estimada de \$8.039.490 [CLP], donde el costo de adquisición de los equipos alcanza un valor de \$5.130.000 correspondiente al 68% de las inversiones. Es importante destacar que en este modelo no se consideran costos de inversión en equipos de filtración, de infraestructura, vehículos para el transporte y carga del fertilizante.

Los costos variables de la planta se estiman en \$3.882.195 [CLP], donde el 40% de estos corresponden a costos de energía térmica y un 38% corresponden al costo de los envases para transportar el fertilizante. En el análisis de costos variables no se considera los costos de transporte de materias primas ni de distribución del fertilizante.

Debido a que la finalidad del dimensionamiento de esta planta es permitir que pequeños agricultores produzcan su propio fertilizante, se realiza un análisis económico donde se determina el precio de quiebre del fertilizante en que el VAN del proyecto es \$ 0, con la finalidad de determinar el precio del fertilizante con el que el proyecto es autofinancia en el periodo de evaluación de 10 años. Se determina un precio de quiebre del proyecto de \$ 441 [CLP/l], equivalente a un costo por hectárea de cultivo de \$88.200 [CLP]. En las condiciones descritas anteriormente, el tiempo de retorno de la inversión del proyecto es de 6,33 años.

Si se analiza el caso en que, los agricultores suministren las materias primas necesarias para la producción de fertilizante desde sus propios campos y, a su vez, no se deba incurrir en costos de envases para el transporte del fertilizante ya que cada agricultor proporciona su propio estanque de almacenamiento de fertilizante, el precio de quiebre disminuye hasta \$ 337 [CLP/l], equivalente a un costo por hectárea de cultivo de \$ 67.400 [CLP].

## 6 Conclusiones

A partir de los análisis realizados y los resultados obtenidos en este trabajo se concluye que:

- i. En la revisión del estado del arte de los sistemas de producción de FOFL se determina que el proceso productivo presenta semejanzas significativas con el proceso de producción de biogás, debido a que ambos se basan en el principio de digestión anaeróbica. Los sistemas para la producción de biogás se encuentran en una etapa madura, con estudios de larga data y amplia utilización a nivel mundial. El estado del arte indica que los parámetros operacionales importantes a considerar en el proceso de digestión anaeróbica son el nivel de llenado del digestor, la temperatura del proceso, nivel de agitación, PH de operación y, finalmente, la cantidad y composición del gas producido. El sistema de producción de FOFL se diseña utilizando el modelo propuesto por Igoni [33] para el dimensionamiento de digestores Batch, incorporando sistemas de calefacción y agitación para favorecer el proceso de digestión anaeróbica. Las principales diferencias operacionales entre sistemas de producción de biogás con los sistemas de producción de FOFL radica en que en los primeros buscan maximizar la producción de gas, con condiciones de operación que optimizan este proceso. La producción de FOFL busca potenciar la activación de colonias de microorganismos para la digestión anaeróbica de las materias primas, donde el grupo de microorganismos activados dependen de las condiciones de operación utilizadas, las que no necesariamente corresponden a las condiciones que maximizan la producción de biogás.
- ii. Para llevar a cabo el estudio de pre inversión para desarrollar plantas de FOFL se establecen dos niveles de producción: Abastecer la demanda anual de 20% de la superficie orgánica certificada de frutales menores y mayores en Chile, correspondiente a la producción de 286.000 litros de fertilizantes anual; Abastecer la demanda de cooperativas de 100 [ha] de cultivos orgánicos, correspondiente a la producción de 20.000 litros anuales de fertilizante. Se establecen para ambos casos 7 ciclos de producción de 45 días para producir el total anual de fertilizante requerido.

Se diseña el proceso general para la producción de FOFL en base a la información obtenida en la revisión bibliográfica, donde se identifican los siguientes procesos:

- a) Recepción de materias primas: Se determinan estanques para el almacenamiento de materias primas líquidas y se determina zonas para almacenamiento de sólidos;
- b) Trituración y transporte: para el caso de materias primas sólidas se considera la utilización de una trituradora para reducir el tamaño de las materias primas de origen vegetal junto con un sistema de transporte mecánico para sólidos. Para el transporte de líquidos se considera un sistema de bombeo;
- c) Digestión: para llevar a cabo el proceso de digestión anaeróbica se determina la utilización de digestores de tipo Batch con sistema de agitación mecánica y calefacción;

- d) Filtración: se determina la utilización de sistema de filtración para la separación de la fracción sólida y líquida del digestato;
- e) Almacenamiento de fertilizante sólido: se determina que la fracción sólida del digestato se almacena en contenedores plásticos para su posterior utilización en zonas agrícolas;
- f) Almacenamiento de fertilizante líquido: se determina sistema de almacenamiento de la fracción líquida del digestato en estanques de almacenamiento;
- g) Envasado de fertilizante líquido: se determina la incorporación de una estación de bombeo para el envasado del fertilizante líquido en el formato de comercialización.

Se realiza la descripción, se determinan los flujos principales y los equipos involucrados en cada proceso mencionado anteriormente.

Al estimar las concentraciones de metano ( $\text{CH}_4$ ) y anhídrido carbónico ( $\text{CO}_2$ ) en el gas resultante del proceso de digestión anaeróbica presentado en la sección 5.1.1, se obtiene que la concentración de metano se encuentra entorno al 8%. Si bien la estimación de la composición del biogás se realiza de forma teórica, los resultados obtenidos se validan con la visita a terreno que se efectuó a la planta prototipo de producción de FOFL de Miguel Elissalt en la región del Maule, lugar donde se realizó una prueba de combustión en la válvula de extracción de gas. Como resultado del experimento no se pudo obtener combustión del gas resultante, lo que se explica por las bajas concentraciones de metano presente. Si bien el experimento realizado valida parcialmente las estimaciones teóricas de la composición del biogás, para tener certeza total se debe realizar un análisis con un cromatógrafo de gases o instrumento afín del biogás. Con el estudio realizado anteriormente, se descarta la implementación de un sistema de combustión o cogeneración en el proceso de producción de FOFL.

Para el caso de producción de 20.000 litros anuales de fertilizante no se consideran dentro del diseño los procesos el transporte de materias primas sólidas en el punto ii), como tampoco se consideran en la evaluación los puntos iv), v), y vi).

- iii. Basado en los procesos productivos, se desarrolla un estudio de tecnologías a implementar en la planta. Se realiza un dimensionamiento de cada equipo y se realiza la selección comercial de ellos.

Para los estanques de almacenamiento de materias primas y fertilizantes líquidos se seleccionan estanques de polietileno debido a sus bajos costos y compatibilidad del material con los fluidos utilizados.

Dado las bajas cantidades y densidades de la materia vegetal a triturar, se selecciona una trituradora de cuchillas y martillos móviles de baja capacidad operada por un motor eléctrico. Para el transporte de la materia prima sólida en la planta de 286.000 litros de FOFL se determina la utilización de tornillo transportador debido a la gran cantidad de sólidos a verter en el estanque de premezcla.

Para los digestores y estanques de premezcla se seleccionan estanques cilíndricos de base cónica de FRP, debido a que su geometría facilita las tareas de llenado y vaciado del estanque y, a su vez, cumple con los requerimientos técnicos para evitar la corrosión del estanque. El sistema de agitación seleccionado corresponde a agitadores mecánicos axiales tripala de acero inoxidable, que permite homogenizar la mezcla al generar la circulación del fluido desde el fondo del estanque. Para la calefacción del estanque se seleccionan intercambiadores de calor internos de serpentín, los cuales se encuentran conectados a calderas de agua caliente. En el caso de la planta para producir 286.000 litros de FOFL anuales se selecciona una caldera de biomasa de 46 kW la cual puede operar con residuos agrícolas de la zona, equipo que se encuentra conectado a un estanque de acumulación de agua caliente o boiler que cumple la función de almacenar energía térmica para disminuir el tiempo de operación de la caldera. Para la producción de 20.000 litros de FOFL anuales se selecciona una caldera a gas de 6,4 kW conectada directamente al intercambiador de calor tipo serpentín del digestor.

Para todos los sistemas de bombeo se considera la utilización de bombas centrífugas ya que representa una alternativa probada y de amplia utilización para transporte de fluidos con densidades cercanas a 1.000 kg/m<sup>3</sup>.

- iv. Al analizar económicamente la planta productiva de 286.000 litros de FOFL se determina que los costos de inversión del proyecto son cercanos a \$216.000.000 [CLP]. El precio del fertilizante para que el VAN del proyecto comience a ser rentable es de \$90.310 [CLP] por 200 litros de fertilizantes, cantidad requerida para una hectárea de cultivo. El valor anterior es un 24% más bajo que el precio de comercialización de fertilizantes orgánicos foliares existentes en el mercado. La diferencia entre el precio de quiebre y precio de comercialización de fertilizante de la competencia permite tener un margen para determinar el precio de venta del producto. Se propone un precio de comercialización de \$ 108.400 [CLP] por 200 litros de fertilizante, donde se obtiene un VAN de \$ 111.670.621 [CLP] en un horizonte de evaluación del proyecto de 10 años y un periodo de retorno de la inversión de 2,28 años.

Debido a las bajas concentraciones de metano en el gas producido en el proceso de digestión anaeróbica es interesante re evaluar el modelo de dimensionamiento de los digestores utilizados en el presente estudio. Se propone estudiar el aumentar de la cantidad de materias primas a verter en los digestores, para incrementar los niveles de producción de la planta manteniendo los estanques dimensionados inicialmente. Si se aumenta la producción de la planta entre un 10% y 30% con los equipos seleccionados inicialmente, se genera un aumento en la rentabilidad del proyecto entre \$63.000.000 [CLP] (57%) - \$180.000.000 [CLP] (170%) aproximadamente.

Variaciones de 10% - 30% en los costos de las materias primas para calefacción generan variaciones del VAN del proyecto entre \$3.000.000 [CLP] (3%) - \$9.500.000 [CLP] (8%).

Si el costo de la biomasa para la calefacción de los digestores varía entre un 10% - 30%, se generan variaciones entre \$4.500.000 [CLP] (3,5%) - \$13.500.000 [CLP] (12%) del VAN del proyecto.

Al analizar socialmente la planta productiva de 286.00 litros de FOFL anuales se puede concluir que: la implementación de este tipo de plantas contribuye a aumentar y diversificar la oferta de fertilizantes orgánico en el mercado nacional. Debido a que las principales materias primas utilizadas provienen de la industria agrícola, la implementación de este tipo de plantas permite reutilizar estos residuos para la producción de FOFL, disminuyendo en el impacto ambiental de esa industria. Un aspecto importante a considerar es que la implementación de este tipo de plantas en zonas de alta producción agrícola orgánica, y por ende con estacionalidad de fuentes de trabajo basados en la agricultura, contribuye a diversificar las opciones laborales de los trabajadores de la zona en servicios relacionados directa o indirectamente con la operación de este tipo de planta. Por otro lado contribuye a generar un fertilizante con una menor huella de carbono, ya que se encuentra cercano a los potenciales puntos de consumo.

El análisis económico para la implementación de digestores para la producción de 20.000 litros de fertilizantes anuales tiene como finalidad determinar los costos de inversión y operacionales del proyecto, para transferir esta tecnología a cooperativas de agricultores orgánicos para la producción propia de FOFL. El objetivo del análisis es determinar el precio de quiebre del fertilizante en el cual el proyecto es sostenible económicamente en el horizonte de evaluación, es decir el caso en que el VAN del proyecto es cero. Se determina que los costos de inversión del proyecto ascienden a \$8.040.000 [CLP] aproximadamente, los cuales corresponden principalmente a costos de montaje y adquisición de equipos (84%). No se considera en esta evaluación los costos de infraestructura ni inversiones en vehículos para el transporte de los productos. El precio de quiebre del proyecto es \$88.200 [CLP] por 200 litros de fertilizante, el cual es un 26% menor en comparación al fertilizante orgánico foliar más económico existente en el mercado, con un tiempo de retorno de la inversión de 6,33 años. Es importante notar que al realizar los análisis económicos en función en el precio de quiebre del proyecto, la rentabilidad del proyecto resulta ser bastante sensible a las variaciones de los costos fijos y variables del proyecto.

Se analiza el caso en que los integrantes de las cooperativas de agricultores proporcionen la totalidad de las materias primas requeridas desde sus campos y, además, los estanques para el almacenamiento y transporte del fertilizante. El caso en estudio reduce los costos variables anuales del proyecto en un 51%, donde se obtiene un precio de quiebre del proyecto en \$67.400 [CLP] por 200 litros de fertilizante, el cual es un 42% menor en comparación al fertilizante orgánico foliar más económico existente en el mercado.

La implementación de un digestor para la producción de 20.000 litros de fertilizantes en cooperativas de agricultores orgánicos permite hacer partícipes y empoderar a los agricultores en la producción de sus propios FOFL, teniendo un mayor control y conocimiento de la trazabilidad de los productos que aplican en sus campos. Por otro lado

permite a los agricultores producir FOFL con los residuos de los miembros de la cooperativa y, a su vez, disminuir hipotéticamente las distancias a recorrer para obtener los fertilizantes, potenciando la sustentabilidad de sus cultivos.

El presente trabajo de título se realiza con el objetivo de realizar un análisis técnico-económico de tecnologías y equipos para la producción de FOFL, quedando en evidencia la existencia de oportunidades para la implementación de este tipo de plantas en la industria nacional. Si bien la experiencia internacional indica los beneficios que trae este tipo de abonos en los cultivos [54], queda propuesto como trabajo futuro profundizar en la caracterización de este tipo de fertilizantes y determinar los beneficios biológicos que genera en los cultivos. Por otro lado se debe estudiar la calidad y características de FOFL producidos bajo distintos parámetros operacionales.

## Bibliografía

- [1] D. A. Reyes, "Agricultura Sostenible: antecedentes e iniciativas," Santiago, Chile 2015.
- [2] SAG. Agricultura orgánica nacional: bases técnicas y situación actual. Ministerio de Agricultura, 2014.
- [3] Producción, elaboración, etiquetado y comercialización de alimentos producidos orgánicamente, NCh 2439/99, Ministerio de Agricultura, 1999.
- [4] Criterios Generales para la Certificación de Productos Orgánicos, NCh 2079/99. Ministerio de Agricultura, 1999.
- [5] Normas técnicas de la ley N° 20.089 que crea sistema nacional de certificación de productos orgánicos agrícolas, Ministerio de Agricultura, 2011.
- [6] SAG, "Datos de producción orgánica temporada 2017," Santiago Ministerio de Agricultura, 2017.
- [7] J. Restrepo Rivera and J. Hensel, "Manual practico de agricultura organica y panes de piedra," Carmina Editores 2010.
- [8] M. E. Herrera, Entrevista "Materias primas para la producción de biol," [29 de noviembre del 2017], 2017.
- [9] M. T. Varnero, Manual de Biogás. Organización de las Naciones Unidas para la Agricultura y la Alimentación (FAO), 2011.
- [10] O. O. R. Fernando Nuñez. (Marzo 2000) Bases del tratamiento de excretas en el medio rural. TecnoVet. Disponible: [http://web.uchile.cl/vignette/tecnovet/CDA/tecnovet\\_articulo/0,1409,SCID%253D11508%2526ISID%253D462,00.html](http://web.uchile.cl/vignette/tecnovet/CDA/tecnovet_articulo/0,1409,SCID%253D11508%2526ISID%253D462,00.html)
- [11] G. Saucedo, O. Piña, R. Rodríguez, and Y. Cruz, "Degradación y estabilización acelerada de residuos sólidos urbanos (RSU) por tratamientos aerobios y anaerobios," Universidad Autónoma Metropolitana, Unidad Iztapalapa, Casa abierta al campo, Mexico, 2007.
- [12] F. Sebastián Nogués, D. García Galindo, and A. Rezeau, Energía de la biomasa II (Energías renovables). Prensas de la Universidad de Zaragoza, 2010.
- [13] F. N. Rohstoffe eV, "Guide to Biogas. From Production to Use," Gülzow-Prüzen, Germany, p. 75, 2012.
- [14] R. E. Speece, "Anaerobic biotechnology for industrial wastewater treatment," Environmental science & technology, vol. 17, no. 9, pp. 416A-427A, 1983.
- [15] T. Al Seadi et al., "Biogas Handbook.–University of Southern Denmark Esbjerg," ISBN 978-87-992962-0-02008.

- [16] IESBIOGAS, "Case history: Azienda agricola Sartor Antonio," in "Biogas: più energia per le aziende agricole," Pordenone, Italia 2012, Disponible: [http://www.iesbiogas.it/sites/default/files/IesBiogas\\_Az.Ag\\_.Sartor\\_0.pdf](http://www.iesbiogas.it/sites/default/files/IesBiogas_Az.Ag_.Sartor_0.pdf).
- [17] E. B. Association, "Success stories of the members of the European Biogas Association," EBA, Bruselas, Bélgica 2017.
- [18] R. Gueterbock, "Lake District Biogas AD Plant – Green Energy from Cumbrian Cheese," 5 de abril del 2016. Disponible: <http://clearfleau.com/lake-district-biogas-ad-plant-green-energy-from-cumbrian-cheese/>
- [19] GIZ, Guía de planificación para proyectos de biogás en Chile. Santiago, Chile: Ministerio de Energía, 2012.
- [20] RedAgricola, "Biogás en Chile y el mundo: Tecnología que transforma un costo en beneficio," Marzo 2017. Accessed on: 28 de noviembre del 2017 Disponible: <http://www.redagricola.com/biogas-chile-mundo-tecnologia-transforma-costo-beneficio/>
- [21] H. W. a. J. Lernoud, The World of Organic Agriculture 2017 Statistics and Emerging Trends 2017. Frick, Suiza, 2017.
- [22] P. E. Recabarren, "Agricultura orgánica en Chile: temporada 2010-2011," ODEPA, Santiago, 2012.
- [23] P. E. Recabarren, "Agricultura orgánica en Chile: temporada 2011-2012," ODEPA, Santiago, 2013.
- [24] P. E. Recabarren, "Producción orgánica nacional: Situación y perspectivas,," ODEPA, Santiago, 2015.
- [25] P. E. Recabarren, "Agricultura orgánica: agosto de 2017," ODEPA, Santiago, 2017.
- [26] S. P. Industry, "Ficha melaza," Valencia, España 2015, Disponible: <http://selevpetindustry.com/wp-content/uploads/2015/04/Ficha-MELAZA.pdf>, Accessed on: 10 de enero del 2018.
- [27] J. Monsalve and D. González, "Elaboración de un queso tipo ricotta a partir de suero lácteo y leche fluida," Revista Científica, vol. 15, no. 6, 2005.
- [28] J. Tuohy, "Some physical properties of milk powders," Irish journal of food science and technology, pp. 141-152, 1989.
- [29] M. De Lucia and D. Assennato, "La ingeniería en el desarrollo-Manejo y tratamiento de granos poscosecha," Roma, Italia. FAO, 1993.
- [30] F. Zapata and R. N. Roy, Utilización de las rocas fosfóricas para una agricultura sostenible. FAO, 2007.

- [31] E. M. Cardona, L. A. Rios, and J. D. Peña, "Disponibilidad de variedades de pastos y forrajes como potenciales materiales lignocelulósicos para la producción de bioetanol en Colombia," *Información tecnológica*, vol. 23, no. 6, pp. 87-96, 2012.
- [32] J. Cheng, *Biomass to renewable energy processes*. CRC press, 2017.
- [33] A. H. Igoni and I. S. K. Harry, "Design Models for Anaerobic Batch Digesters Producing Biogas from Municipal Solid Waste," *Energy and Environmental Engineering*, vol. 5, no. 2, pp. 37-53, 2017.
- [34] E. L. Paul, V. A. Atiemo-Obeng, and S. M. Kresta, *Handbook of industrial mixing: science and practice*. John Wiley & Sons, 2004.
- [35] Metplas, "Catálogo de Productos," ed. Rancagua, Chile, 2017.
- [36] P. M. Doran, *Bioprocess Engineering Principles*. Academic Press, 2013.
- [37] W. Inc, "CEMA® screw conveyors, wam shaftless screw conveyors, drag conveyors, bucket elevators," First ed. Lawrenceville, Estados Unidos, 2002.
- [38] B. R. Munson, T. H. Okiishi, A. P. Rothmayer, and W. W. Huebsch, *Fundamentals of fluid mechanics*. John Wiley & Sons, 2014.
- [39] Y. A. Çengel, J. M. Cimbala, and S. F. Sknarina, *Mecánica de fluidos: fundamentos y aplicaciones*. McGraw-Hill, 2006.
- [40] D. d. Geofísica. Explorador solar: Recurso Solar y datos meteorológicos [Online]. Disponible: <http://ernc.dgf.uchile.cl:48080/inicio>
- [41] D. Q. Kern, *Process heat transfer*. Tata McGraw-Hill Education, 1950.
- [42] S. S. Limited, "Energy Consumption of Tanks and Vats," Accessed on: 27 de febrero del 2018 Disponible: <http://www.spiraxsarco.com/Resources/Pages/Steam-Engineering-Tutorials/steam-engineering-principles-and-heat-transfer/energy-consumption-of-tanks-and-vats.aspx>
- [43] S. S. Limited, "Heating with Coils and Jackets," Accessed on: 27 de febrero del 2018 Disponible: <http://www.spiraxsarco.com/Resources/Pages/Steam-Engineering-Tutorials/steam-engineering-principles-and-heat-transfer/heating-with-coils-and-jackets.aspx>
- [44] Y. A. Çengel and A. J. Ghajar, *Transferencia de calor y masa: fundamentos y aplicaciones*. McGraw-Hill, 2011.
- [45] Sodimac. (2018, 20 de febrero del 2018). Estanque vertical polietileno 2000 l Infraplast. Disponible: <http://www.sodimac.cl/sodimac-cl/product/2759454/Estanque-vertical-polietileno-2000-l/2759454>

- [46] Emaresa. (2018, 18 de febrero del 2018). Trituradora TRF70. Disponible: <http://www.emaresa.cl/agroforestal/index.php/agropecuaria/trituradores-y-desgranadores/trituradores/triturador-trf-70>
- [47] COSMOPLAS, "Lista de precios 2016-2017," ed. Santiago, 2016.
- [48] Pedrollo, "General catalogue," ed. Verona, Italia, 2016.
- [49] Pasqualicchio, "Biomass Boiler," V.2 ed. Paolisi, Italia, 2014.
- [50] Anwo, "Acumulador Titan Plus," ed. Santiago, Chile, 2017.
- [51] Luzlinares, "Tarifa de peajes de distribución Luzlinares S.A," Linares, Chile2018, Disponible:[https://www.luzlinares.cl/wpcontent/uploads/2015/05/2018.02\\_LuzLinares\\_PeajesDx.pdf](https://www.luzlinares.cl/wpcontent/uploads/2015/05/2018.02_LuzLinares_PeajesDx.pdf), Accessed on: 24 de febrero del 2018.
- [52] Rheem, "Termos a gas," ed. Estación Central, Chile, 2017.
- [53] C. n. d. energía. (2018, 20 de febrero del 2018). Precios de cilindros de gas licuado de petróleo (GLP) en línea. Disponible: [http://www.gasenlinea.gob.cl/index.php/web/buscador?rere\\_id=0](http://www.gasenlinea.gob.cl/index.php/web/buscador?rere_id=0)
- [54] L. d. Groot and A. Bogdanski, Bioslurry= brown gold? A review of scientific literature on the co-product of biogas production. Food and Agriculture Organization of the United Nations (FAO), 2013.

## Anexo A

### Lista de insumos para producción de fertilizantes orgánicos

#### Lista 1

#### Fertilizantes y acondicionadores de suelos.

Se permiten productos que contengan únicamente las sustancias enumeradas en la siguiente lista y que se utilicen de acuerdo a las condiciones que se señalan para cada uno de ellos.

PRODUCTO O SUSTANCIA ACTIVA	DESCRIPCIÓN, COMPOSICIÓN Y CONDICIONES DE UTILIZACIÓN
Abonos foliares	De origen natural
Afrechos	
Algas y productos de algas	Las algas deben provenir de una recolección sustentable del recurso. En la medida que se obtengan directamente mediante procedimientos físicos, incluidos deshidratación, congelación y trituración, o sean extraídos con agua o soluciones acuosas ácidas y/o alcalinas, o por fermentación. Su uso está sujeto a una necesidad verificada por el organismo de certificación.
Arcilla (bentonita, perlita, vermiculita, ceolita y caolines).	
Aserrín, cortezas vegetales, virutas y residuos de madera de aserradero.	Provenientes de madera no tratada químicamente después de la tala.
Azufre elemental	Uso sujeto a necesidad verificada por el organismo de certificación.
Bioestimulantes	Extractos de origen natural (vegetal, microbiano o animal).
Biofertilizantes	De origen natural. Se permiten productos que contengan cepas microbianas fijadoras de nitrógeno, hongos micorrízicos, hongos solubilizadores de fósforo, levaduras y, en general, organismos potenciadores de diversos nutrientes o productores de sustancias activas que se utilizan para aplicar a las semillas o al suelo.
Carbonato de calcio de origen natural (creta, marga, roca calcárea molida, arena calcárea, creta fosfatada, entre otros).	
Carbonato de calcio y magnesio de origen natural (creta de magnesio, roca de magnesio calcárea molida, entre otros).	
Cascarilla de arroz	
Ceniza de madera	A base de madera no tratada químicamente después de la tala.

FUENTE: [5]

PRODUCTO O SUSTANCIA ACTIVA	DESCRIPCIÓN, COMPOSICIÓN Y CONDICIONES DE UTILIZACIÓN
Cloruro de calcio	De origen natural. Puede utilizarse en casos de deficiencia de nutrientes y desórdenes fisiológicos. No debe causar acumulaciones de sales en suelos a través de reiteradas aplicaciones. Uso sujeto a necesidad verificada por el organismo de certificación.
Cloruro de sodio	Solamente sal gema. Uso sujeto a necesidad verificada por el organismo de certificación.
Compost	<p>En el proceso se debe lograr una temperatura mínima de 55 °C, por 3 días consecutivos o de 45 °C por 12 días consecutivos, además de volteo de la pila de compostaje, de manera de asegurar la muerte de los microorganismos patógenos y posibles contaminantes microbiológicos de los alimentos. Las materias primas empleadas tanto para compost intra y extra prediales deben cumplir con lo descrito en punto 2.7.4 de los Requisitos y consideraciones generales para la evaluación y autorización de insumos para uso en Agricultura Orgánica, del presente Anexo.</p> <p>Concentración máxima en mg/kg de materia seca: Arsénico: 15; Cadmio: 0,7; Cobre: 70; Cromo (total): 70; Cromo (VI): 0; Mercurio: 0,4; Níquel: 25 ; Plomo: 45; Zinc: 200.</p> <p>Huevos de helmintos viables: &lt; 1 en 4 gr de compost, base seca.</p> <p><i>Salmonella</i> sp: &lt; 3 NMP en 4 gr de compost, base seca.</p> <p>Coliformes fecales:&lt; a 1.000 NPM por gr de compost, base seca</p>
Té de Compost	Debe ser obtenido de compost que cumplan con los criterios anteriormente mencionados para este.
Conchas y conchillas	
Derivados orgánicos de productos alimenticios y de industrias textiles.	No deben tener sustancias contaminantes. Uso sujeto a necesidad verificada por el organismo de certificación.
Deyecciones de lombrices (humus de lombriz) e insectos.	
Escorias de desfosforación	Restringido según contenido de metales pesados. Uso sujeto a necesidad verificada por el organismo de certificación.
Estiércol compostado	Productos constituidos mediante la mezcla de excrementos de animales y de materia vegetal (cama), con indicación de la especie animal de la que proviene. Uso sujeto a necesidad verificada por el organismo de certificación. Las materias primas emplea-

FUENTE: [5]

PRODUCTO O SUSTANCIA ACTIVA	DESCRIPCIÓN, COMPOSICIÓN Y CONDICIONES DE UTILIZACIÓN
	das tanto para compost intra y extra prediales deben cumplir con lo descrito en punto 2.7.4 de los Requisitos y consideraciones generales para la evaluación y autorización de insumos para uso en Agricultura Orgánica, de este anexo. Prohibida la procedencia de ganaderías intensivas.
Estiércol desecado y estiércol de aves de corral (gallinaza) deshidratado.	Se debe identificar la especie de la que proviene. Uso sujeto a necesidad verificada por el organismo de certificación. Prohibida la procedencia de ganaderías intensivas.
Excrementos líquidos de animales (estiércol semilíquido, orina, purines, etc.).	Utilización tras una fermentación controlada o dilución adecuada. Se debe indicar la especie animal de la que proviene. Uso sujeto a necesidad verificada por el organismo de certificación. Prohibida la procedencia de ganaderías intensivas.
Fosfato aluminocálcico	Debe presentar un contenido de cadmio menor o igual a 90 mg/kg de $P_2O_5$ . Su utilización se limita a suelos básicos (pH mayor a 7.5). Restringido según contenido de metales pesados.
Fosfato natural blando	Debe presentar un contenido de cadmio menor o igual a 90 mg/kg de $P_2O_5$ . Restringido según contenido de metales pesados.
Guano de covaderas	Uso sujeto a necesidad verificada por el organismo de certificación. Se prohíbe el uso de guano blanco de covaderas.
Guano de otras aves	Uso sujeto a necesidad verificada por el organismo de certificación. Se prohíbe el uso de guanos de aves alimentadas con OGM.
Harina de sangre	Permitido solo si se encuentra esterilizada.
Harina de pescado y otros productos derivados de pescados	Sin la adición ni presencia de etoxiquina, sustancias químicas sintéticas y/o tratamientos químicos. Productos líquidos derivados de pescado, pueden ser ajustados en su pH con (en orden preferencial): vinagre orgánico, ácido cítrico orgánico, ácido fosfórico. La cantidad de ácido usado no debe exceder el mínimo necesario para llegar a pH 3.5.
Humus de lombriz e insectos (Vermicompost)	Producto final de la descomposición de materia orgánica gracias a la acción de lombrices de tierra. Deberá utilizarse estabilizado y con composición declarada.
Humatos, ácido húmico, ácido fúlvico	Permitido si se extraen a través de fermentación microbiana o hidróxido de potasio. Los niveles de hidróxido de potasio usados en el proceso de extracción, no debe exceder la cantidad requerida para la extracción. Restringido según contenido de metales pesados si corresponde.

FUENTE: [5]

PRODUCTO O SUSTANCIA ACTIVA	DESCRIPCIÓN, COMPOSICIÓN Y CONDICIONES DE UTILIZACIÓN
Inoculantes naturales	Productos en base a microorganismos.
Mantillo de cortezas	Madera no tratada químicamente después de la tala.
Mantillo de excrementos sólidos de animales, incluido el guano de gallinas y el estiércol compostado.	Indicación de las especies animales. Prohibido el uso de producto proveniente de ganadería intensiva. Uso sujeto a necesidad verificada por el organismo de certificación. Las materias primas empleadas tanto para compost intra y extra prediales deben cumplir con lo descrito en punto 2.7.4 de los Requisitos y consideraciones generales para la evaluación y autorización de insumos para uso en Agricultura Orgánica, de este anexo.
Mantillo de lombricultura.	Uso sujeto a necesidad verificada por el organismo de certificación.
Mantillo de setas.	La composición inicial del sustrato se debe limitar a productos de la presente lista.
Mezcla compuesta de materias vegetales.	Uso sujeto a necesidad verificada por el organismo de certificación.
Micronutrientes (boro, cobre, hierro, manganeso, molibdeno, zinc, cobalto).	Uso sujeto a necesidad verificada por el organismo de certificación. La deficiencia nutricional debe estar documentada. No se deben usar como defoliantes, herbicidas o desecantes. Usar el cobre con precaución para prevenir su acumulación en los suelos y proteger las aguas.
Organismos biológicos naturales (lombrices de tierra y otros)	
Polvo de roca	Uso sujeto a necesidad verificada por el organismo de certificación. Restringido según contenido de metales pesados.
Preparados biodinámicos, homeopáticos	Activadores y/o bioestimulantes de compost, de suelos y plantas, restauradores del balance natural.
Preparados Ayurvédicos, cenizas Homa	Activadores y/o bioestimulantes de compost, de suelos y plantas, restauradores del balance natural.
Productos y subproductos de origen animal mencionados a continuación: harina de sangre, sangre seca, polvo de pezuñas, polvo de cuernos, harina o polvo de huesos o polvo de huesos desgelatinizados, harina de pescado, harina de carne, harina de plumas, lana, aglomerados de pelos y piel, pelos, productos lácteos, proteínas hidrolizadas.	Uso sujeto a necesidad verificada por el organismo de certificación. Para pelos y aglomerados de piel y pelos, debe tener un contenido de cromo exavalente Cr (VI)= 0 mg/Kg sms. Para harina de sangre se permite usar solo si se encuentra esterilizada, para harina de pescado se puede utilizar sin la presencia de etoxiquina, sustancias químicas sintéticas y/o tratamientos químicos. Las proteínas hidrolizadas no deben aplicarse a las partes comestibles del cultivo.

FUENTE: [5]

PRODUCTO O SUSTANCIA ACTIVA	DESCRIPCIÓN, COMPOSICIÓN Y CONDICIONES DE UTILIZACIÓN
Productos y subproductos orgánicos de origen vegetal para abono (melaza, harina de tortas oleaginosas, cáscaras, cascarillas, cañas, paja, chalas, corontas, rastrojos, etc.).	
Productos en base a microorganismos	Se permite el uso en compost, plantas, semillas, suelos y otros componentes del proceso productivo orgánico.
Quitina, quitosano	Uso sujeto a necesidad verificada por el organismo de certificación.
Roca de fosfato de aluminio calcinada.	Restringido según contenido de metales pesados
Roca de magnesio y de magnesio calcárea (dolomita).	Restringido según contenido de metales pesados
Roca fosfatada natural (hiperfosfato).	Restringido según contenido de metales pesados
Sal potásica en bruto (kainita, silvinita, entre otros).	Uso sujeto a necesidad verificada por el organismo de certificación.
Solución de cloruro de calcio.	Únicamente de origen natural. Tratamiento foliar de frutales con déficit de calcio. Uso sujeto a necesidad verificada por el organismo de certificación.
Subproductos de industrias que elaboran ingredientes procedentes de la agricultura orgánica.	Uso sujeto a necesidad verificada por el organismo de certificación.
Sulfato de calcio (yeso).	Únicamente de origen natural.
Sulfato de magnesio (kieserita, sal de Epsom).	Únicamente de origen natural. Uso sujeto a necesidad verificada por el organismo de certificación.
Sulfato de potasio que puede contener sal de magnesio.	Producto de sal potásica en bruto mediante proceso de extracción física. Uso sujeto a necesidad verificada por el organismo de certificación.
Tierra de diatomeas.	
Vinaza o extractos de vinaza.	Excluidas las vinazas amoniacales.

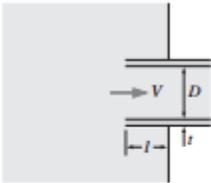
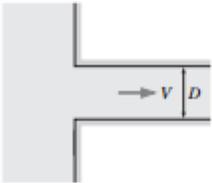
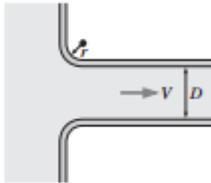
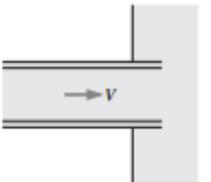
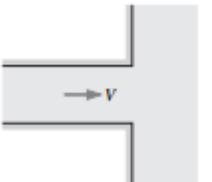
FUENTE: [5]

# Anexo B

## Coeficientes de pérdidas de cargas en tuberías.

**TABLA 8-4**

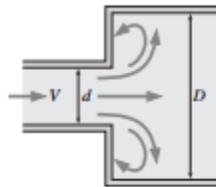
Coeficientes de pérdida  $K_L$  de varios accesorios de tubería para flujo turbulento (para usar en la relación  $h_L = K_L V^2/(2g)$ , donde  $V$  es la velocidad promedio en la tubería que contiene el accesorio)\*

<p><i>Entrada de la tubería</i> Reentrante: <math>K_L = 0.80</math> (<math>t \ll D</math> y <math>l \approx 0.1D</math>)</p> 	<p><i>De borde agudo:</i> <math>K_L = 0.50</math></p> 	<p><i>Redondeada (r/D &gt; 0.2):</i> <math>K_L = 0.03</math> <i>Ligeramente redondeada (r/D = 0.1):</i> <math>K_L = 0.12</math> (véase figura 8-36)</p> 
<p><i>Salida de la tubería</i> Reentrante: <math>K_L = \alpha</math></p> 	<p><i>De borde agudo:</i> <math>K_L = \alpha</math></p> 	<p><i>Redondeada:</i> <math>K_L = \alpha</math></p> 

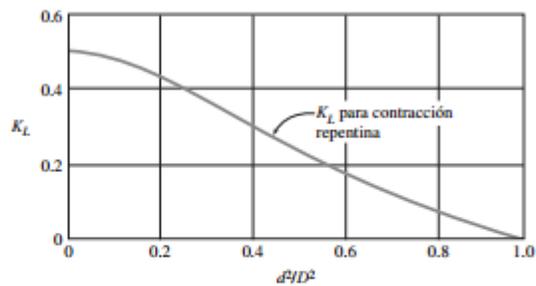
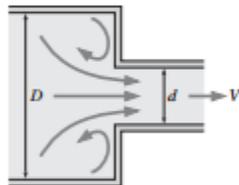
Nota: El factor de corrección de energía cinética es  $\alpha = 2$  para flujo laminar totalmente desarrollado, y  $\alpha \approx 1.05$  para flujo turbulento totalmente desarrollado.

*Expansión y contracción repentina (con base en la velocidad en la tubería de diámetro más pequeño)*

Expansión repentina:  $K_L = \alpha \left(1 - \frac{d^2}{D^2}\right)^2$

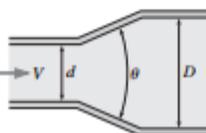


Contracción repentina: ver gráfica.

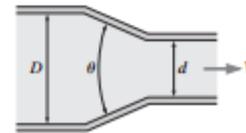


*Expansión y contracción gradual (con base en la velocidad en la tubería de diámetro más pequeño)*

Expansión (para  $\theta = 20^\circ$ ):  
 $K_L = 0.30$  para  $d/D = 0.2$   
 $K_L = 0.25$  para  $d/D = 0.4$   
 $K_L = 0.15$  para  $d/D = 0.6$   
 $K_L = 0.10$  para  $d/D = 0.8$

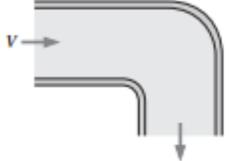
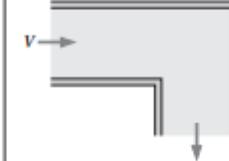
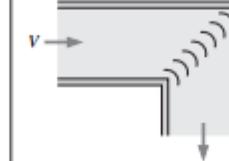
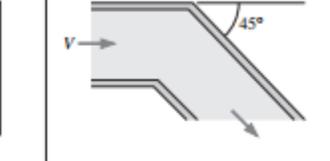
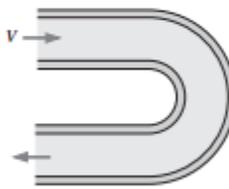
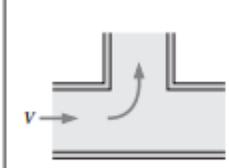
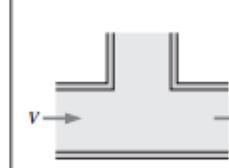
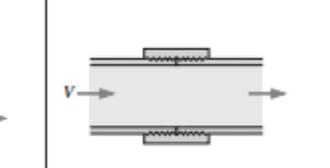


Contracción:  
 $K_L = 0.02$  para  $\theta = 30^\circ$   
 $K_L = 0.04$  para  $\theta = 45^\circ$   
 $K_L = 0.07$  para  $\theta = 60^\circ$



FUENTE: [39]

**TABLA 8-4 (CONCLUSIÓN)**

<p><i>Codos y ramificaciones</i>  <i>Codo suave de 90°:</i>                      Embridado: <math>K_L = 0.3</math>                      Enroscado: <math>K_L = 0.9</math></p> 	<p><i>Codo esquinado de 90° (sin álabes directores):</i>  <math>K_L = 1.1</math></p> 	<p><i>Codo esquinado de 90° (con álabes directores):</i>  <math>K_L = 0.2</math></p> 	<p><i>Codo enroscado de 45°:</i>  <math>K_L = 0.4</math></p> 								
<p><i>Codo de retorno de 180°:</i>                      Embridado: <math>K_L = 0.2</math>                      Enroscado: <math>K_L = 1.5</math></p> 	<p><i>Conexión en T (flujo deriv.):</i>                      Embridado: <math>K_L = 1.0</math>                      Enroscado: <math>K_L = 2.0</math></p> 	<p><i>Conexión en T (flujo en línea):</i>                      Embridado: <math>K_L = 0.2</math>                      Enroscado: <math>K_L = 0.9</math></p> 	<p><i>Unión enroscada:</i>  <math>K_L = 0.08</math></p> 								
<p><i>Válvulas</i></p> <table border="0"> <tbody> <tr> <td><i>Válvula de globo, totalmente abierta:</i> <math>K_L = 10</math></td> <td><i>Válvula de compuerta, totalmente abierta:</i> <math>K_L = 0.2</math></td> </tr> <tr> <td><i>Válvula de ángulo, totalmente abierta:</i> <math>K_L = 5</math></td> <td><math>\frac{1}{4}</math> cerrada: <math>K_L = 0.3</math></td> </tr> <tr> <td><i>Válvula de bola, totalmente abierta:</i> <math>K_L = 0.05</math></td> <td><math>\frac{1}{2}</math> cerrada: <math>K_L = 2.1</math></td> </tr> <tr> <td><i>Válvula de charnela:</i> <math>K_L = 2</math></td> <td><math>\frac{3}{4}</math> cerrada: <math>K_L = 17</math></td> </tr> </tbody> </table>				<i>Válvula de globo, totalmente abierta:</i> $K_L = 10$	<i>Válvula de compuerta, totalmente abierta:</i> $K_L = 0.2$	<i>Válvula de ángulo, totalmente abierta:</i> $K_L = 5$	$\frac{1}{4}$ cerrada: $K_L = 0.3$	<i>Válvula de bola, totalmente abierta:</i> $K_L = 0.05$	$\frac{1}{2}$ cerrada: $K_L = 2.1$	<i>Válvula de charnela:</i> $K_L = 2$	$\frac{3}{4}$ cerrada: $K_L = 17$
<i>Válvula de globo, totalmente abierta:</i> $K_L = 10$	<i>Válvula de compuerta, totalmente abierta:</i> $K_L = 0.2$										
<i>Válvula de ángulo, totalmente abierta:</i> $K_L = 5$	$\frac{1}{4}$ cerrada: $K_L = 0.3$										
<i>Válvula de bola, totalmente abierta:</i> $K_L = 0.05$	$\frac{1}{2}$ cerrada: $K_L = 2.1$										
<i>Válvula de charnela:</i> $K_L = 2$	$\frac{3}{4}$ cerrada: $K_L = 17$										

\* Ésos son valores representativos para coeficientes de pérdida. Los valores reales dependen principalmente del diseño y la fabricación de los accesorios y pueden diferir considerablemente de los valores dados (en especial para las válvulas). En el diseño final se deben usar los datos reales del fabricante.

FUENTE: [39]

## Anexo C

Descripción de elementos sistema de bombeo planta 286.000 litros de FOFL.

Sistema		Altura Aspiración [msnm]	Altura Impulsión [msnm]	Tubería [mm]	Largo [m]	Codos	Válvula de Bola	Válvula check	Flujometro	Derivación 3 vías
Bombas Alimentación	Pozo - E. Premezcla	140	166	50	80	10	8	2	2	3
	E. Agua - E. Premezcla	166	168	50	15	4	2	1	1	0
	E. Melaza - E.Premezcla	166	168	25	15	6	2	1	1	0
	E. Suero - E. Premezcla	166	168	25	15	6	2	1	1	0
Bombas Distribución	E. Premezcla - Digestores	166	170	50	37.05	8	12	2	1	7
Bombas de Extracción	Digestores - Filtro Tambor	166	167	50	40	10	10	2	1	7
Bomba de Envasado	Flitro Tambor - E. Fertilizantes	166	170	50	40	10	8	2	2	4
	E. Fertilizantes - Envases	166	167	50	10	4	6	2	0	3

FUENTE: Elaboración propia.

## Anexo D

Detalle de costos de equipos planta 286.000 litros de FOFL.

Descripción	Capacidad	Capacidad Comercial	Unidad	Cantidad	Descripción	Costo Unitario [\$]	Costo Total [\$]
Estanque Almacenamiento	Melaza	2,000 L	L	1	Estanque Vertical INFRAPLAST 2000 L	\$ 192,000	\$192,000
	Suero	500 L	L	1	Estanque Vertical Polietileno 500 L	\$ 78,590	\$78,590
	Agua	10,000 L	L	1	Estanque vertical Polietileno 10000 L	\$ 949,500	\$949,500
Trituradora		112.7	kg/h	1	TRF 70 1.25 HP - 1.1 kW	\$ 330,000	\$330,000
		2.8	kg/h	1	Tornillo Sinfin tubular 5", 4.600 mm 30°	\$ 7,140,000	\$7,140,000
Bombas Alimentación	Pozo - E. Premezcla	4.5	m3/h	2	BM32/155	\$ 791,400	\$1,582,800
	E. Agua - E. Premezcla	4.5	m3/h	1	BM32/130	\$ 556,200	\$556,200
	E. Melaza - E. Premezcla	0.3	m3/h	1	PEDROLLO CPM 130	\$ 139,000	\$139,000
	E. Suero - E. Premezcla	0.5	m3/h	1	PEDROLLO CPM 130	\$ 139,000	\$139,000
Estanque Premezcla		3842	5,000 L	1	Estanque Vertical fondo cónico 5000 L MetPlas	\$ 1,690,800	\$1,690,800
		994	2 kW	1	R2-015/93/63H600R-2	\$ 1,820,000	\$1,820,000
Bombas Distribución	E. Premezcla - Digestores	5.1	m3/h	2	BM32/140	\$ 602,400	\$1,204,800
		15000	15,000 L	5	Estanque Vertical fondo cónico 15000 L MetPlas	\$ 4,850,900	\$24,254,500
Digestor		3775	4 kW	5	MR1-040/70/110T900R-2,	\$ 2,650,000	\$13,250,000
		4.8	m3/h	2	BM32/140	\$ 602,400	\$1,204,800
Bombas de Extracción	Digestores - Filtro Tambor	10.2	m3/h	1	MODELO FRTRC800E304	\$ 5,794,000	\$5,794,000
	Filtro Tambor	4.8	m3/h	2	BM32/140	\$ 602,400	\$1,204,800
Bomba Digestores - Filtro Tambor		28949	15000 L	2	Estanque Vertical Cilindrico Polietileno 15000L	\$ 1,890,000	\$3,780,000
	Estanque Fertilizante líquido	3.2	4	2	BM32/130	\$ 556,200	\$1,112,400
Estación bombas de Envasado		37.8	46.4 kW	1	Kit Caldera CSB Marina 60	\$ 17,055,600	\$17,055,600
	Caldera	1500	1500 L	1	ACUM.TITAN PLUS 1500LTS 8 BAR	\$ 2,188,800	\$2,188,800
Boiler							\$85,667,590
<b>Total</b>							

FUENTE: Elaboración propia.

## Anexo E

Detalle costos de inversión en vehículos para planta 286.000 litros de FOFL.

Vehiculos				
Ítem	Modelo	Año	Capacidad [kg]	Costo
Grúa Horquilla	2014	Nissan 2.5	2500	\$ 7,900,000.00
Camión	2010	Chevrolet NPR 815	5000	\$ 11,500,000.00
Camioneta	2014	Chevrolet DMAX 2.5 DC 4x4	500	\$ 6,870,000.00
			<b>Total</b>	<b>\$ 26,270,000.00</b>

FUENTE: Elaboración propia.

Detalle costos de inversión en piping para planta 286.000 litros de FOFL.

Piping Sistema Digestores						
Tubería [mm]	Diámetro [mm]	Unidad	Material	Formato	Costo Unitario [\$]	Costo Total [\$]
Largo	50	177.9	PVC	6	\$ 5,610	\$ 168,300
Codos	50	32	PVC	1	\$ 700	\$ 22,400
Válvula de Bola	50	39	Acero	1	\$ 26,390	\$ 1,029,210
Válvula check	50	7	Acero	1	\$ 17,790	\$ 124,530
Derivación 3 vías	50	23	PVC	1	\$ 610	\$ 14,030
Largo	25	30	PVC	6	\$ 2,190	\$ 10,950
Codos	25	12	PVC	1	\$ 160	\$ 1,920
Válvula de Bola	25	4	Acero	1	\$ 9,190	\$ 36,760
Válvula check	25	2	Acero	1	\$ 13,350	\$ 26,700
					<b>Total</b>	<b>\$ 1,434,800</b>

FUENTE: Elaboración propia.

Detalle costos de inversión en serpentines de calefacción para digestores de 15.000 [l] para planta 286.000 litros de FOFL.

Serpentín							
Tubería [mm]	Espesor [mm]	Unidad	Material	Formato	Costo Unitario [\$]	Costo Total [\$]	
Tubería Acero Inoxidable 3/4"		1	23.75	304L	6	68880	\$275,520.00
Manufactura			1		1	150000	\$150,000.00
Elemento estructurales			1	304L	1	45000	\$45,000.00
					<b>Total</b>	<b>\$470,520.00</b>	

FUENTE: Elaboración propia.

Detalle costos de inversión en piping del sistema de calefacción para planta 286.000 litros de FOFL.

Piping Sistema Calefacción						
Ítem	Espesor [mm]	Unidad	Material	Formato	Costo Unitario [\$]	Costo Total [\$]
Serpentín		6	304L	1	\$470,520	\$2,823,120
Cañería Cobre L 1"	1	23	Cobre L	6	\$40,850	\$163,400
Codo 1"	0	15	Cobre	1	\$1,260	\$18,900
Tee 1 x 1 x 3/4	0	5	Cobre	1	\$3,000	\$15,000
Cañería Cobre L 3/4"	1	12	Cobre L	6	\$28,870	\$57,740
Codo 3/4"	0	10	Cobre	1	\$492	\$4,920
Aislante Cañería 3/4"	0	12	Polietileno	2	\$1,520	\$9,120
Aislante Cañería 1"	0	23	Polietileno	3	\$1,880	\$15,040
Válvula de bola 3/4"		10	Acero	1	\$5,290	\$52,900
PPR PN 16 D=25	3.5	35	PPR	5.8	\$4,626	\$32,382
Codo PPR SO - SO 90° 25 mm	0	15	PPR	1	\$320	\$4,800
Tee PPR 25 mm	0	5	PPR	1	\$430	\$2,150
<b>Total</b>					<b>\$</b>	<b>3,199,472</b>

FUENTE: Elaboración propia.

Detalle costos de inversión en infraestructura para planta 286.000 litros de FOFL.

Infraestructura						
Ítem	Largo [m]	Ancho [m]	Espesor	Volumen [m3]	Costo unitario [\$/m3]	Costo Total [\$]
Hormigón H35	50	12	0.2	120	\$257,980	\$30,957,600
Ítem	Largo [m]	Ancho [m]	Espesor	Volumen [m3]	Costo unitario [\$/m3]	Costo Total [\$]
GALPON 15x40x4	50	12	4	600	\$57,653	\$34,591,919

FUENTE: Elaboración propia.

Detalle costos de costos de montaje de equipos para planta de 286.000 litros de FOFL.

Personal	Área	Cantidad	Tiempo [Mes]	COSTO UNITARIO (\$)	SUBTOTAL (\$)
SUPERVISOR DE OBRA	General	1	2	\$1,200,000	\$2,400,000
MAESTRO PRIMERA	Mecánica	2	2	\$800,000	\$2,400,000
AYUDANTE	Mecánica	4	2	\$400,000	\$2,400,000
MAESTRO PRIMERA	Civil	2	2	\$700,000	\$2,800,000
MAESTRO SEGUNDA	Civil	6	2	\$400,000	\$4,800,000
MAESTRO PRIMERA	Eléctrica	2	1.5	\$1,000,000	\$3,000,000
MAESTRO SEGUNDA	Eléctrica	2	1	\$500,000	\$1,000,000
<b>Total</b>					<b>\$18,800,000</b>

FUENTE: Elaboración propia.

## Anexo F

Detalle costos variables en materias primas de planta 286.000 litros de FOFL.

Ingredientes						
Elemento	Cantidad Ciclo	Cantidad Año	Unidad	Costo [\$]/lt)/[\$]/kg]	Costo por ciclo [\$]	Costo Anual [\$]
Melaza	768.1	5,377	lt	500	384054	2688375
Lactosuero	2,560.4	17,923	lt	33.048	84615	592303
Leche en Polvo	102.4	717	kg	1802.4	184592	1292141
Salvado de arroz	51.2	358	kg	100	5121	35845
Pan de Levadura	12.8	90	kg	2600	33285	232993
Roca Fosforica	307.2	2,151	kg	700	215070	1505490
Pasto Alambre	512.1	3,585	kg	100	51207	358450
Agua	40,486.8	283,408	lt	0.021170922	6000	42000
<b>Total</b>					<b>\$ 963,942</b>	<b>\$ 6,747,596</b>

FUENTE: Elaboración propia.

Detalle costos variables de envases IBC para comercialización de fertilizante para planta 286.000 litros de FOFL.

Envases				
Elemento	Capacidad [L]	Cantidad Año	Costo [\$]/lt)/[\$]/kg]	Costo Anual [\$]
Cotización N 3947 IBC 1.000 lts	1000	287	\$75,000	\$21,525,000

FUENTE: Elaboración propia.

Detalle de estimación de consumo de combustibles para planta 286.000 litros de FOFL.

Vehículo	Rendimiento [km/l]	Distancia	Viajes	Consumo	Costo Consumo [\$]/año]
Camion	4	400	80	8000	4,240,000
Camioneta	10	100	260	2600	1,378,000
Vehículo	Rendimiento [l/h]	Horas	Días	Combustible [l]	Costo Consumo [\$]/año]
Grua	9.375	2.8	70	1837.5	367500

FUENTE: Elaboración propia.

Detalle de consumo de biomasa para calefacción de la planta 286.000 litros de FOFL.

Proceso	Consumo [kg/h]	Funcionamiento [h/día]	Días Mes	Días año	Consumo [kg/año]	Costo Consumo [\$/año]
Consumo Pellet Calentamiento	9.72	24	5	35	8162	\$1,496,389
Consumo Pellet Operación	6.43	24	25	280	43212	\$7,922,291
				<b>Total</b>	51375	\$9,418,680

FUENTE: Elaboración propia.

Detalle de consumo de biomasa para calefacción de la planta 286.000 litros de FOFL.

Energía											
Equipo	Descripción	Potencia [kW]	Cantidad	Potencia instalada [kW]	Funcionamiento [h/día]	Días Mes	Días año	Consumo [kWh/año]	Costo Potencia [\$ /kW]	Costo Consumo [\$]	
Trituradora	TRF 70 1.25 HP - 1.1 kW	1.1	1	1.1	1.1	2	5	35	77	\$31,640	\$362
Tornillo transportador	Tornillo Sinfin tubular 5", 4.600 mm 30"	3	1	3	3	2	5	35	210	\$86,292	\$987
Bombas Alimentación Pozo - E. Premezcla	BM32/155	3	2	6	6	2	5	35	420	\$172,584	\$1,974
Bombas Alimentación E. Agua - E. Premezcla	BM32/130	1.1	1	1.1	1.1	2	5	35	77	\$31,640	\$362
Bombas Alimentación E. Melaza - E. Premezcla	PEDROLLO CPM 130	0.5	1	0.5	1	1	5	35	17.5	\$14,382	\$82
Bombas Alimentación E. Suero - E. Premezcla	PEDROLLO CPM 130	0.5	1	0.5	1	1	5	35	17.5	\$14,382	\$82
Bombas Distribución E. Premezcla - Digestores	BM32/140	1.5	2	3	3	2	5	35	210	\$86,292	\$987
Bombas de Extracción Digestores - Filtro Tambor	BM32/140	1.5	2	3	3	2	5	35	210	\$86,292	\$987
Bomba Digestores - Filtro Tambor	BM32/140	1.5	2	3	3	2	5	35	210	\$86,292	\$987
Estación bombas de Envasado	BM32/130	1.1	2	2.2	2.2	3	8	56	369.6	\$63,281	\$1,737
Agitador	R2-015/93/63H600R-2	1.5	1	1.5	1.5	2	5	35	105	\$43,146	\$494
Agitador	MRI-040/70/1.10T900R-2,	4	5	20	20	4	30	315	25200	\$575,280	\$118,440
Boiler	ACUM. TITAN PLUS 1500L TS 8 BAR	0.5	1	0.5	24	24	30	365	4380	\$14,382	\$20,586
Filtro Tambor	MODELO FRTRC800E304	1.5	1	1.5	1.5	2	5	35	105	\$43,146	\$494
Caldera	Kit Caldera CSB Marina 40	0.5	1	0.5	24	24	30	315	3780	\$14,382	\$17,766
Iluminación	Haliux 100 W	0.1	24	2.4	2.4	10	30	365	8760	\$69,034	\$41,172
<b>Total</b>										<b>44148.6</b>	<b>\$207,498</b>

FUENTE: Elaboración propia.

# Anexo G

## Flujo de Caja planta 286.000 litros de FOFL.

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
<b>Ingresos</b>		\$124,826,628	\$124,826,628	\$124,826,628	\$124,826,628	\$124,826,628	\$124,826,628	\$124,826,628	\$124,826,628	\$124,826,628	\$124,826,628
<b>Valor de la Producción</b>											
Costos Variables		-\$45,316,721	-\$45,316,721	-\$45,316,721	-\$45,316,721	-\$45,316,721	-\$45,316,721	-\$45,316,721	-\$45,316,721	-\$45,316,721	-\$45,316,721
Personal		-\$29,400,000	-\$30,576,000	-\$31,799,040	-\$33,071,002	-\$34,393,842	-\$35,769,595	-\$37,200,379	-\$38,688,394	-\$40,235,930	-\$41,845,367
Mantenimiento		-\$4,283,380	-\$4,283,380	-\$4,283,380	-\$4,283,380	-\$4,283,380	-\$4,283,380	-\$4,283,380	-\$4,283,380	-\$4,283,380	-\$4,283,380
Depreciación		-\$3,780,000	-\$3,780,000	-\$3,780,000	-\$3,780,000	-\$3,780,000	-\$3,780,000	-\$3,780,000	-\$3,780,000	-\$3,780,000	-\$3,780,000
Gastos de Administración		-\$184,592	-\$184,592	-\$184,592	-\$184,592	-\$184,592	-\$184,592	-\$184,592	-\$184,592	-\$184,592	-\$184,592
<b>Costo total de la Producción</b>		-\$82,964,692	-\$84,140,692	-\$85,363,732	-\$86,635,694	-\$87,958,534	-\$89,334,288	-\$90,765,072	-\$92,253,087	-\$93,800,622	-\$95,410,060
<b>Diferencia Ingresos y Costos de Producción</b>		\$41,861,936	\$40,685,936	\$39,462,896	\$38,190,934	\$36,868,094	\$35,492,340	\$34,061,556	\$32,573,541	\$31,026,006	\$29,416,568
Beneficios Financieros											
Intereses		-\$15,091,373	-\$14,144,459	-\$13,102,853	-\$11,957,087	-\$10,696,744	-\$9,310,367	-\$7,785,353	-\$6,107,837	-\$4,262,569	-\$2,232,774
Perdidas del ejercicio anterior		\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0
Utilidades antes del impuesto		\$26,770,563	\$26,541,477	\$26,360,042	\$26,233,847	\$26,171,349	\$26,181,973	\$26,276,204	\$26,465,705	\$26,763,437	\$27,183,794
Impuesto (19%)		\$5,086,407	\$5,042,881	\$5,008,408	\$4,984,431	\$4,972,556	\$4,974,575	\$4,992,479	\$5,028,484	\$5,085,053	\$5,164,921
<b>Utilidades después del impuesto</b>		\$21,684,156	\$21,498,596	\$21,351,634	\$21,249,416	\$21,198,793	\$21,207,398	\$21,283,725	\$21,437,221	\$21,678,384	\$22,018,873
Depreciación		\$3,780,000	\$3,780,000	\$3,780,000	\$3,780,000	\$3,780,000	\$3,780,000	\$3,780,000	\$3,780,000	\$3,780,000	\$3,780,000
Perdidas del ejercicio anterior		\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0
<b>Flujo de caja operacional</b>		\$25,464,156	\$25,278,596	\$25,131,634	\$25,029,416	\$24,978,793	\$24,987,398	\$25,063,725	\$25,217,221	\$25,458,384	\$25,798,873
Inversión (Máquinas + Overhaul 20% VNR c/5 años)											
Valor Residuo											
Capital de Trabajo											
Recuperación Capital de Trabajo											
Prestamo											
Amortización											
<b>Flujo de Capitales</b>		-\$91,010,680	-\$10,416,056	-\$11,457,661	-\$12,603,428	-\$13,863,770	-\$15,250,147	-\$16,775,162	-\$18,452,678	-\$20,297,946	-\$22,327,741
<b>Flujo de caja Neto</b>		-\$91,010,680	-\$15,995,014	-\$14,862,540	-\$13,673,973	-\$12,425,988	-\$11,018,495	-\$9,737,251	-\$8,288,563	-\$6,764,543	-\$5,160,438
<b>Flujo de caja Acumulado</b>		-\$91,010,680	-\$75,015,666	-\$60,153,126	-\$46,479,153	-\$34,053,165	-\$22,071,660	-\$10,045,847	-\$15,281,304	-\$20,120,866	-\$19,683,633

FUENTE: Elaboración propia.

## Anexo H

Descripción de elementos sistema de bombeo planta 286.000 litros de FOFL.

Sistema	Altura Aspiración [msnm]	Altura Impulsión [msnm]	Tubería [mm]	Largo [m]	Codos	Válvula de Bola	Válvula check	Flujometro	
Bombas Alimentación	Pozo - E. Premezcla	140	166	32	80	10	3	1	1
	E. Melaza - E.Premezcla	166	168	25	8	4	3	1	1
	E. Suero - E. Premezcla	166	168	25	8	4	3	1	0
Bomba de Envasado	Flitro Tambor - E. Fertilizantes	166	170	25	10	4	3	1	0
Bombas de Extracción	Digestores - Filtro Tambor	166	167	25	10	4	2	1	0

FUENTE: Elaboración propia.

# Anexo I

Detalle de costos de equipos para planta de 20.000 litros de FOFL.

Descripción	Capacidad Comercial	Unidad	Cantidad	Descripción	Costo Unitario [S]	Costo Total [S]
Estanque Almacenamiento Melaza	230.0	L	1	Bidón plástico 230 litros	\$38,000	\$38,000
Trituradora	130.0	kg/h	1	TRF 70 1,25 HP - 1,1 kW	\$330,000	\$330,000
Bombas Alimentación	1.8	m3/h	2	PEDROLLO CPM 158	\$139,000	\$278,000
Estanque Melaza - Estanque Premezcla	0.6	m3/h	1	PEDROLLO CPM 130	\$139,000	\$139,000
Estanque suero - Estanque Premezcla	0.6	m3/h	1	PEDROLLO CPM 130	\$139,000	\$139,000
Digestor	5000.0	L	1	Estanque Vertical fondo cónico 5000 L MetPlus	\$1,690,800	\$1,690,800
Agitador	1.5	kW	1	Agitador Tecam Mixer modelo R2-015/93/63H600R-2,	\$1,820,000	\$1,820,000
Bomba Digestores - Envasado	1.8	m3/h	1	PEDROLLO CPM 130	\$139,000	\$139,000
Caldera	6.4	kW	1	Termo RHEEM® 114 L de gas licuado	\$556,200	\$556,200
<b>Total</b>						<b>\$5,130,000</b>

FUENTE: Elaboración propia.

## Anexo J

Detalle de costos de inversión en apilador de envases para planta de 20.000 litros de FOFL.

Ítem	Modelo	Capacidad [kg]	Costo
Apilador Manual	Apilador Manual 1500 Kg	1500	\$770,000

FUENTE: Elaboración propia.

Detalle de costos de inversión en piping para planta de 20.000 litros de FOFL.

Piping Sistema Digestores						
Tubería [mm]	Diámetro [mm]	Unidad	Material	Formato	Costo Unitario [\$]	Costo Total [\$]
Largo	32	80	PVC	6	\$2,490	\$32,370
Codos	32	10	PVC	1	\$260	\$2,600
Válvula de Bola	32	3	Acero	1	\$16,990	\$50,970
Válvula check	32	1	Acero	1	\$11,290	\$11,290
Largo	25	26	PVC	6	\$2,190	\$8,760
Codos	25	12	PVC	1	\$160	\$1,920
Válvula de Bola	25	9	Acero	1	\$9,190	\$82,710
Válvula check	25	3	Acero	1	\$13,350	\$40,050
					<b>Total</b>	<b>\$230,670</b>

FUENTE: Elaboración propia.

Detalle de costos de inversión en serpentín y piping del sistema de calefacción de digestores en la planta de 20.000 litros de FOFL.

Serpentín							
Tubería [mm]	Espesor [mm]	Unidad	Material	Formato	Costo Unitario [\$]	Costo Total [\$]	
Tubería Acero Inoxidable 3/4"		1	7.91	304L	6	\$68,800	\$137,600
Manufactura			1		1	\$100,000	\$100,000
Elemento estructurales			1	304L	1	\$30,000	\$30,000
					<b>Total</b>	<b>\$267,600</b>	

Piping Sistema Calefacción							
Ítem	Espesor [mm]	Unidad	Material	Formato	Costo Unitario [\$]	Costo Total [\$]	
Serpentín		1	304L	1	\$267,600	\$267,600	
Cañería Cobre L 3/4"		1	12	Cobre L	6	\$28,870	\$57,740
Codo 3/4"		0	6	Cobre	1	\$492	\$2,952
Aislante Cañería 3/4"		0	12	Poliétileno	2	\$1,520	\$9,120
Válvula de bola 3/4"			2	Acero	1	\$5,290	\$10,580
PPR PN 16 D=25	3.5	12	PPR	5.8	\$4,626	\$13,878	
Codo PPR SO - SO 90° 25 mm	0	6	PPR	1	\$320	\$1,920	
					<b>Total</b>	<b>\$363,790</b>	

FUENTE: Elaboración propia.

## Anexo K

Detalle costos variables en materias primas para planta de 20.000 litros de FOFL.

Ingredientes						
Elemento	Cantidad Ciclo	Cantidad Año	Unidad	Costo [\$/lt]/[\$/kg]	Costo por ciclo [\$]	Costo Anual [\$]
Melaza	53.6	375	lt	500	\$26,783	\$187,478
Lactosuero	178.6	1,250	lt	33.048	\$5,901	\$41,305
Leche en Polvo	7.1	50	kg	1802.4	\$12,873	\$90,109
Salvado de arroz	3.6	25	kg	100	\$357	\$2,500
Pan de Levadura	0.9	6	kg	2600	\$2,321	\$16,248
Roca Fosforica	21.4	150	kg	700	\$14,998	\$104,987
Pasto Alambre	35.7	250	kg	100	\$3,571	\$24,997
Agua	3,112.0	21,784	lt	0.041314726	\$900	\$6,300
<b>Total</b>					<b>\$67,703</b>	<b>\$473,924</b>

FUENTE: Elaboración propia.

Detalle costos variables en envases para planta de 20.000 litros de FOFL.

Envases				
Elemento	Capacidad [L]	Cantidad Año	Costo [\$/lt]/[\$/kg]	Costo Anual [\$]
Cotiza N 3947 IBC 1.000 lts	1000	20	\$75,000	\$1,500,000

FUENTE: Elaboración propia.

Detalle costos variables en gas para calefacción de digestores en la planta de 20.000 litros de FOFL.

Proceso	Consumo [kg/h]	Funcionamiento [h/día]	Días Mes	Días año	Consumo [kg/año]	Costo Consumo [\$/año]
Consumo Gas Calentamiento	0.51	24	1	7	\$86	\$94,819
Consumo Gas Operación	0.18	24	25	308	\$1,344	\$1,487,045
<b>Total</b>					<b>\$1,429</b>	<b>\$1,581,864</b>

FUENTE: Elaboración propia.

Detalle costos variables en materias primas para planta de 20.000 litros de FOFL.

Equipo	Descripción	Energía							Costo Consumo [\$]	
		Potencia [kW]	Cantid ad	Potencia Instalada [kW]	Funcionamiento [h/día]	Días Mes	Días año	Consumo [KWH/año]		Costo Potencia [\$/kW]
Trituradora	TRF 70 1,25 HP - 1,1 kW	1.1	1	1.1	2	1	7	15.4	\$31,640	\$72
Bombas Alimentación Alimentación desde Pozo	PEDROLLO CPM 158	3	2	6	2	1	7	84	\$172,584	\$395
Bombas Alimentación Estanque Melaza - Estanque Premezcla	PEDROLLO CPM 130	0.5	1	0.5	1	1	7	3.5	\$14,382	\$16
Bombas Alimentación Estanque suero - Estanque Premezcla	PEDROLLO CPM 130	0.5	1	0.5	1	1	7	3.5	\$14,382	\$16
Agitador	Agitador Tecam Mixer modelo R2-015/93/63H600R-2,	1.5	1	1.5	2	1	7	21	\$43,146	\$99
Bomba Digestores - Envasado	PEDROLLO CPM 130	1.5	1	1.5	2	1	7	21	\$43,146	\$99
Caldera	Termo RHEEM* 114 L de gas licuado	0.1	1	0.1	24	30	315	756	\$2,876	\$3,553
<b>Total</b>								<b>904.4</b>	<b>\$322,157</b>	<b>\$4,251</b>

FUENTE: Elaboración propia.

# Anexo L

Flujo de caja de planta de 20.000 litros de FOFL.

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
<b>Ingresos</b>		\$8,820,000	\$8,820,000	\$8,820,000	\$8,820,000	\$8,820,000	\$8,820,000	\$8,820,000	\$8,820,000	\$8,820,000	\$8,820,000
<b>Valor de la Producción</b>											
<b>Costos Variables</b>											
Personal		-\$1,908,272	-\$1,908,272	-\$1,908,272	-\$1,908,272	-\$1,908,272	-\$1,908,272	-\$1,908,272	-\$1,908,272	-\$1,908,272	-\$1,908,272
Mantenimiento		-\$2,400,000	-\$2,496,000	-\$2,595,840	-\$2,699,674	-\$2,807,661	-\$2,919,967	-\$3,036,766	-\$3,158,236	-\$3,284,566	-\$3,415,948
Depreciación		-\$256,500	-\$256,500	-\$256,500	-\$256,500	-\$256,500	-\$256,500	-\$256,500	-\$256,500	-\$256,500	-\$256,500
Gastos de Administración		-\$513,000	-\$513,000	-\$513,000	-\$513,000	-\$513,000	-\$513,000	-\$513,000	-\$513,000	-\$513,000	-\$513,000
<b>Costo total de la Producción</b>		-\$5,090,644	-\$5,186,644	-\$5,286,484	-\$5,390,318	-\$5,498,305	-\$5,610,611	-\$5,727,410	-\$5,848,881	-\$5,975,210	-\$6,106,593
<b>Diferencia Ingresos y Costos de Producción</b>		\$3,729,356	\$3,633,356	\$3,533,516	\$3,429,682	\$3,321,695	\$3,209,389	\$3,092,590	\$2,971,119	\$2,844,790	\$2,713,407
Beneficios Financieros											
Intereses		-\$564,862	-\$529,420	-\$490,433	-\$447,548	-\$400,374	-\$348,482	-\$291,402	-\$228,613	-\$159,546	-\$83,572
<b>Costos Financieros</b>		-\$564,862	-\$529,420	-\$490,433	-\$447,548	-\$400,374	-\$348,482	-\$291,402	-\$228,613	-\$159,546	-\$83,572
Perdidas del ejercicio anterior		\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0
Utilidades antes del impuesto		\$3,164,493	\$3,103,936	\$3,043,083	\$2,982,135	\$2,921,322	\$2,860,907	\$2,801,188	\$2,742,506	\$2,685,244	\$2,629,836
Impuesto (19%)		\$601,254	\$589,748	\$578,186	\$566,606	\$555,051	\$543,572	\$532,226	\$521,076	\$510,196	\$499,669
<b>Utilidades despues del impuesto</b>		\$2,563,240	\$2,514,188	\$2,464,897	\$2,415,529	\$2,366,270	\$2,317,334	\$2,268,963	\$2,221,430	\$2,175,048	\$2,130,167
Depreciación		\$513,000	\$513,000	\$513,000	\$513,000	\$513,000	\$513,000	\$513,000	\$513,000	\$513,000	\$513,000
Perdidas del ejercicio anterior		\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0	\$0
<b>Flujo de caja operacional</b>		\$3,076,240	\$3,027,188	\$2,977,897	\$2,928,529	\$2,879,270	\$2,830,334	\$2,781,963	\$2,734,430	\$2,688,048	\$2,643,167
Inversión (Máquinas + Overhaul 20% VNR c/5 años)		-\$8,069,460									
Valor Residuo											
Capital de trabajo		-\$1,521,591									
Recuperación Capital de Trabajo											
Prestamo		\$5,648,622									
Amortización			-\$354,425	-\$389,868	-\$428,854	-\$471,740	-\$518,914	-\$570,805	-\$627,886	-\$690,674	-\$759,742
<b>Flujo de Capitales</b>		-\$3,942,429	-\$354,425	-\$389,868	-\$428,854	-\$471,740	-\$518,914	-\$570,805	-\$627,886	-\$690,674	-\$759,742
<b>Flujo de caja Neto</b>		-\$3,942,429	\$2,771,815	\$2,637,321	\$2,456,789	\$1,334,357	\$2,259,529	\$2,154,077	\$2,043,756	\$1,928,306	\$3,329,042

FUENTE: Elaboración propia.

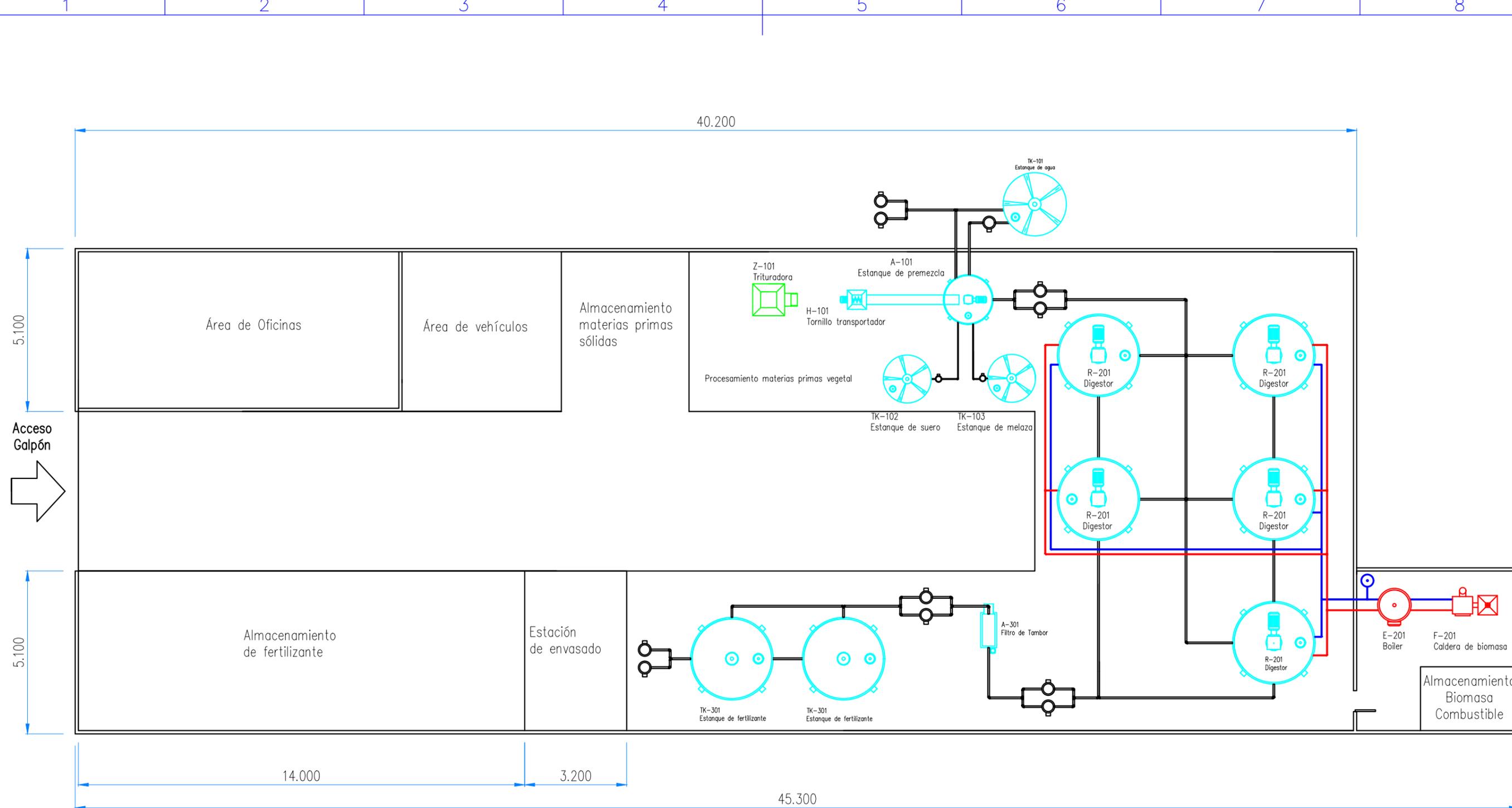
## Anexo M

Precio de fertilizante foliar en el mercado

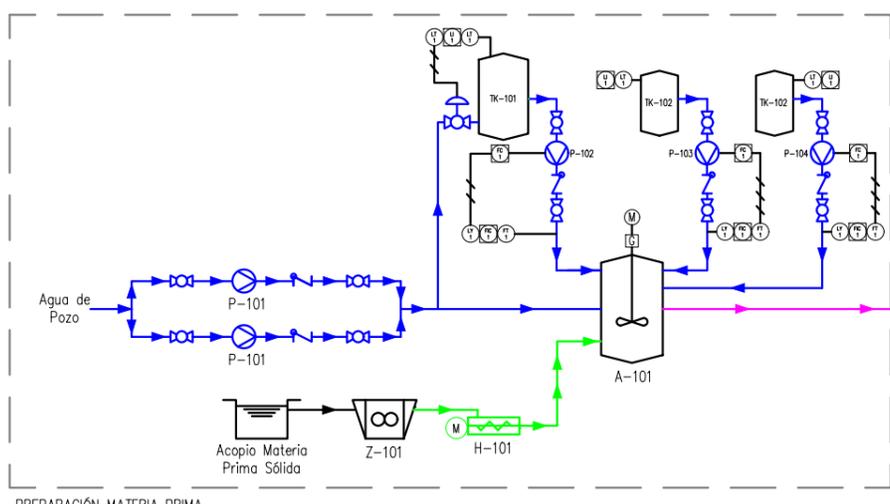
Producto	Aplicaciones	Cantidad [L/ha]	Cantidad Ciclo [L/ha]	Formato Venta [L]	Costo [\$]	Costo hectárea [\$/ha]	Distribuidora
Fartum foliar	6	4	24	20	\$99,019	\$118,823	CALS
Aminoterra	9	8	72	22	\$48,151	\$157,586	Copeval

FUENTE: Elaboración propia.

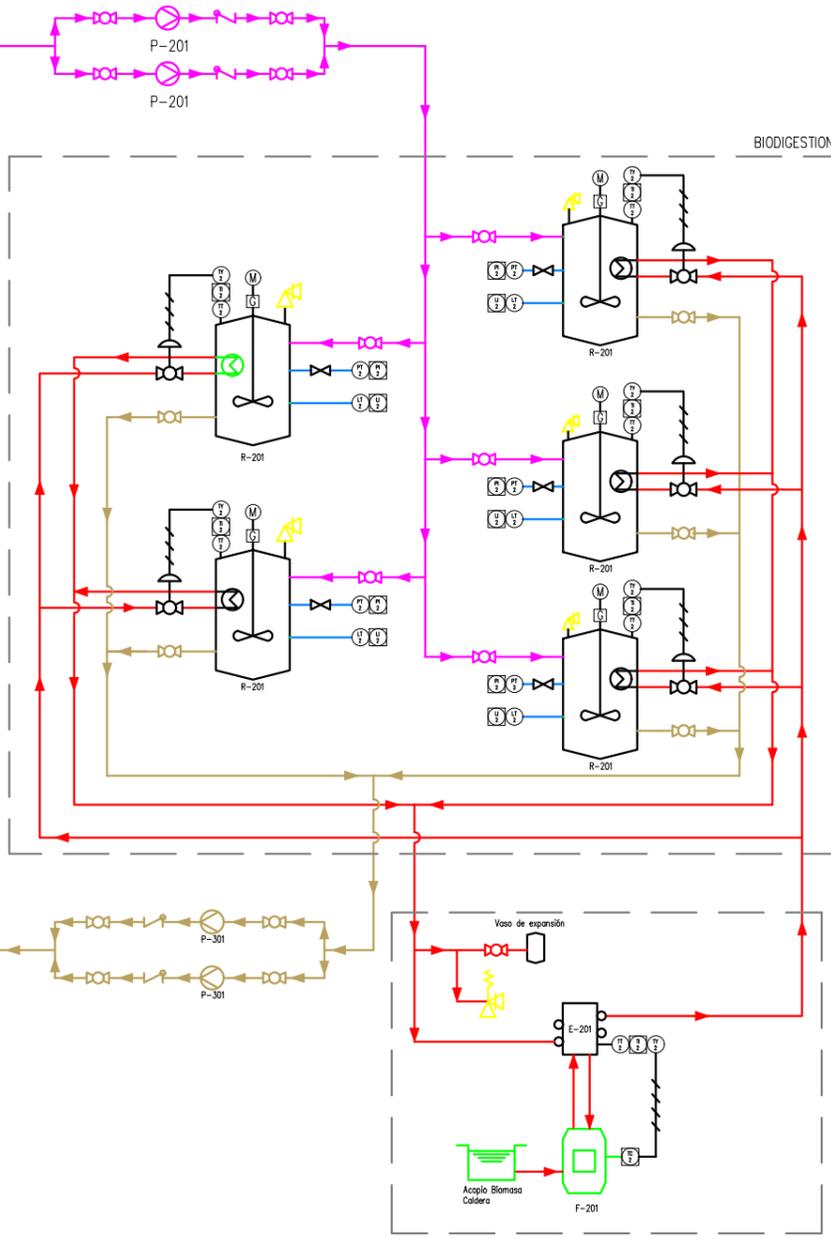
## **Anexo N**



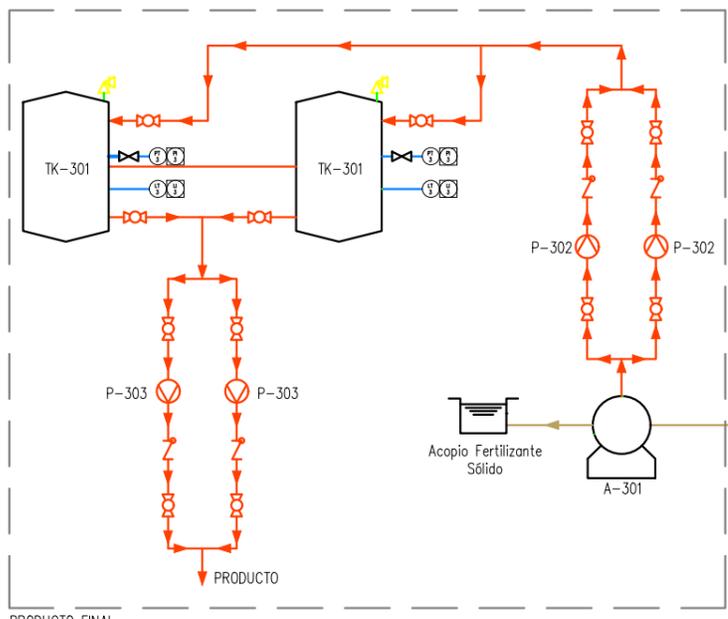
				PROYECTO:		
				PLANTA DE FERTILIZANTES ORGÁNICOS FERMENTADOS LÍQUIDOS		
				DESCRIPCION	Layout Planta 286.000 L de FOFL.	
				ESCALA:	CÓDIGO PROY:	LAMINA:
PROYECTO	ME		5/03/2018	S/esc.	DIMEC-FOFL-002	1 de 1
DIBUJO	ME		5/03/2018		PLANO N°	REV.
REVISO	LN		5/03/2018		DIMEC-FOFL-002-01	A
APROBO	LN		5/03/2018	FORMATO: A3		



PREPARACIÓN MATERIA PRIMA



BLOQUE AUXILIAR CALDERA



PRODUCTO FINAL

**Preparación Materia Prima**

P-101  
Bombas Agua de pozo  
P= 5,5 kW  
Q = 4,46 m<sup>3</sup>/h 31 m.c.a

P-102  
Bombas estanque de agua  
P= 1,5 kW  
Q = 4,46 m<sup>3</sup>/h 2,89 m.c.a

P-103  
Bombas estanque de melaza  
P= 0,5 kW  
Q = 0,31 m<sup>3</sup>/h 2,42 m.c.a

P-104  
Bombas estanque de suero  
P= 0,5 kW  
Q = 0,51 m<sup>3</sup>/h 2,53 m.c.a

Z-101  
Trituradora  
P= 1,1 kW  
Q = 120 Kg/h

H-101  
Tornillo Transportador  
P= 3 kW

**Biodigestión**

TK-101  
Estanque de Agua  
FRP  
10.000 L

TK-102  
Estanque de Melaza  
FRP  
2.000 L

TK-103  
Estanque de Suero  
FRP  
600 L

P-201  
Bombas premezcla-digestor  
P=2 kW  
Q=5,12 m<sup>3</sup>/h 9,68 m.c.a

A-101  
Estanque premezcla  
Estanque FRP 5.000 L  
Agitador 1 kW

R-201  
Digestor  
Estanque FRP 15.000 L  
Agitador 3 kW

**Bloque Auxiliar Caldera**

E-201  
Boiler  
1.5000 L

F-201  
Caldera de Biomasa  
46,4 kW

**Bloque Auxiliar Caldera**

P-303  
Bombas de envasado  
P= 1,5 kW Agitador 3 kW

TK-301  
Estanques de Fertilizante  
FRP  
15.000 L

P-302  
Bombas Filtro-Estanques  
Almacenamiento  
P= 2 kW  
Q = 4,82 m<sup>3</sup>/h 6,72 m.c.a

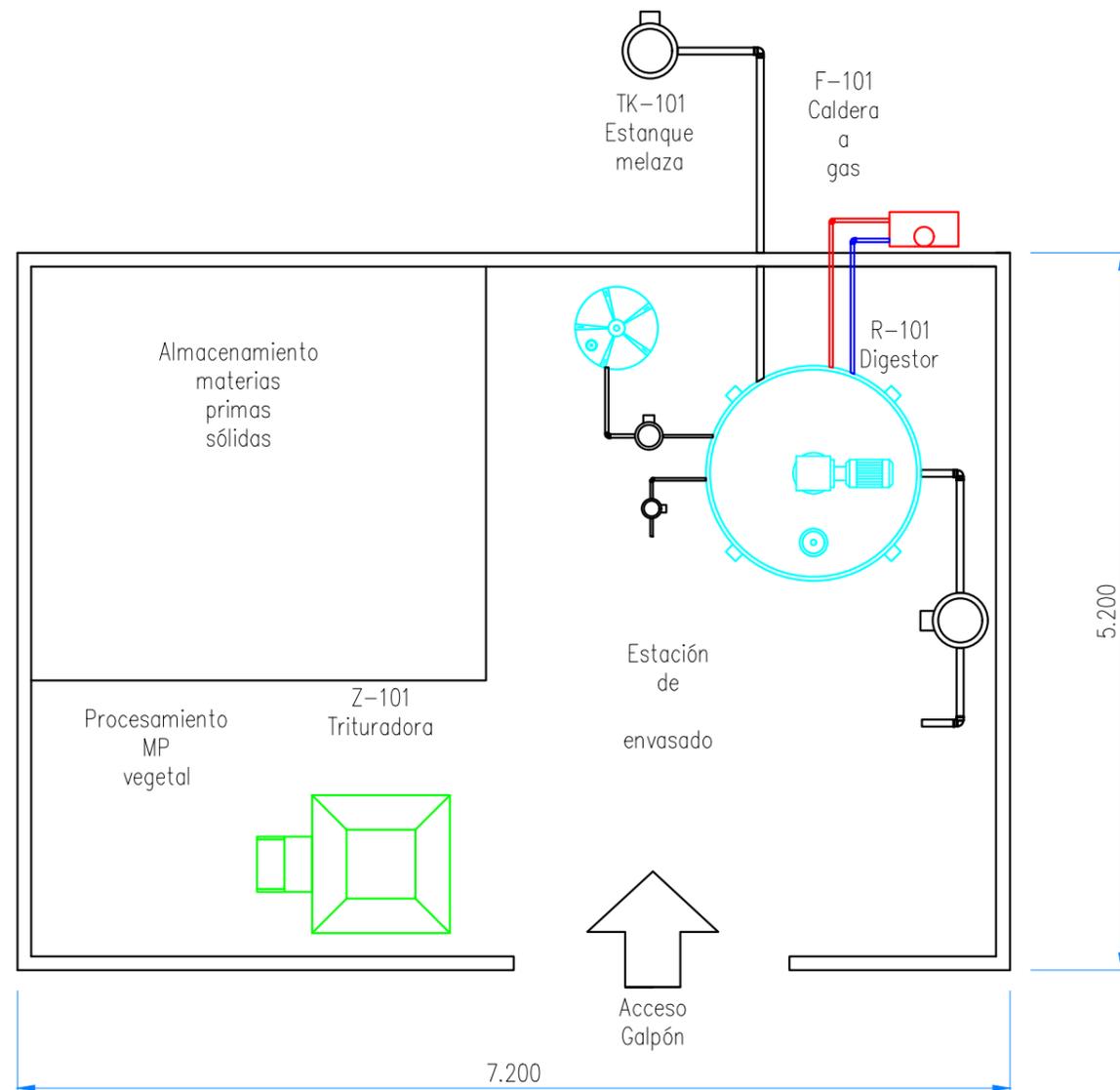
A-301  
Filtro de Tambor  
Q = 10 m<sup>3</sup>/h

P-301  
Bombas Digestor-Filtro  
P= 2 kW  
Q = 4,82 m<sup>3</sup>/h 5,93 m.c.a

**Simbología**

- Agua Fría
- Agua Caliente
- Material Sólido
- Gas
- Mezcla Materias Primas
- Digestivo
- Líquido Producto

				PROYECTO:		
				PLANTA DE FERTILIZANTES ORGÁNICOS FERMENTADOS LÍQUIDOS		
				DESCRIPCIÓN	Diagrama de Procesos e Instrumentación	
				Planta 286.000 L de FOFL.		
PROYECTO	ME		5/03/2018	ESCALA: S/esc.	CÓDIGO PROJ: DIMEC-FOFL-002	LAMINA: 1 DE 1
DIBUJO	ME		5/03/2018			
REVISO	LN		5/03/2018	FORMATO: A3		
APROBO	LN		5/03/2018			



				PROYECTO:		
				PLANTA DE FERTILIZANTES ORGÁNICOS FERMENTADOS LÍQUIDOS		
				DESCRIPCIÓN	Layout Planta 20.000 L de FOFL.	
				ESCALA:	CÓDIGO PROY:	LAMINA:
PROYECTO	ME		5/03/2018	S/esc	DIMEC-FOFL-003	1 de 1
DIBUJO	ME		5/03/2018		PLANO N°	REV.
REVISO	LN		5/03/2018		DIMEC-FOFL-003-01	A
APROBO	LN		5/03/2018	FORMATO:	A3	