



UNIVERSIDAD DE CHILE

FACULTAD DE CIENCIAS FÍSICAS Y MATEMÁTICAS

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA Y BIOTECNOLOGÍA

EVALUACIÓN TÉCNICA Y ECONÓMICA DE UNA PLANTA DE BIOGÁS PARA AUTOABASTECIMIENTO ENERGÉTICO: UNA ESTRATEGIA PARA DIFERENTES CONTEXTOS

**MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE
INGENIERO CIVIL EN BIOTECNOLOGÍA**

JUAN LUIS CARRASCO ALLENDES

PROFESOR GUÍA:

FELIPE DÍAZ ALVARADO

MIEMBROS DE LA COMISIÓN:

FRANCISCO GRACIA CAROCA

SEBASTIAN BARRIOS JULLIAN

SANTIAGO DE CHILE

2015

RESUMEN DE LA MEMORIA PARA OPTAR AL
TÍTULO DE: Ingeniero Civil en Biotecnología
POR: Juan Luis Carrasco Allendes
FECHA: MARZO 2015
PROFESOR GUÍA: Felipe Díaz Alvarado

EVALUACIÓN TÉCNICA Y ECONÓMICA DE UNA PLANTA DE BIOGÁS PARA AUTOABASTECIMIENTO ENERGÉTICO: UNA ESTRATEGIA PARA DIFERENTES CONTEXTOS

El trabajo de memoria de título consiste en la evaluación técnica y económica de una planta de producción de biogás producido para autoabastecimiento energético mediante cogeneración. El objetivo principal de este trabajo es evaluar un proyecto de biogás para abastecimiento energético en un contexto determinado. Siendo los objetivos específicos el estudiar el mercado chileno de generadores de residuos orgánicos y su potencial energético, identificar los contextos con potencial de producción de biogás, definir un contexto para la posterior evaluación del proyecto, decidir las especificaciones del producto a comercializar, desarrollar la ingeniería conceptual de la planta de producción de biogás, evaluar el proyecto y recomendar cambios para adaptar el proyecto a otros contextos.

Los contextos con potencial de producción de biogás se identifican principalmente como los agroindustriales, en donde existe disponibilidad de residuos. El caso base estudiado considera un flujo de estiércoles de cerdo de 14 toneladas por hora, lo que se traduce en una generación eléctrica de aproximadamente 1 [MW] y una generación térmica de 1,1 [MW]. Los resultados de la evaluación técnica y económica indican que el proyecto es factible en el caso base estudiado. Sin embargo, el análisis de sensibilidad que se lleva a cabo al proyecto de biogás indica que existen distintos factores de operación que afectan la rentabilidad, como lo es la logística de transporte.

El análisis preliminar del marco legal chileno indica que el tema de biocombustibles no está bien regulado. Además, el análisis realizado de las formas de financiamiento muestra que actualmente los fondos dispuestos son para proyectos de pre-inversión, más que para proyectos de inversión dura.

Además, en este estudio se realizan sugerencias para poder adaptar el proyecto a otros contextos las que tienen relación principalmente con la codigestión, la información de las características principales de la materia prima, la logística de transporte, los flujos de materia prima disponible, la venta de energía, el costo asociado a los equipos y los ingresos posibles por tratamiento de residuos o los costos por la compra de estos

Finalmente, la evaluación técnica y económica de una planta de biogás para autoabastecimiento energético realizada, permite conocer preliminarmente la rentabilidad de este tipo de proyectos. La crisis energética mundial ha sido una oportunidad que permite la evaluación de éste y otros tipos de proyectos relacionados en el sector privado, lo que impulsa una cultura hacia el manejo sustentable de la energía en el país.

Life is too short to do the things you don't love doing

Bruce Dickinson

AGRADECIMIENTOS

Quiero agradecer al profesor Felipe Díaz por todo el apoyo brindado a lo largo del desarrollo de este trabajo y de mi formación como profesional en la Universidad, muchas gracias por la sabiduría compartida. Además, agradecer a los funcionarios y académicos del Departamento de Ingeniería Química y Biotecnología por su trabajo dedicado a los estudiantes, en especial a Gina ¡grande Gina!

También, agradecer al equipo de trabajo del área de energía sustentable de Poch Ambiental, por su buena onda y el grato ambiente de trabajo. Gracias por todo el conocimiento compartido.

A mis compañeros de Universidad, agradecerles por ser tan buenas personas, amigos, profesionales y colegas. Ya no nos quedan años de Universidad, pero sí espero que muchos de amistad. Hay que seguir repitiendo las juntas no más.

A mis amigos de mi casa, agradecerles por el apoyo que siempre me han dado, la buena onda en todo y el relajo que me brindan. Gracias por ser los mejores amigos, con ustedes he aprendido muchísimo de la vida y eso nunca se olvida.

A mi hermanísima, Verito, gracias por todo lo que me ayudas, por los consejos y el apoyo que me brindas cada vez que me ves complicado, gracias por amarme y estar siempre ahí, aunque muchas veces falte el tiempo. Te amo polla.

A mis sobrinitas, Pía y Emilia, gracias por alegrarme todos los días y hacer de este mundo un lugar mucho más feliz. Las amo pollitas.

A mis papás, Juan y Verónica, sin ustedes no podría haber hecho nada de lo que he podido hacer en esta vida. Gracias por los valores que me han dado y el gran esfuerzo que han hecho. Gracias por todo, los retos, los abrazos, el apoyo, el amor y cariño que me han dado todos estos años, los amo y siempre lo haré.

Agradecer a mi compañera de vida y de todos estos años de Universidad, Fernanda, gracias por hacer mi vida un sueño, por apoyarme, aguantarme, ayudarme y amarme, te amo.

Finalmente, agradecer a Dios y a la vida por todas las oportunidades que he podido aprovechar. Gracias por poder tener una existencia feliz y plena.

TABLA DE CONTENIDO

1	INTRODUCCIÓN	1
1.1	Escasez de energía en Chile y el mundo.....	1
1.1.1	Situación actual.....	1
1.1.2	Futuro energético	2
2	PRESENTACIÓN Y OBJETIVOS DEL TRABAJO DE MEMORIA	3
2.1	La empresa.....	3
2.2	Trabajo de memoria.....	3
2.3	Objetivos	3
2.3.1	General.....	3
2.3.2	Específicos	3
2.4	Alcances.....	4
3	MARCO TEÓRICO.....	5
3.1	ERNC	5
3.2	Bioenergía	6
3.2.1	Tratamientos termoquímicos	7
3.2.1.1	Combustión directa	7
3.2.1.2	Pirólisis	7
3.2.1.3	Gasificación	8
3.2.2	Tratamientos químicos	8
3.2.3	Tratamientos bioquímicos	8
3.2.3.1	Fermentación Alcohólica.....	8
3.3	Digestión anaeróbica	9
3.3.1	Hidrólisis.....	9
3.3.2	Ácido-génesis.....	9
3.3.3	Aceto-génesis.....	10
3.3.4	Metano-génesis.....	10
3.3.5	Productos de la digestión anaeróbica.....	11
3.3.5.1	Biogás y su potencial en Chile.....	11
3.3.5.2	Bioabono.....	13
3.4	Proceso del biogás.....	13
3.4.1	Condiciones de operación	13
3.4.1.1	Materia Prima.....	13
3.4.1.2	pH.....	16
3.4.1.3	Temperatura	16

3.4.1.4	Tiempo de retención hidráulico, tiempo de retención de sólidos y velocidad de carga orgánica	17
3.4.1.5	Potencial RedOx	17
3.4.1.6	Sustancias inhibidoras y/o tóxicas para la metano-génesis	17
3.4.1.7	Agitación	18
3.4.2	Etapas	18
3.4.2.1	Alimentación y Pre-tratamiento	19
3.4.2.2	Digestión anaeróbica	20
3.4.2.3	Post-tratamiento.....	27
3.4.2.4	Usos energéticos	32
3.5	Indicadores de evaluación de proyectos.....	36
3.5.1	Retorno de la inversión (<i>Payback</i>).....	36
3.5.2	Valor actual neto (VAN).....	36
3.5.3	Tasa interna de retorno (TIR)	36
4	DEFINICIÓN DEL CONTEXTO	38
4.1	Materias primas	38
4.2	Alimentación y Pre-tratamiento.....	40
4.3	Digestión	41
4.4	Post-tratamiento	42
4.5	Uso energético.....	42
5	EVALUACIÓN TÉCNICA.....	44
5.1	Caso base.....	44
5.2	Diagramas de proceso	44
5.2.1	Diagrama de bloques	44
5.2.2	Diagrama de flujos.....	47
5.3	Balances de Masa y Energía.....	49
5.4	Dimensionamiento de los equipos.....	54
5.5	Distribución de equipos en planta y seguridad	55
6	EVALUACIÓN ECONÓMICA.....	58
6.1	Marco Legal y permisos.....	58
6.1.1	Marco legal ambiental	58
6.1.2	Marco legal en la producción y aprovechamiento del biogás	59

6.2	Modelo de negocios	60
6.2.1	Factores de éxito	61
6.2.2	Modelo Canvas.....	62
6.3	Formas de financiamiento	65
6.4	Análisis FODA.....	67
6.5	Costos de inversión (CAPEX).....	68
6.6	Costos Operacionales (OPEX)	69
6.7	Flujo de caja y análisis de sensibilidad	69
6.7.1	Caso Esperado.....	69
6.7.2	Análisis de sensibilidad	72
6.7.2.1	Utilización de una planta de compostaje.....	72
6.7.2.2	Variación del precio de energía eléctrica	73
6.7.2.3	Variación del precio de energía térmica.....	74
6.7.2.4	Variación del precio del abono.....	75
6.7.2.5	Variación en el ahorro de energía eléctrica	76
6.7.2.6	Variación en el ahorro de energía térmica	77
6.7.2.7	Variación en las horas de operación de la planta	78
6.7.2.8	Variación en la distancia de transporte	79
6.7.2.9	Variación en el costo de inversión del digestor	80
7	DISCUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	82
7.1.1	Recomendaciones para adaptar el proyecto a otros contextos.....	87
8	CONCLUSIONES	90
9	BIBLIOGRAFÍA	93
10	ANEXOS	105
10.1	Anexo A: Reacciones de la digestión anaeróbica	105
10.1.1	Anexo A.1: Ejemplos de reacciones de la acido-génesis	105
10.1.2	Anexo A.2: Reacciones de la aceto-génesis	106
10.1.3	Anexo A.3: Reacciones de la metano-génesis	106
10.2	Anexo B: Condiciones de operación	107
10.2.1	Anexo B.1: Composiciones de nutrientes en materias primas	107
10.2.2	Anexo B.2: Porcentaje de sólidos totales de distintas materias primas	108
10.3	Anexo C: Comparación tecnologías de pre-tratamiento.....	109
10.4	Anexo D: Descripción flujos del proceso.....	110
10.5	Anexo E: Características fisicoquímicas estiércol bovino y avícola	113

10.6	Anexo F: Ejemplos de cálculo de Balances de masa y energía	115
10.7	Anexo G: Dimensionamiento de equipos	116
10.7.1	Anexo G.1: Tanque de almacenamiento (TK-001)	116
10.7.2	Anexo G.2: Molino de martillos (MILL-001)	117
10.7.3	Anexo G.3: Tornillo sin fin (SCY-001).....	118
10.7.4	Anexo G.4: Tanque de mezcla (MIX-001)	121
10.7.5	Anexo G.5: Pasteurizador (PTZ-001)	124
10.7.5.1	Anexo G.5.1: Cálculo coeficiente de transferencia de calor global para intercambiador de precalentamiento/enfriamiento	126
10.7.5.2	Anexo G.5.2: Cálculo coeficiente de transferencia de calor global para intercambiador de calentamiento	130
10.7.5.3	Anexo G.5.3: Cálculo del área de transferencia de los intercambiadores 131	
10.7.6	Anexo G.6: Digestor (DIG-001)	132
10.7.6.1	Anexo G.6.1: Método de Chen y Hashimoto [82, 83]	133
10.7.6.2	Anexo G.6.2: Cálculo del volumen del digestor	136
10.7.6.3	Anexo G.6.3: Cálculo de la agitación en el estanque	140
10.7.6.4	Anexo G.6.4: Cálculo de pérdidas de calor y temperatura del flujo de entrada al digestor	142
10.7.7	Anexo G.7: Filtro (SSL-021)	145
10.7.8	Anexo G.8: Gasómetro (GAS-011).....	147
10.7.9	Anexo G.9: Torres de absorción (ABS-011) y desorción (DES-011)	148
10.7.9.1	Anexo G.9.1: Cálculo del número de etapas para Absorción	150
10.7.9.2	Anexo G.9.2: Cálculo del número de etapas para Desorción	153
10.7.9.3	Anexo G.9.3: Cálculo de la altura y el diámetro de las torres	156
10.7.10	Anexo G.10: Enfriador (CHL-011).....	157
10.7.11	Anexo G.11: Equipos de cogeneración (CHP-011) y caldera de recuperación de calor (CAL-011).....	163
10.8	Anexo H: Detalle CAPEX	167
10.8.1	Anexo H.1: Ejemplo de cálculo costo primario equipamiento según <i>Couper et al.</i> 169	
10.8.2	Anexo H.2: Ejemplo de cálculo costo primario equipamiento según <i>Zomosa, Abdón.</i> 169	
10.8.3	Anexo H.3: Equipos cotizados.....	170
10.8.4	Anexo H.4: Estimación costo área general.....	171
10.8.5	Anexo H.5: Estimación CAPEX	172
10.9	Anexo I: Detalle OPEX	174
10.9.1	Anexo I.1: Cálculo energía autoconsumida y costos	176
10.9.1.1	Anexo I.1.1: Energía eléctrica	176
10.9.1.2	Anexo I.1.2: Energía térmica	178
10.9.2	Anexo I.2: Cálculo Agua y Glicol requerido	178
10.9.3	Anexo I.3: Cálculo del costo de transporte	179
10.10	Anexo J: Flujo de caja	181

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 3-1: Estado de los proyectos de ERNC en Chile a Abril de 2014 [9].	6
Tabla 3-2: Características usuales del biogás [13].	12
Tabla 3-3: Clasificación de sustratos [13].	14
Tabla 3-4: Producción y composición teórica del biogás según el compuesto orgánico a degradar [13].	14
Tabla 3-5: Rendimiento y composición del biogás según la biomasa a degradar (continúa en la siguiente página) [17].	15
Tabla 3-6: condiciones de temperatura para la digestión anaeróbica [13].	16
Tabla 3-7: Tiempos de retención recomendados en función de la temperatura [18].	17
Tabla 3-8: Concentraciones de compuestos inhibidores del proceso [13, 15]	18
Tabla 3-9: Comparación de los reactores UASB, EGSB e IC con una alimentación de 125 [m ³ /h] y con un valor de 5 [kgDQO/m ³] [15].	26
Tabla 3-10: Características de algunos procesos de absorción [23, 24].	28
Tabla 3-11: Comparación entre los procesos de biológicos de post-tratamiento [23].	31
Tabla 3-12: Características sistemas de cogeneración (continúa en la siguiente página) [28].	34
Tabla 3-13: Resumen de las características energéticas de cada tecnología de aprovechamiento energético de la biomasa [10, 12]	35
Tabla 4-1: Comparación entre los distintos pre-tratamientos [19, 20].	40
Tabla 4-2: % de sólidos totales recomendados para cada tipo de reactor [20, 33, 34]	41
Tabla 5-1: Descripción de las etapas del diagrama de bloques del proceso (continúa en la siguiente página).	45
Tabla 5-2: Descripción de los equipos presentes en la Figura 5-2.	48
Tabla 5-3: Características de la biomasa a digerir [13, 39, 40, 41, 42].	49
Tabla 5-4: Resultados balances de masa y energía para los flujos principales. Caso base de 14.000 kg/h de purines de cerdo.	50
Tabla 5-5: Continuación de los resultados balances de masa y energía para los flujos principales.	51
Tabla 5-6: Continuación de los resultados balances de masa y energía para los flujos principales (continúa en la siguiente página).	51
Tabla 5-7: Resultados balances de masa y energía para los servicios. Caso base de 14.000 kg/h de purines de cerdo.	52
Tabla 5-8: Continuación de los resultados balances de masa y energía para los servicios	53
Tabla 5-9: Dimensiones de los equipos del proceso para el caso base estudiado.	54
Tabla 6-1: Resumen de la revisión de normativa aplicable a procesos de biogás según el estudio realizado por Gamma Ingenieros (continúa en la siguiente página) [35].	59
Tabla 6-2: Características escenario esperado para la evaluación económica.	70
Tabla 6-3: Indicadores económicos para el proyecto de biogás en el caso base estudiado.	72
Tabla 6-4: Indicadores económicos para el proyecto de biogás en utilizando una planta de compostaje.	73
Tabla 6-5: Indicadores económicos para el proyecto de biogás variando el precio de la energía eléctrica. En verde se muestra el resultado del flujo de caja realista.	73
Tabla 6-6: Indicadores económicos para el proyecto de biogás variando el precio de la energía térmica. En verde se muestra el resultado del flujo de caja realista.	74

Tabla 6-7: Indicadores económicos para el proyecto de biogás variando el precio del abono. En verde se muestra el resultado del flujo de caja realista.....	75
Tabla 6-8: Indicadores económicos para el proyecto de biogás variando uso de la energía eléctrica generada. En verde se muestra el resultado del flujo de caja realista.	76
Tabla 6-9: Indicadores económicos para el proyecto de biogás variando uso de la energía térmica generada. En verde se muestra el resultado del flujo de caja realista..	77
Tabla 6-10: Indicadores económicos para el proyecto de biogás variando las horas de operación de la planta. En verde se muestra el resultado del flujo de caja realista.	78
Tabla 6-11: Indicadores económicos para el proyecto de biogás variando la distancia de transporte de materia prima. En verde se muestra el resultado del flujo de caja realista.	80
Tabla 6-12: Indicadores económicos para el proyecto de biogás variando el costo de inversión del digestor. En verde se muestra el resultado del flujo de caja realista.....	80
Tabla 10-1: Reacciones de aceto-génesis [15].	106
Tabla 10-2 Reacciones de la metano-génesis [15].	106
Tabla 10-3: Rango de niveles de nutrientes de diversos tipos de biomásas [13].	107
Tabla 10-4: Porcentaje de sólidos totales de distintas materias primas [13].	108
Tabla 10-5: Comparación entre las distintas tecnologías de pre-tratamiento [19].	109
Tabla 10-6: Descripción de los flujos principales de la Figura 5-2.....	110
Tabla 10-7: Descripción de los flujos de servicios de la Figura 5-2.....	111
Tabla 10-8: Características supuestas para el estiércol bovino [13, 39, 40, 41, 42].....	113
Tabla 10-9: Características supuestas para el estiércol avícola [13, 39, 40, 41, 42]....	114
Tabla 10-10: Características de molinos de martillo marca Stedman™ [72].	118
Tabla 10-11: Datos y cálculo de las revoluciones por minuto de un tornillo sin fin con 45% de carga.	120
Tabla 10-12: Tabla de valores de F_0 según la suma de potencias.	121
Tabla 10-13: características geométricas del intercambiador de placas [77].	127
Tabla 10-14: flujos involucrados en el lado frío y velocidad para 1 canal.....	128
Tabla 10-15: resultado de los valores de los números adimensionales para el lado frío.	129
Tabla 10-16: resultado de los valores de los números adimensionales para el lado caliente.	130
Tabla 10-17: resumen del resultado del cálculo de h para el lado frío, en el intercambiador de calentamiento.	131
Tabla 10-18: Resumen de las condiciones de operación típicas para la digestión anaeróbica [13, 15].	133
Tabla 10-19: Resultado del cálculo de los moles de entrada al digestor.....	138
Tabla 10-20: resultados del cálculo de la composición mol/mol y peso/peso del biogás.	138
Tabla 10-21: Composición en %p/p del biogás seco considerando nitrógeno e hidrógeno.	139
Tabla 10-22: Composición del biogás seco en flujos másicos y volumétricos.	139
Tabla 10-23: Composición del biogás húmedo en flujos másicos y volumétricos.	139
Tabla 10-24: Características geométricas del digestor.	140
Tabla 10-25: Datos para el cálculo de los números adimensionales por el lado externo al tanque [94, 96].	144
Tabla 10-26: resultados números adimensionales para el lado del aire.....	144

Tabla 10-27: Datos para el cálculo del área de filtrado.	147
Tabla 10-28: Composición del flujo de entrada al absorbedor.....	150
Tabla 10-29: Resultados para el cálculo de las constantes de equilibrio del absorbedor.	151
Tabla 10-30: Resultados para el factor de absorción suponiendo el flujo de líquido (continúa en la siguiente página).....	151
Tabla 10-31: Resultados de los flujos de salida del absorbedor.	153
Tabla 10-32: Resultados para el cálculo de las constantes de equilibrio del desorbedor.	153
Tabla 10-33: Resultados para el factor de desorción suponiendo el flujo de aire.	154
Tabla 10-34: Resultados del flujo de salida de aire del desorbedor.	156
Tabla 10-35: Datos para el cálculo del diámetro de las torres.....	157
Tabla 10-36: Coeficientes para el cálculo del calor específico de los gases en [kJ/kmol K] [103].	158
Tabla 10-37: Coeficientes para el cálculo del calor específico del ácido sulfhídrico [cal/mol K] [104].	158
Tabla 10-38: Resultados para el cálculo del calor necesario para enfriar los gases. ...	158
Tabla 10-39: Flujos involucrados en el intercambio de calor en el enfriador [78].	160
Tabla 10-40: Dimensiones tubos en el caso del glicol pasando por la carcasa.	160
Tabla 10-41: Dimensiones para de la carcasa para el caso con el biogás en los tubos.	161
Tabla 10-42: Resultados para el caso en donde el biogás pasa por la carcasa [105].	161
Tabla 10-43: Propiedades del glicol [107].	161
Tabla 10-44: Propiedades del biogás [65].	162
Tabla 10-45: Resultados para el cálculo del factor de corrección.	163
Tabla 10-46: Características del gas a utilizar en el equipo de cogeneración [111].	164
Tabla 10-47: Eficiencias promedio de conversión de energía en motores de combustión interna y turbinas a gas [109].	165
Tabla 10-48: Distribución de la generación de energía para el motor de combustión interna.	165
Tabla 10-49: Estimación de los costos de inversión de los equipos [55, 56].	167
Tabla 10-50: Continuación de la estimación de los costos de inversión de los equipos [55, 56].	168
Tabla 10-51: Estimación de costos del área general, correspondiente al edificio administrativo de control [54].	171
Tabla 10-52: Detalle de los costos de inversión para el caso base estudiado [53, 54].	172
Tabla 10-53: Detalle de la inversión en obras civiles.	173
Tabla 10-54: Detalle de los costos operacionales considerados en el proyecto.	174
Tabla 10-55: Características del proceso utilizadas para el cálculo del OPEX.	176
Tabla 10-56: Tarifas históricas AT.3 Chilectra S.A [58].	177
Tabla 10-57: Flujos de agua en utilizados en el proceso.	178
Tabla 10-58: Costos de transporte para un camión	179
Tabla 10-59: Ejemplo de cálculo del costo de transporte para una distancia de transporte de 10 [km]	180
Tabla 10-60: Flujo de caja caso base esperado.....	181
Tabla 10-61: Cálculo del préstamo necesario para el caso base estudiado.	182
Tabla 10-62: Flujos para el financiamiento del proyecto, años 0 a 7.....	182
Tabla 10-63: Flujos para el financiamiento del proyecto, años 8 a 15.....	182

Tabla 10-64: Depreciaciones para la planta de producción de biogás [119].	183
Tabla 10-65: Flujo de depreciaciones y reinversiones anuales, años 1 a 7.	183
Tabla 10-66: Flujo de depreciaciones y reinversiones anuales, años 7 a 15.	183
Tabla 10-67: Depreciación total, valor libro, número de reinversiones y valor residual de los bienes.	184

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1-1: Distribución de la capacidad instalada según su fuente de energía en Chile [4].	1
Figura 1-2: Demanda energética proyectada al año 2030 [3].	2
Figura 3-1: Distribución de la generación de energía eléctrica con tecnologías que usan fuentes renovables, en Abril de 2014 [9].	6
Figura 3-2: Esquema de los tratamientos utilizados para obtener energía a partir de biomasa [11].	7
Figura 3-3: Esquema simplificado de la fermentación de glucosa en etanol [13].	9
Figura 3-4: Esquema simplificado de la digestión anaeróbica [13].	11
Figura 3-5: Resumen del potencial de producción de biogás a partir de diferentes biomasa en Chile [16].	12
Figura 3-6: Esquema de las etapas de producción de biogás.	19
Figura 3-7: Esquema de la configuración del reactor de mezcla completa. Se muestran los diseños con reciclo (derecha) y sin reciclo (izquierda) [13].	21
Figura 3-8: Esquema de la configuración del reactor de tipo indio [13].	22
Figura 3-9: Esquema de la configuración del reactor de tipo Chino [13].	22
Figura 3-10: Esquema del proceso anaeróbico de contacto (PAC) [13].	23
Figura 3-11: Esquema de las configuraciones de los reactores de lecho fijo [13].	24
Figura 3-12: Esquema de las configuraciones de los reactores UASB, EGSB e IC [15].	25
Figura 3-13: Esquema de las 4 etapas de la operación de un reactor tipo batch [13].	27
Figura 3-14: Esquema de un biofiltro de lecho fijo. Modificado desde [25].	30
Figura 3-15: Esquema de un biofiltro de lecho escurrido. Modificado desde [25].	30
Figura 3-16: Esquema de un lavador con reactor biológico. Modificado desde [25].	31
Figura 3-17: Esquema de la distribución de la energía en un sistema CHP [26].	33
Figura 3-18: Esquema del funcionamiento de un sistema CHP [27].	33
Figura 5-1: Diagrama de bloques del proceso. A la izquierda se indica la legenda para cada uno de los colores utilizados.	45
Figura 5-2: Diagrama de flujos del proceso.	47
Figura 5-3: Distribución de equipos en planta. Se utilizan líneas sólidas para demarcar áreas y doble líneas para demarcar edificaciones, además las distancias entre etapas se muestran proporcionales a las distancias mínimas exigidas.	55
Figura 6-1: Análisis FODA del proyecto.	68
Figura 6-2: Valor actual neto según el precio de la energía eléctrica.	74
Figura 6-3: Valor actual neto según el precio de la energía térmica.	75
Figura 6-4: Valor actual neto según el precio del abono.	76
Figura 6-5: Valor actual neto según el uso de la energía eléctrica generada.	77
Figura 6-6: Valor actual neto según el uso de la energía térmica generada.	78
Figura 6-7: Valor actual neto según la operación en horas disponibles.	79

Figura 6-8: Valor actual neto según el costo de inversión del digestor.	81
Figura 10-1: Degradación del piruvato en la acido génesis.....	105
Figura 10-2: Degradación del ácido acético en la acido-génesis.	105
Figura 10-3: Representación del tanque de almacenamiento en el diagrama de flujos.	116
Figura 10-4: Representación del molino de martillos en el diagrama de flujos.	117
Figura 10-5: Representación del tornillo sin fin en el diagrama de flujos.	118
Figura 10-6: Representación del tanque de mezcla en el diagrama de flujos.	122
Figura 10-7: Número de potencia para turbina Rushton. En rojo se indica el valor del número de potencia [75].....	123
Figura 10-8: Representación del pasteurizador en el diagrama de flujos. El flujo en rojo es ST-1 (vapor saturado) y el flujo en azul es W-PTZ (agua saturada).....	124
Figura 10-9: Configuración equipo de pasteurización. Las flechas indican la dirección del flujo.	125
Figura 10-10: Características geométricas del intercambiador de calor de placas [77].	127
Figura 10-11: Representación del digestor en el diagrama de flujos.....	132
Figura 10-12: Número de potencia para impulsor de hélice marina. En rojo se indica el valor del número de potencia [75].	141
Figura 10-13: Representación del filtro en el diagrama de flujos.....	145
Figura 10-14: Gráfico del logaritmo de alfa versus el logaritmo de la caída de presión [98].	146
Figura 10-15: Representación del gasómetro en el diagrama de flujos.	147
Figura 10-16: Representación de las torres de absorción y desorción el diagrama de flujos.....	148
Figura 10-17: Configuración de la columna de absorción o desorción.....	149
Figura 10-18: Número de etapas según el flujo de agua de absorción.	152
Figura 10-19: Número de etapas según el flujo de aire para desorber.	155
Figura 10-20: Representación del enfriador en el diagrama de flujos.	157
Figura 10-21: Geometría arreglo cuadrado de tubos [105].	159
Figura 10-22: Representación de los equipos en el diagrama de flujos.	164
Figura 10-23: Costo de la torre por etapa según el diámetro del equipo [56].....	170
Figura 10-24: Costo cotizado para el gasómetro de doble membrana de PVC.....	171

1 Introducción

El siguiente trabajo presenta el desarrollo de la evaluación técnica y económica de un proyecto de producción de biogás para autoabastecimiento energético. El estudio, encargado por Poch Ambiental S.A., será utilizado como guía para la posterior evaluación de proyectos de este tipo y se encuentra dentro del marco del trabajo para optar al título de Ingeniero Civil en Biotecnología. A modo de introducción, se presenta el contexto energético chileno actual y sus futuras proyecciones.

1.1 Escasez de energía en Chile y el mundo

El consumo energético mundial se ha duplicado en los últimos 25 años. El 70% del aumento estimado para los próximos 25 años tiene origen en los países en desarrollo debido principalmente a la globalización, el aumento de la población y el crecimiento económico. Además, el consumo de combustibles fósiles ya no se hace sostenible debido a su pronto agotamiento, el aumento de su precio y a los estragos que ha causado en el ambiente [1].

Chile ha sido durante años un país en vías de desarrollo siendo ocupando el puesto N° 40 a nivel mundial en el índice de desarrollo humano [2]. El país ha alcanzado un crecimiento sistemático de su economía y de hecho su tasa de crecimiento entre 1986 y 2010 ha sido de 5,4%. Alcanzar el desarrollo en las próximas décadas conlleva distintos desafíos entre los que se encuentra el suministro energético, ya que a medida que el país crece, también lo hace su demanda energética [3].

1.1.1 Situación actual

En Chile, existen distintos 3 sistemas de distribución eléctrica: el Sistema Interconectado del Norte Grande (SING), el Sistema Interconectado Central (SIC) y los Sistemas medianos de Aysén y Magallanes, éste último con capacidad menor al 1% del total país. La capacidad total instalada entre el SIC y SING, es de 19.418,8 [MW] al mes de junio de 2014 correspondiendo el primero al 75,8% y el segundo al 24,2% del total. En la Figura 1-1 se puede observar la distribución de la capacidad instalada según la fuente de energía [4]:

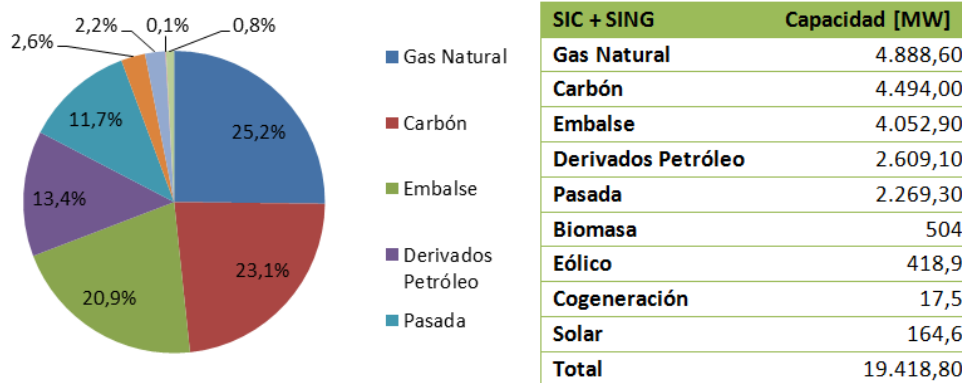


Figura 1-1: Distribución de la capacidad instalada según su fuente de energía en Chile [4].

1.1.2 Futuro energético

La proyección de demanda energética en Chile se puede observar en la siguiente figura:

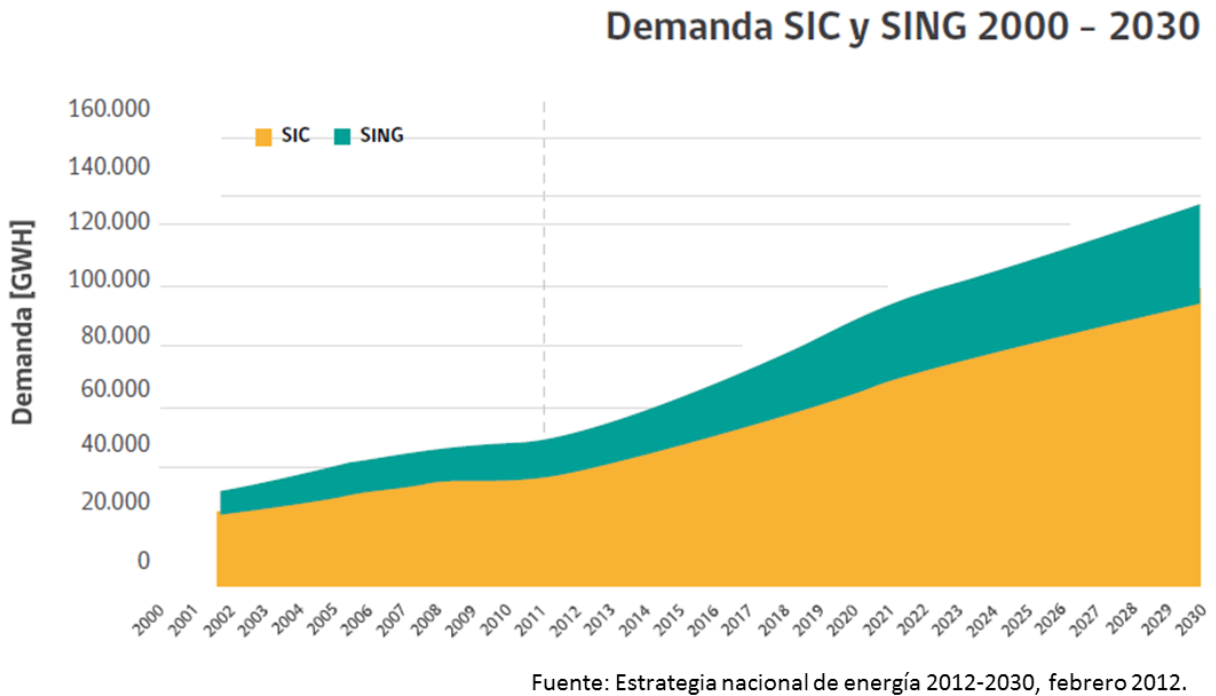


Figura 1-2: Demanda energética proyectada al año 2030 [3].

Teniendo como año base el 2011, se estima que la demanda aumentará en un 300% al año 2030. Estos requerimientos de energía han impulsado al Estado Chileno a generar la Estrategia Nacional de Energía 2012-2030, que se basa en la sustentabilidad y eficiencia energética. Dentro del programa se contempla una mayor rigurosidad en las normas ambientales para instalación de centrales termoeléctricas, el fomento a la realización de proyectos que utilicen el recurso hídrico y un impulso sostenido al desarrollo de Energías Renovables No Convencionales (ERNC), sin prescindir del uso de combustibles fósiles [3]. Además, en la actualidad, debido a la crisis energética que afecta al país, se trabaja en una agenda energética que incluye una política a largo para el año 2050, la que utiliza fundamentalmente las ERNC como base del proyecto [5].

2 Presentación y objetivos del trabajo de memoria

2.1 La empresa

Poch Ambiental S.A. pertenece al grupo de empresas Poch, dedicada al rubro de consultorías en distintas disciplinas y fases de desarrollo de la ingeniería, administración de proyectos y supervisión, control de obras y además de consultorías en temas de gestión, legales, de capacitación y ambientales, siendo su misión siempre el asumir los proyectos de sus clientes como si fueran propios, destinándoles los mejores recursos para agregarles valor.

Como su nombre lo indica, Poch Ambiental está dedicada a las consultorías de temas ambientales, con más de 11 años de experiencia en Gestión Ambiental, Ingeniería Ambiental, Recursos Naturales, Cambio Climático, Auditorías Ambientales y Mecanismos de Desarrollo Limpio. La organización ha participado en la evaluación completa de más de 300 proyectos medioambientales con una tasa de aprobación del 95% permitiendo una disminución estimada 7.9 millones de toneladas de CO₂ hasta el año 2012 [6].

2.2 Trabajo de memoria

El trabajo de memoria de título consiste en la evaluación técnica y económica de una planta de producción de biogás que utilice éste para el abastecimiento energético. Esta evaluación será utilizada por Poch Ambiental S.A. para la evaluación de otros proyectos que contemplen la producción de biogás como recurso energético.

2.3 Objetivos

Los objetivos planteados para el trabajo de memoria de título son:

2.3.1 General

Evaluar un proyecto de biogás para abastecimiento energético en un contexto determinado.

2.3.2 Específicos

- Estudiar el mercado chileno de generadores de residuos orgánicos y su potencial energético.
- Identificar los contextos con potencial de producción de biogás.
- Definir un contexto para la posterior evaluación del proyecto.
- Decidir las especificaciones del producto a comercializar.
- Desarrollar la ingeniería conceptual de la planta de producción de biogás.
- Evaluar el proyecto.
- Recomendar cambios para adaptar el proyecto a otros contextos.

2.4 Alcances

El estudio encargado comienza con una recopilación de información del mercado chileno y su potencial energético, además del estudio acerca de las tecnologías de producción del biogás.

El trabajo también incluye la identificación de contextos que posean potencial para la producción de biogás, ya que se hace necesaria la elección de uno para realizar la evaluación técnica y económica.

Además, se requiere de un instrumento que permita el cálculo ágil de la evaluación de proyectos relacionados con biogás, a nivel de ingeniería conceptual. Por esto se propone la generación de un producto que calcule los principales indicadores en la evaluación de proyectos (tiempo de retorno de la inversión, valor actual neto, VAN y tasa interna de retorno, TIR) en un contexto determinado.

Luego de la elección del contexto, según criterios definidos en el estudio se procede a la evaluación de una planta de biogás con la confección simultánea de una herramienta de cálculo en Microsoft Excel®.

Finalmente, se realizan recomendaciones para adaptar el proyecto y el uso de la herramienta a otros contextos que difieran del elegido.

3 Marco Teórico

En las siguientes páginas se hace una revisión de las distintas alternativas energéticas sustentables. Luego se enfoca la descripción en la bioenergía, el biogás, y las distintas alternativas tecnológicas existentes para su producción. Finalmente, se hace referencia a los indicadores de evaluación de proyectos con los que se realizará la evaluación técnica y económica de una planta de biogás.

3.1 ERNC

Una definición de las energías renovables no convencionales (ERNC) podría ser la dada por el TREIA (*Texas Renewable Energy Industries Association*), que se refiere a las ellas como *“cualquier energía que es regenerada en un corto periodo de tiempo y obtenida directamente del Sol (como termal, fotoquímica o fotoeléctrica), indirectamente del Sol (como el viento, hidroeléctrica, energía fotosintética obtenida de la biomasa) o por algún otro movimiento natural y mecanismos del ambiente (como geotérmica o de mareas). Las energías renovables no incluyen las derivadas de combustibles fósiles, de desechos de combustibles fósiles o de desechos de origen inorgánico”* [7].

Las energías renovables se pueden distinguir principalmente por su fuente de obtención como sigue [8]:

- **Energía Solar:** la energía proveniente del Sol como luz y calor puede ser aprovechada mediante la utilización de paneles fotovoltaicos, que la convierten en energía eléctrica, y de tecnologías termosolares, que aprovechan el calor ya sea para generación eléctrica o uso en calefacción.
- **Energía Hidráulica:** el agua se ha utilizado como fuente de energía mecánica. En la actualidad se utiliza la energía cinética de distintos ríos para transformarla en electricidad (hidroeléctricas pasada) y también la energía potencial de embalses con el mismo fin (hidroeléctricas de embalse).
- **Energía Eólica:** la energía del movimiento del viento es aprovechada con molinos que son impulsados y pueden convertir este movimiento en electricidad.
- **Energía Geotérmica:** este tipo de energía proviene del calor encerrado desde el centro de la Tierra, la que calienta rocas y agua hasta aproximadamente los 370 [°C]. Este calor emerge de las profundidades de la Tierra y puede ser aprovechado en la generación eléctrica y calefacción
- **Bioenergía:** es la energía proveniente de los enlaces químicos de la materia orgánica. Puede ser provechada para generar energía eléctrica y térmica.

En Chile, las energías renovables no convencionales han sido poco desarrolladas, siendo el recurso hídrico el que mayormente ha sido aprovechado. Cabe destacar que los grandes proyectos hidroeléctricos no han sido considerados como renovables en las estadísticas nacionales por ser proyectos convencionales.

La capacidad instalada de ERNC es de 1.589 [MW] al mes de abril de 2014 representando un 8,35% del total de la matriz. De estos proyectos 36% corresponden a proyectos eólicos (572 MW), 29% de centrales a biomasa (461 MW), 21% mini

hidráulicos (337 MW), 11% solar (176,4 MW) y 2,7 % a Biogás (43 MW). En la Tabla 3-1 se puede observar el estado de los proyectos de energías renovables en Chile [9].

Tabla 3-1: Estado de los proyectos de ERNC en Chile a Abril de 2014 [9].

Estado	En operación [MW]	En construcción [MW]	Estudios ambientales aprobados [MW]	En evaluación [MW]
Energía de la Biomasa	461	0	74	66
Energía del Biogás	43	0	1	0
Energía Eólica	571	520	4.337	1.664
Energía Mini-Hidráulica	338	85	270	202
Energía Solar-PV	176	170	5.490	3.539
Energía Solar-CSP	0	100	760	100
Energía Geotérmica	0	0	120	0
Total	1.589	875	11.052	5.571

La generación de energía renovable al mes de abril de 2014 alcanzó los 427 [GWh] equivalente al 7,62 % de la inyección total a los sistemas. A continuación, se presenta la distribución de la generación de ERNC en Chile [9]:

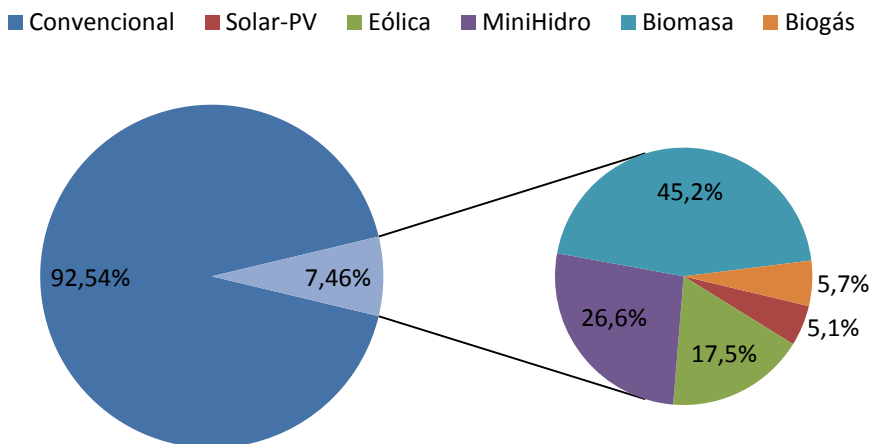


Figura 3-1: Distribución de la generación de energía eléctrica con tecnologías que usan fuentes renovables, en Abril de 2014 [9].

3.2 Bioenergía

La biomasa se puede entender como la materia orgánica procedente de algún tipo de organismo o de la transformación natural o artificial de la misma. Así, la energía de la biomasa también llamada bioenergía, se define como la energía que se puede obtener de ésta mediante algún tipo de procesamiento [10]. Los procesos bioenergéticos se clasifican en tres grupos según su fuente de alimentación y su forma de obtener el recurso: los tratamientos termoquímicos, bioquímicos y químicos. En la Figura 3-2 se

puede observar un resumen de los tratamientos para la bioenergía y su relación con procesos y productos [11].

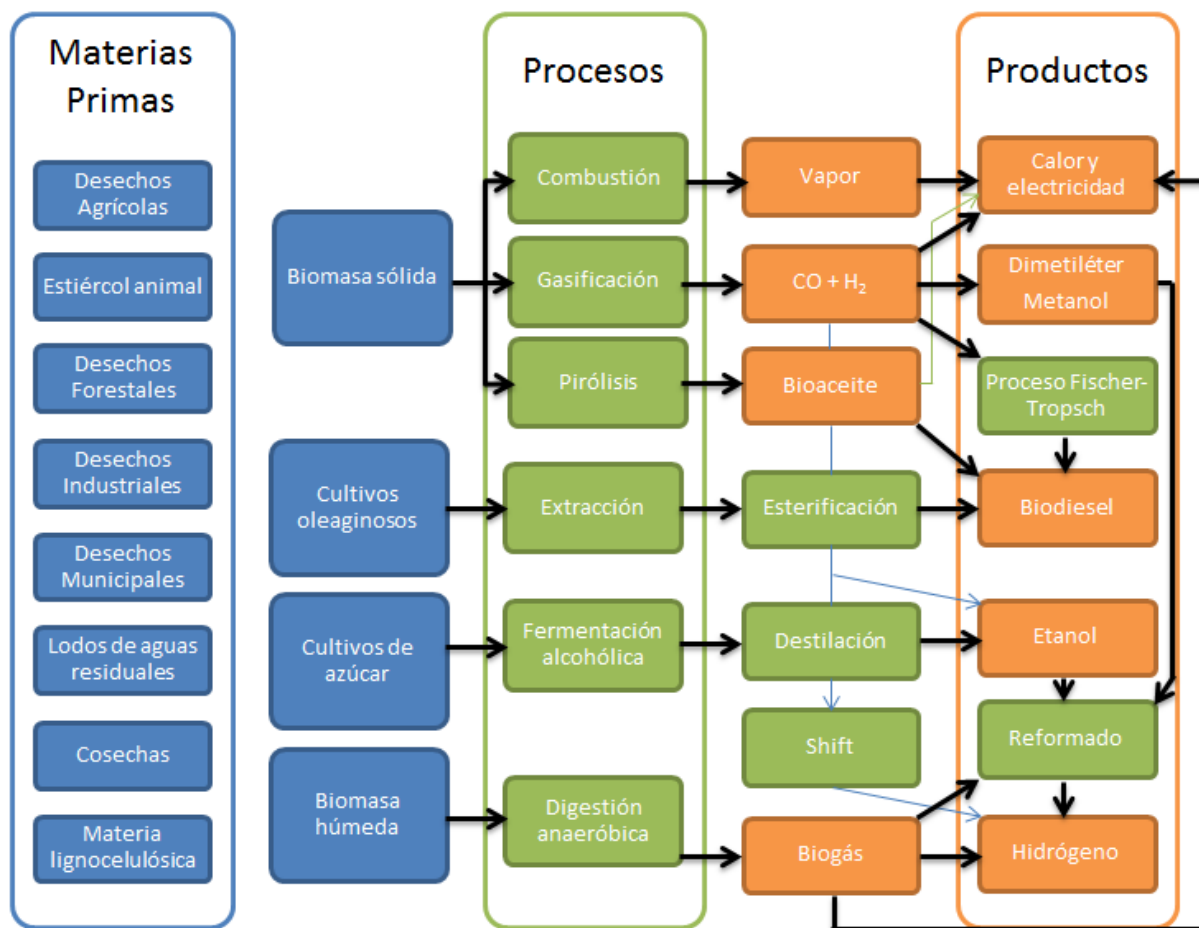


Figura 3-2: Esquema de los tratamientos utilizados para obtener energía a partir de biomasa [11].

3.2.1 Tratamientos termoquímicos

Los procesos termoquímicos utilizan calor como fuente de transformación de la biomasa en productos con alto valor energético. Existen distintos tratamientos termoquímicos, entre los que se destacan:

3.2.1.1 Combustión directa

La combustión directa es un proceso donde se combustiona biomasa, preferentemente seca y que proveniente principalmente de la industria forestal. Así se puede obtener energía eléctrica o térmica. Es el proceso más antiguo y económico de aprovechamiento energético de la biomasa, ya que requiere la fuente de biomasa y una caldera de combustión para la generación de energía [12].

3.2.1.2 Pirólisis

La pirólisis es la carbonización de la biomasa. La materia orgánica es sometida a condiciones de alta temperatura (500 [°C]) y ausencia de oxígeno, resultando en un gas

combustible compuesto principalmente por monóxido de carbono (CO) e hidrógeno (H₂). Este producto suele utilizarse para obtener calor o electricidad en motores, en turbinas o ciclos combinados de alta eficiencia [12].

3.2.1.3 Gasificación

La gasificación es un proceso que transforma el carbón en un gas combustible, mediante la oxidación parcial en presencia de aire, oxígeno o vapor de agua. En este caso es necesaria la escasez de oxígeno para la operación del proceso. Se utiliza calor para transformar la biomasa en un gas (ya sea “gas pobre” o “syngas”) compuesto principalmente por carbono (CO) e hidrógeno (H₂). Existen distintas tecnologías de gasificación y su aplicación depende de la materia prima a utilizar y sus características como tamaño de partículas, humedad, porcentaje de volátiles y escala del sistema [12].

3.2.2 Tratamientos químicos

La transformación química implica la no intervención de microorganismos en el proceso de conversión de la biomasa. El principal exponente de este tipo de tratamiento es la transformación de ácidos grasos, que consiste en la modificación de aceites vegetales o animales a una mezcla de hidrocarburos mediante procesos químicos [Energía de la biomasa]. El proceso consiste en la mezcla de los aceites con un alcohol para generar una reacción que produce ésteres grasos como el etil o metil éster, los que pueden ser mezclados con el diésel o ser usados directamente como combustibles, siendo denominados como biodiesel [12].

3.2.3 Tratamientos bioquímicos

La conversión bioquímica de la biomasa es la asociada a reacciones químicas y biológicas que provienen del metabolismo de microorganismos que degradan biomasa con altos niveles de humedad, debido al ambiente acuoso que requieren sus enzimas para poder actuar. Como resultado del proceso se obtienen productos energéticos que pueden ser utilizados para la obtención de energía útil [12].

Los tipos de tratamientos bioquímicos para generación de energía son la fermentación alcohólica y la digestión anaeróbica, siendo esta última la encargada de la producción de biogás, por lo que será abordada con mayor profundidad en la próxima sección.

3.2.3.1 Fermentación Alcohólica

La fermentación alcohólica, también llamada fermentación anaeróbica, es un proceso en el que actúan microorganismos degradando la materia orgánica en ausencia de un aceptor de electrones externo. Se ha utilizado durante siglos para la producción de licores y más recientemente en la sustitución de los combustibles fósiles para transporte. De hecho, ha sido utilizado para la transformación de biomasa en combustibles líquidos como el etanol. Un caso destacado a nivel mundial es el de Brasil donde existen millones de vehículos impulsados con alcohol obtenido de la caña de azúcar.

En esta tecnología el sustrato es oxidado parcialmente en un reactor, por lo que una pequeña parte de la energía contenida en él se conserva. En la Figura 3-3 se encuentra un esquema simplificado de la fermentación de glucosa en etanol [13].

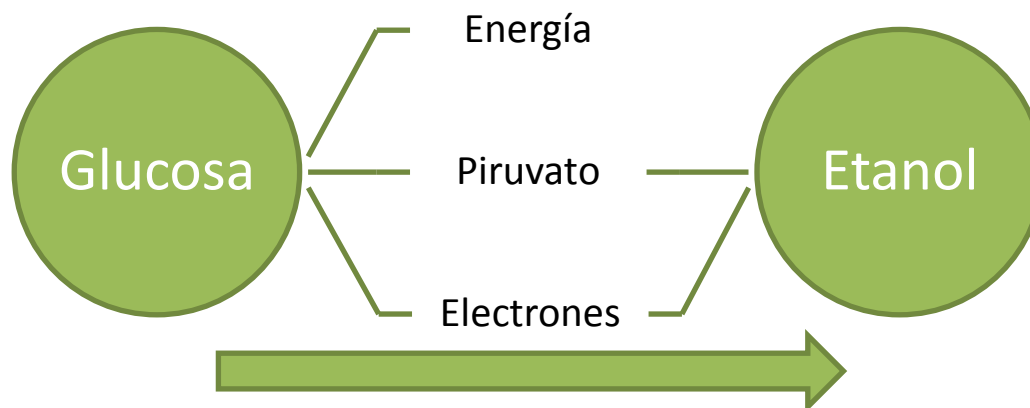


Figura 3-3: Esquema simplificado de la fermentación de glucosa en etanol [13].

3.3 Digestión anaeróbica

La digestión anaeróbica es un proceso complejo en donde la degradación de la materia orgánica que sucede gracias a la acción de consorcios de microorganismos que actúan sin presencia de oxígeno, en reacciones de óxido reducción. Algunas de las especies que participan en este proceso se encuentran en el Anexo A. La implementación de este tratamiento permite la obtención de energía eléctrica y/o térmica gracias a la generación de gases combustibles [13].

La digestión anaeróbica sucede en 4 etapas principales dentro de un reactor biológico o digestor: hidrólisis, ácido-génesis, aceto-génesis y metano-génesis [10, 13, 14].

3.3.1 Hidrólisis

La hidrólisis enzimática es el primer paso del proceso de descomposición anaeróbica y ocurre gracias a la acción de enzimas hidrolíticas extracelulares que hidrolizan moléculas de cadena larga como grasas, carbohidratos y proteínas para obtener ácidos grasos, azúcares simples y aminoácidos, en orden para que la siguiente etapa ocurra [10, 13, 14].

3.3.2 Ácido-génesis

Luego de la hidrólisis enzimática los microorganismos presentes en el reactor asimilan los compuestos orgánicos formando ácidos orgánicos y gases como el dióxido de carbono (CO₂), hidrógeno (H₂) y pequeños volúmenes de amoníaco (NH₃), ácido sulfhídrico (H₂S) y alcoholes como el glicerol [10, 13, 14]. Ejemplos de las reacciones de esta fase se encuentran en la sección 10.1.1 en Anexos [15].

3.3.3 Aceto-génesis

Las bacterias acetogénicas metabolizan los ácidos orgánicos produciendo acetato e hidrógeno. La temperatura óptima de esta fase es de 30°C, donde es necesaria la mezcla y agitación para aumentar las probabilidades de contacto entre las bacterias y el sustrato [10, 13, 14]. Las principales reacciones bioquímicas de esta etapa se pueden ver en la sección 10.1.2 en Anexos [15].

3.3.4 Metano-génesis

Esta última etapa implica la producción de metano por microorganismos metanogénicos principalmente arqueas. Del metano total, aproximadamente el 70% corresponde al formado mediante el metabolismo de ácidos grasos volátiles, realizado por microorganismos acidótrofos. El 30% restante proviene del hidrógeno y del dióxido de carbono metabolizados mediante la acción de microbios hidrogenotróficos. Éstos últimos son importantísimos para el proceso general, debido a que controlan la acidez del medio metabolizando los protones presentes. Si esto no ocurriera las bacterias acetogénicas no podrían proceder con su metabolismo y las producciones de metano disminuirían [10, 13, 14].

Esta etapa es la más lenta del proceso y la más susceptible a cambios en las condiciones del ambiente en el reactor, por lo que un aumento de la alimentación de sustrato, la temperatura o la posible entrada de oxígeno podrían causar el cese del proceso [14].

El proceso de óxido-reducción que ocurre en esta etapa, significa el transporte de electrones entre las distintas moléculas que participan siendo el aceptor final de éstos una molécula inorgánica. En la Figura 3-4 se puede observar un esquema simplificado de la respiración anaeróbica, donde los dadores de electrones son SO_4^- , CO_2 y NO_3 y los aceptores finales son H_2S , CH_4 y N_2 [13].

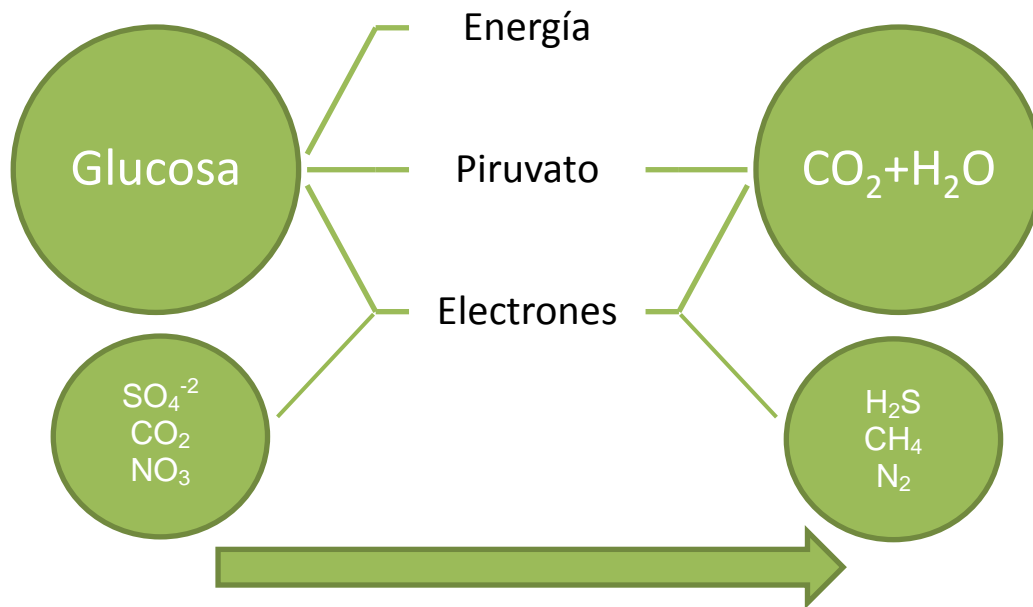


Figura 3-4: Esquema simplificado de la digestión anaeróbica [13].

Las principales reacciones que ocurren en esta etapa se encuentran en la sección 10.1.3 en Anexos.

3.3.5 Productos de la digestión anaeróbica

Los principales productos de éste tipo de tratamiento son el biogás y el bioabono (lodos) que son utilizados como fuente de energía y como fertilizante respectivamente. Un beneficio adicional de éste tipo de procesamiento es que la carga de organismos patógenos en los lodos es muy baja y la masa de lodos comparados con los de otros tratamientos tradicionales también lo es, lo que se traduce en costos operacionales bajos, ya que en muchos casos no se deben tratar estos lodos para ser usados o dispuestos [13].

3.3.5.1 Biogás y su potencial en Chile

El biogás es una mezcla de gases que proviene de la descomposición de la materia en condiciones anaeróbicas. El principal gas combustible del biogás es el metano el que debe encontrarse por sobre el 45% de la composición total del biogás para que éste sea inflamable. Las características generales del gas se encuentran en la Tabla 3-2 [13]:

Tabla 3-2: Características usuales del biogás [13].

Característica	
Composición	55-70% Metano (CH ₄) 30-45% Dióxido de carbono (CO ₂) 0-10% Nitrógeno (N ₂) 0-1% Hidrógeno (H ₂) 0-2% Oxígeno (O ₂) 0-3% Sulfuro de hidrógeno (H ₂ S) <0,5 mg/m ³ Siloxanos
Contenido energético	6.0-6.5 [kWh/m ³]
Equivalente de combustible	0,60-0,65 [L petróleo/m ³ biogás]
Límite de explosión	6-12 % de biogás en el aire
Temperatura de ignición	650-750°C (con el contenido de CH ₄ mencionado)
Presión crítica	74-88 [atm]
Temperatura crítica	-82,5 [°C]
Densidad normal	1,2 [kg/m ³]
Olor	Huevo podrido (el olor del biogás desulfurado es imperceptible)
Masa molar	16.043 [kg/kmol]

El potencial de biogás a partir de distintas biomásas en Chile fue estimado en 2007 por la consultora Ecofys GmbH. El potencial factible estimado fue de aproximadamente 400 [MW] de capacidad instalable para generación eléctrica, lo que significa alrededor del 3,5% de la capacidad del país al año 2007. Un resumen del potencial por biomasa estudiada se muestra a continuación [16]:

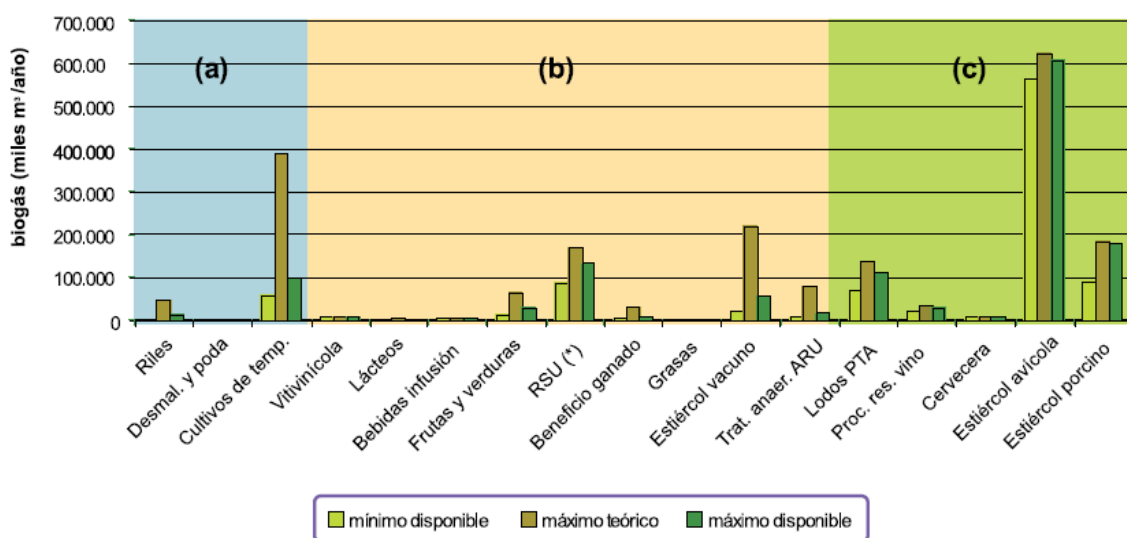


Figura 3-5: Resumen del potencial de producción de biogás a partir de diferentes biomásas en Chile [16].

3.3.5.2 Bioabono

Otro producto de la digestión anaeróbica es el llamado bioabono o lodos de digestión, cuya composición depende de la tecnología que se utilice para la descomposición de la materia orgánica y de ésta misma.

En el proceso de digestión la biomasa es metanogenizada, por lo que los lodos poseen menor carga orgánica que las materias primas. También, la mineralización del producto permite aumentar el contenido de nitrógeno amoniacal y disminuir el orgánico. Los usos principales de los lodos provenientes de los bioreactores son el acondicionamiento de suelos, uso como fertilizante, cubierta vegetal en rellenos sanitarios o para la recuperación de suelos o sitios degradados y también en la biorremediación de éstos [13].

3.4 Proceso del biogás

3.4.1 Condiciones de operación

Al ser un sistema complejo, la digestión anaeróbica debe tener las condiciones necesarias para la proliferación de los microorganismos encargados de la degradación de la materia orgánica. Entre las condiciones que permiten el desarrollo del proceso se encuentran las siguientes [13, 14]:

3.4.1.1 Materia Prima

Las materias orgánicas de origen animal, vegetal, agroindustrial, forestal, doméstico u otros pueden ser utilizadas para el proceso de producción de biogás y, dependiendo de éstas, es necesaria la utilización de distintas condiciones para la digestión anaeróbica. Las características de distintos sustratos son definidas a continuación [13]:

- **Composición bioquímica**

Las características de la materia orgánica deben permitir el desarrollo y actividad microbiana, donde no solo es necesaria una fuente de los principales nutrientes (carbono y nitrógeno), sino también de un equilibrio de sales minerales como azufre, fósforo, potasio, calcio, magnesio, hierro, manganeso, molibdeno, zinc, cobalto, selenio, tungsteno, níquel y otros menores.

En el caso de estiércoles y lodos cloacales las proporciones de nutrientes se encuentran dentro del rango deseado, sin embargo otros sustratos del proceso deben ser pre-tratados para poder disponer de sus nutrientes. Este es el caso de los residuos con alto contenido de lignina provenientes principalmente desde la industria forestal. Las composiciones promedio y los niveles de nutrientes de algunas materias orgánicas se encuentran en la sección 10.2.1 en Anexos [13].

Se pueden definir cuatro clases de sustratos según su apariencia física, nivel de dilución, grado de concentración y características como el porcentaje de sólidos totales (ST), sólidos volátiles (SV) y demanda química de oxígeno (DQO) y su forma de procesamiento. Esta clasificación se encuentra resumida en la Tabla 3-3 [13].

Tabla 3-3: Clasificación de sustratos [13].

Características	Clase	Tipo de sustrato	Características cuantitativas
Sólido	1	Basura doméstica	>20% ST
		Estiércol sólido	40-70% de fracción orgánica
		Restos de cosecha	
Lodo altamente contaminado	2	Heces animales	100-150 g/l DQO 5-10% ST 4-8% SV
Fluidos con alto contenido de sólidos suspendidos (SS)	3	Heces animales de cría y levante diluido con agua de lavado	3-17 g/l DQO 1-2 g/l SS
Fluidos contaminados, sólidos en suspensión	4	Aguas residuales de agroindustrias	5-18 g/l DQO
		Aguas negras	4-500 g/l DQO

Simplificando el proceso de digestión anaeróbica es posible calcular el potencial teórico que poseen los residuos para la producción de biogás. Éste se encuentra resumido en la siguiente tabla:

Tabla 3-4: Producción y composición teórica del biogás según el compuesto orgánico a degradar [13].

Compuesto orgánico	Fórmula química	Biogás [m ³ /kgSV]	CH ₄ [m ³ /kgST]
Carbohidratos	C ₆ H ₁₀ O ₅	0,75	0,37
Lípidos	C ₁₆ H ₃₂ O ₂	1,44	1,44
Proteínas	C ₁₆ H ₂₄ O ₅ N ₄	0,98	0,49

Además, en la Tabla 3-5 se encuentran los rendimientos de biogás según el origen del residuo.

Tabla 3-5: Rendimiento y composición del biogás según la biomasa a degradar [17].

Sustrato	Rendimiento biogás [m ³ /kg SV]		%CH ₄ Biogás	
	Mínimo	Máximo	Mínimo	Máximo
Lodos industria papelera	0,40	0,80	-	-
Lodos Planta de tratamiento de aguas	0,45	0,55	62%	62%
Lodos separadores de grasa	0,70	1,30	68%	68%
Orujo de uvas	0,65	0,70	62%	65%
Orujos cerveceros	0,40	0,80	52%	63%
Orujos Jugos y pulpas	0,42	0,52	52%	52%
Purines agrícolas	0,22	0,55	55%	60%
Residuos de conservas	0,51	0,51	60%	60%
Residuos de Ferias	0,50	0,60	55%	55%
Residuos de la Industria de alimentos	0,32	0,80	60%	60%
Residuos de la Industria de lácteos	0,50	0,50	60%	60%
Residuos de mataderos	0,50	1,00	55%	65%
Residuos Verdes Jardinería y agricultura	0,27	0,46	70%	70%
RSU	0,40	0,85	50%	60%
Silo Maíz	0,58	0,60	52%	52%
Silo Trigo	0,49	0,49	52%	52%

- **Relación C/N**

El carbono y nitrógeno son las principales fuentes de alimentación de los microorganismos metanogénicos. La proporción entre éstos nutrientes debe ser la adecuada para el correcto funcionamiento del proceso. Se conoce que la proporción aproximada de consumo de carbono (C) y nitrógeno (N) por parte de las bacterias es de 30:1 (C/N), siendo éste el punto óptimo para la materia prima a utilizar. Si se tiene una relación de 35:1 el proceso es inhibido por falta de nitrógeno, en cambio si es de 8:1 la inhibición sucede por la formación de amonio.

Conociendo las composiciones de carbono y nitrógeno de las materias primas se puede calcular la relación de la mezcla según:

$$K = \frac{\sum_{i=1}^N C_i \cdot M_i}{\sum_{i=1}^N N_i \cdot M_i} \quad (1)$$

Donde K es la relación C/N de la mezcla, C_i es el porcentaje del peso total de carbono del sustrato i, N_i es el porcentaje del peso total de nitrógeno del sustrato i y M_i la masa fresca de la materia prima en kilogramos. Puede ser útil en la práctica conocer los volúmenes de materia prima y su densidad, para obtener el cálculo de su peso [13] [14].

- **Sólidos totales y volátiles**

La materia orgánica está constituida por agua y una fracción de sólidos que son los sólidos totales (ST). Debido a que la movilidad de las bacterias se ve limitada al aumentar el porcentaje de sólidos, éste parámetro es importante en el proceso. En reactores semicontinuos el porcentaje de sólidos totales debe estar entre 8% y 12% y para los discontinuos entre 40 y 60%. En la sección 10.2.2 en los Anexos, se encuentran los porcentajes en peso de ST de algunas materias primas.

Para calcular cuánta agua por kilogramo de algún residuo agregar y así obtener el porcentaje de ST óptimo se utiliza la siguiente ecuación:

$$M_{H_2O} = \frac{M_i \cdot \%ST_i}{\%ST} - M_i \quad (2)$$

Con %ST el porcentaje de sólidos totales final que debe ser fijado según el tipo de reactor, M_i la masa de la materia prima i , $\%ST_i$ el porcentaje de sólidos totales de la materia prima i y M_{H_2O} la masa de agua agregada.

Los sólidos volátiles (SV) son la porción de sólidos que se volatilizan, es decir, se liberan de una muestra al ser sometida a temperaturas de 600°C. Los SV poseen compuestos que pueden ser teóricamente digeridos a metano [13, 14].

3.4.1.2 pH

La acidez del medio afecta las reacciones de digestión y aunque cada tipo bacteriano posee su propio pH óptimo el rango de operación de pH en los reactores de degradación está entre 6,4 y 7,2. Valores más ácidos que este rango son generados por la formación de ácidos grasos volátiles (AGV) principalmente que inhiben la actividad microbiana. Los compuestos nitrogenados, como las proteínas, pueden contribuir adecuadamente a la alcalinidad del sistema y así mantener el nivel de pH [13, 15].

3.4.1.3 Temperatura

Existen 3 tipos de digestiones según el rango de temperatura en las que operen: la psicofílica, la mesofílica y la termofílica. Los rangos de temperatura que son utilizados se encuentran en la siguiente tabla:

Tabla 3-6: condiciones de temperatura para la digestión anaeróbica [13].

Fermentación	Mínimo	Óptimo	Máximo	Tiempo de fermentación
Psicofílica	4-10 [°C]	15-18 [°C]	20-25 [°C]	Sobre 100 días
Mesofílica	15-20 [°C]	25-35 [°C]	35-45 [°C]	30 a 60 días
Termofílica	25-45 [°C]	50-60 [°C]	75-80 [°C]	10 a 15 días

Mayores requerimientos de energía implican mayores gastos en su generación, siendo éste el principal problema del último tipo de digestión. La digestión psicrófila ha sido poco estudiada, además el proceso más usado es el tratamiento mesófilico [13, 14, 15].

3.4.1.4 Tiempo de retención hidráulico, tiempo de retención de sólidos y velocidad de carga orgánica

El tiempo de retención hidráulico (TRH) y el tiempo de retención de sólidos (TRS) se definen como el tiempo que pasan las partículas en estado líquido y sólido respectivamente, dentro de una operación unitaria cuando ésta es continua o semicontinua. Para el caso discontinuo se definen como el tiempo entre la carga y la descarga de la materia del reactor.

En el caso de la digestión anaeróbica el TRH y TRS deber ser mayor o igual al necesario para que se produzca el biogás. Además, es necesario considerar los tiempos de crecimiento, que son normalmente lentos en los microorganismos metanogénicos [13].

La velocidad de carga orgánica se define como la cantidad de materia orgánica cargada por unidad de volumen en el reactor, estando también relacionada con el TRH y TRS. Usualmente se expresa en sólidos volátiles por metros cúbicos de reactor [SV/m³] o en demanda química de oxígeno por metros cúbicos de reactor [DQO/m³] [14].

En la Tabla 3-7 se puede observar los tiempos de retención recomendados para distintas temperaturas de funcionamiento:

Tabla 3-7: Tiempos de retención recomendados en función de la temperatura [18].

Temperatura de funcionamiento [°C]	Tiempo de retención hidráulico [días]	Tiempo de retención recomendado [días]
18	11	28
24	8	20
30	6	14
35	4	10
40	4	10

3.4.1.5 Potencial RedOx

Para el adecuado crecimiento de los organismos anaeróbicos estrictos el potencial RedOx debe estar entre -350 [mV] a -220 [mV] de manera de asegurar un ambiente reductor que es necesario para la metanogénesis [13].

3.4.1.6 Sustancias inhibidoras y/o tóxicas para la metano-génesis

Algunas sustancias son inhibidoras de los procesos que ocurren en los biodigestores. Una de las más comunes es el oxígeno, debido a que en la alimentación de la materia prima suele incluirse este gas, el que es metabolizado por microorganismos aeróbicos

antes de que pueda ocurrir la digestión anaeróbica. Las concentraciones inhibitoras de algunos compuestos se encuentran en la Tabla 3-8.

Tabla 3-8: Concentraciones de compuestos inhibitoras del proceso [13, 15]

Compuesto	Concentración inhibitora
Ácidos grasos volátiles	>250 [mg/L]
Nitrógeno amoniacal	>1500 [mg/L]
Sulfatos y sulfuros	>50 [mg/L]
O ₂	>1 [μg/L]
NaCl	>40.000 [ppm]
NO ₃ ⁻	>0,05 [mg/L]
Cu	>100 [mg/L]
Cr	>200 [mg/L]
Ni	>200 [mg/L]
CN ⁻	>25 [mg/L]
Na	>3.500 [mg/L]
K	>2.500 [mg/L]
Ca	>2.500 [mg/L]
Mg	>1.000 [mg/L]

3.4.1.7 Agitación

La agitación busca distintos objetivos: la remoción de los metabolitos producidos, el mezclado de los microorganismos con la materia fresca, evitar la formación de depósitos en el reactor, prevenir la formación de espuma y disminuir los volúmenes muertos. En general la agitación aumenta los costos de operación, pero disminuye los de inversión.

Los tipos de mezclado utilizados en la digestión anaeróbica se clasifican en: mecánicos, a través de paletas agitadoras, hidráulicos, con el uso de bombas de flujo lento que recirculan la biomasa y de burbujeo de biogás, en donde se hace pasar el gas para generar agitación [13].

3.4.2 Etapas

El proceso de generación de biogás para usos energéticos contempla cuatro etapas principales: pre-tratamiento, digestión, post-tratamiento y uso energético. En la Figura 3-6, se muestra un esquema de las etapas del proceso.



Figura 3-6: Esquema de las etapas de producción de biogás

A continuación, se explican brevemente las principales técnicas utilizadas para la producción de biogás.

3.4.2.1 Alimentación y Pre-tratamiento

La alimentación de la materia prima depende del tipo de reactor que se esté utilizando y del tipo de materia orgánica. También, se podrían requerir estanques de premezclado o almacenamiento de la biomasa, según estas especificaciones. Los sustratos sólidos pueden ser almacenados en silos y los con alto contenido de agua, se pueden acumular en tanques abiertos o cerrados. Para el transporte de los orgánicos se pueden utilizar tuberías y bombas en el caso de residuos con alta humedad y para sustratos sólidos y fibrosos sistemas de tornillo sin fin [17].

Puede ser necesario un pre-tratamiento de la biomasa, que busca acondicionar la materia prima para obtener mejores rendimientos de transformación a biogás. El principio fundamental de la etapa se basa en facilitar la degradación de la materia prima, ya sea aumentando su superficie de contacto o degradando parcialmente la biomasa. Las alternativas de pre-tratamiento a escala industrial se presentan a continuación [13, 19]:

- **Térmico:** El tratamiento térmico implica la inyección de calor al sistema. Este tipo de tratamiento ha demostrado que aumenta la solubilidad de los compuestos presentes en el sustrato y elimina microorganismos patógenos, dependiendo de la temperatura que se alcance en el proceso. Además, ha logrado aumentar los niveles de metano en el producto de la digestión [19].
- **Químico:** El tratamiento químico utiliza compuestos que permitan la degradación parcial del sustrato, aumentando la actividad que puedan tener sobre éste los microorganismos, debido a la mayor facilidad que se les otorga para degradar los sustratos. Se han utilizado principalmente agentes oxidantes para este tipo de

tratamiento siendo la ozonización (uso de ozono) y la peroxidación las principales técnicas [19].

- **Termoquímicos:** Este tipo de tratamiento es una combinación entre los dos anteriores, donde se utiliza generalmente el tratamiento alcalino con inyección de calor [19].
- **Físico:** El tratamiento físico utiliza algún tipo de fuerza u onda que se aplica directamente a la materia prima, lo que facilita la solubilización de ésta. Existen distintos tipos de pre-tratamientos físicos, entre los que se encuentran el pre-tratamiento ultrasónico (uso de ondas de ultra sonido), la pulverización (uso de fuerzas mecánicas para disminuir el tamaño la materia prima) y la homogenización a alta presión (uso de diferencias de presión altas sobre la materia prima) [19].
- **Otros:** Dentro de esta categoría están tratamientos enzimáticos, donde la acción de estas proteínas logra degradar parcialmente la materia orgánica.

Según Zhang Hanjie en su trabajo del año 2010 las tecnologías de pre-tratamiento poseen sus pros y contras para distintas aplicaciones, por lo que su elección no es trivial y debe ser evaluada caso a caso. Una comparación de las tecnologías se puede observar en la sección 10.3 en Anexos [19].

3.4.2.2 Digestión anaeróbica

La segunda etapa del proceso es la digestión anaeróbica, la que se lleva a cabo en un reactor. La elección del tipo de reactor es un factor clave a la hora de desarrollar un proyecto de biogás, ya que cada tecnología posee ventajas según el tipo de biomasa a procesar [13].

3.4.2.2.1 Tipos de reactores

Existen dos grandes tipos de reactores: los de baja y alta velocidad. En los primeros, los sustratos y materias primas no se encuentran mezclados ni existe un control acabado de las condiciones de operación. En general, estos reactores tienen una baja tasa de carga orgánica (aproximadamente de 1-2 [kg DQO/m³ día]) y no son adecuados para el uso energético debido a su baja productividad. Los reactores de alta velocidad poseen dos estrategias principales de diseño: el uso de un lecho fijo para el crecimiento de los microorganismos o de uno suspendido [13].

Existen muchos tipos de tecnologías y diseños de reactores para la digestión anaeróbica, a continuación se presentan algunos de éstos.

- **Digestor de mezcla completa**

Este tipo de reactor consiste en un tanque, que opera de manera continua, con un sistema de agitación (mecánico, hidráulico o por burbujeo) que permite la mezcla entre los microorganismos y el sustrato alimentado, por lo que su TRH y su TRS son iguales, lo que implica la pérdida de microorganismos con la salida del flujo de materia por lo que su rendimiento en general es bajo. También, se requieren altos tiempos de retención debido a la lenta velocidad de metabolización de los sustratos por parte de los microorganismos metanogénicos. Para compensar la pérdida de materia orgánica del reactor, es posible la adición de una recirculación del flujo de salida lo que además disminuye el tiempo de retención de éste. En general, en este tipo de reactores se recomienda no superar el 15% de sólidos totales (ST), debido a que aumentar los niveles de sólidos contribuye al aumento del consumo energético en agitación y transporte [20]. A continuación se presentan ambas configuraciones recientemente descritas [13, 15]:

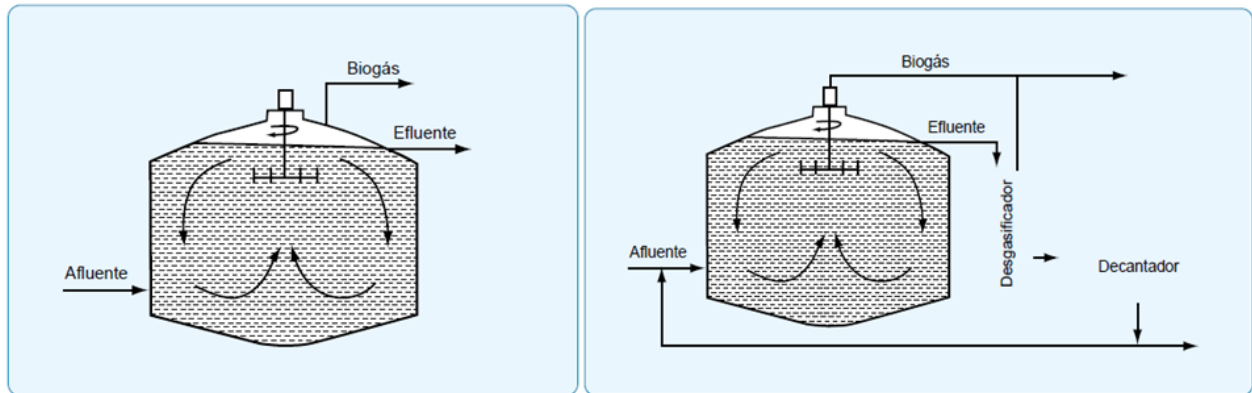


Figura 3-7: Esquema de la configuración del reactor de mezcla completa. Se muestran los diseños con reciclo (derecha) y sin reciclo (izquierda) [13].

- **Reactor de domo flotante**

También conocido como reactor tipo India, se construye como un cilindro que posee una tapa flotante que atrapa el gas que se va produciendo, es decir poseen un gasómetro integrado. La presión dentro del reactor normalmente es de 30 centímetros de columna de agua (0,03 [atm]). Este tipo de reactor se utiliza normalmente en el medio rural con una alimentación semi-continua. La eficiencia de este reactor está entre 0,5 y 1 [m³] de biogás por [m³] de digestor al día y su tiempo de retención está entre 10 y 30 días [13, 21]. La Figura 3-8 muestra la configuración normal de este tipo de reactor.

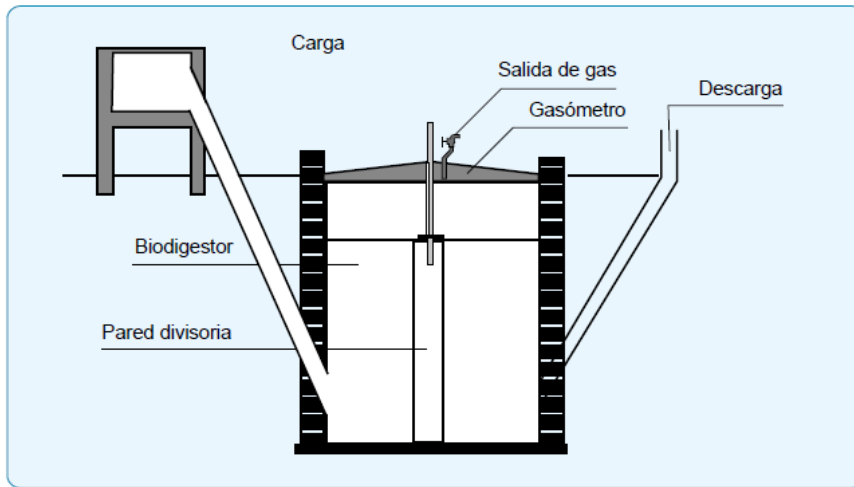


Figura 3-8: Esquema de la configuración del reactor de tipo indio [13].

- **Reactor de domo fijo**

También conocido como tipo Chino, éste reactor a diferencia del anterior no posee un gasómetro integrado y, por lo tanto, a medida que aumenta la masa de gas la presión dentro del reactor también lo hace. En general, este tipo de reactores son cámaras construidas de hormigón, ladrillo o piedra en forma de semiesfera para tener mejor resistencia a las presiones generadas de 1 a 1,5 metros de columna de agua (0,1-0,15 [atm]) las que en general disminuyen la eficiencia del proceso, ya que dificultan la digestión. Este tipo de reactor posee tiempos de retención de 30 a 60 días y una eficiencia de 0,15-0,2 m³ de biogás por m³ de reactor por día por lo que son poco eficientes en la producción de gas, sin embargo al tener altos tiempos de retención, son muy buenos productores de bioabono [13, 21]. En la Figura 3-9 se muestra una configuración típica para un reactor de domo fijo:

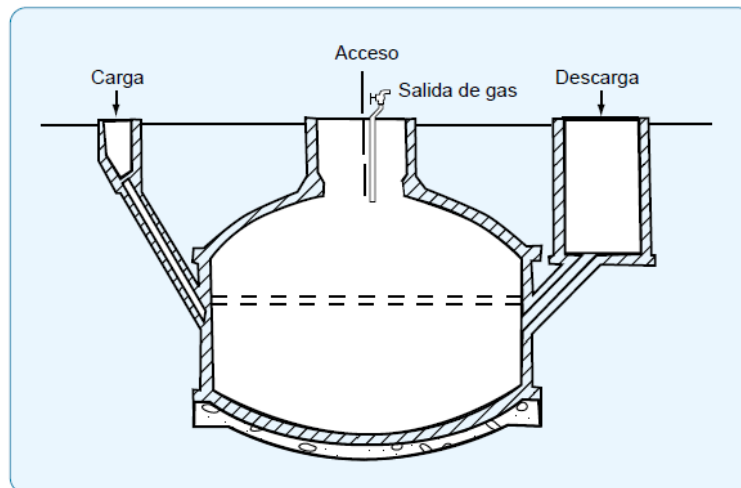


Figura 3-9: Esquema de la configuración del reactor de tipo Chino [13].

- **Reactor Flujo Pistón**

La configuración utilizada en este caso obedece al desplazamiento horizontal de la materia a través de un reactor que comúnmente tiene forma tubular, tal como sucede con un pistón en un cilindro. Este tipo de reactor permite que las distintas fases de la digestión anaeróbica se presenten a medida que se avanza longitudinalmente por el estanque. Generalmente son utilizados con sustratos con concentraciones de ST entre 20 y 40% como lo son los residuos ganaderos, ya que su configuración facilita el transporte de materia con un nivel medio de sólidos sin un gasto excesivo de energía [20].

- **Proceso anaeróbico de contacto (PAC)**

En este proceso se utiliza un reactor de mezcla completa, un desgasificador y un decantador para la producción de biogás. La primera operación unitaria tiene como fin la producción de biogás, la segunda poder separar los lodos desde el primer proceso del biogás remanente y así evitar que éstos floten y la tercera etapa que busca decantarlos y poder recircularlos al reactor principal con el fin de aportar materia orgánica y microorganismos disminuyendo el tiempo de retención y evitando el “arrastre” excesivo de los microorganismos. El tiempo de retención de sólidos es de 20 a 40 días en este tipo de procesos, siendo además muy útiles para alimentaciones con alta carga de sólidos suspendidos la que varía entre 0,5 a 10 [kg DQO/m³ día]. La concentración de biomasa es del orden de 4 a 6 [g/L], con un máximo de 30 [g/L], dependiendo de la habilidad para decantar del lodo [13]. En la siguiente figura se muestra un esquema de la disposición de este tipo de proceso:

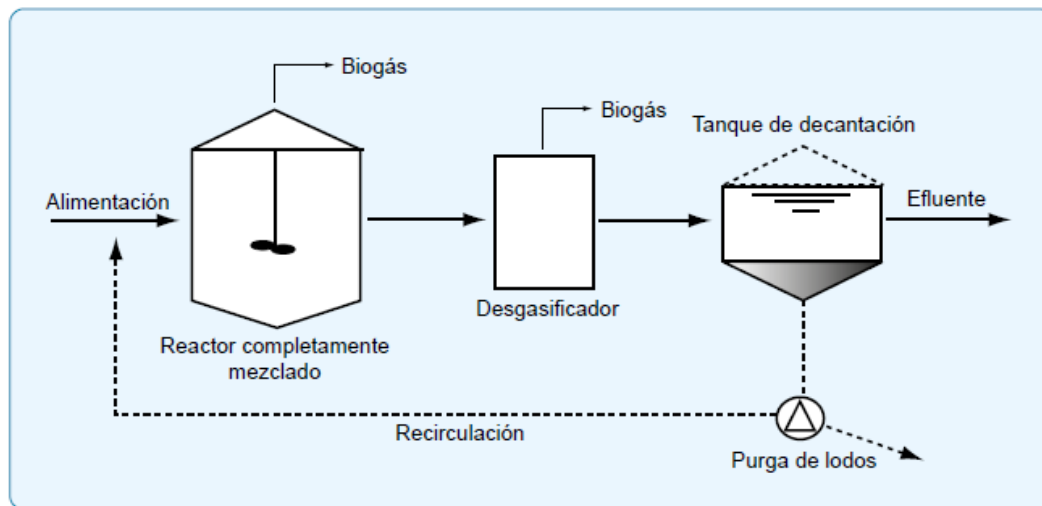


Figura 3-10: Esquema del proceso anaeróbico de contacto (PAC) [13].

- **Reactores *Sludge-bed* y de lecho fijo**

Algunos reactores utilizan algún tipo de soporte para los microorganismos en su diseño para disminuir el lavado de los microorganismos del reactor. Es el caso del reactor de lecho fijo con flujo ascendente. Aquí se utilizan piedras o plástico como lecho siendo su volumen entre el 80 y 95% del volumen total proporcionando una gran área específica

(del orden de $100 \text{ m}^2/\text{m}^3$). Ésta permite una mejor disponibilidad de sustrato lo que se traduce en una mayor producción de gas. Debido a la gran retención de sólidos que posee el proceso el TRS es mucho mayor al TRH, siendo este último usualmente entre 0,5 a 4 días con una tasa de carga entre 5 a 15 $[\text{kg DQO}/\text{m}^3 \text{ día}]$. Usualmente es necesario el lavado del reactor para que no existan obstrucciones por la generación de biomasa.

Los reactores de flujo descendente alimentan los sustratos desde la parte superior del reactor por lo que se genera una contracorriente con el biogás que sale por la parte superior. Además, es necesario que exista una mínima adhesión de los microorganismos al lecho, ya que el líquido suele lavar a los componentes disueltos en el reactor. En este caso el TRS y el TRH son iguales debido al arrastre de sólidos en suspensión y de biomasa activa que sale por la parte inferior del tanque. Una de las principales ventajas de este tipo de configuración es que se evitan problemas de obstrucción, por el lavado que permite el líquido descendente y además, la contracorriente gas-líquido permite un mejor mezclado disminuyendo las acumulaciones de sólidos y de inhibidores.

También, existen reactores con alimentaciones múltiples, en donde se busca principalmente la distribución homogénea de los microorganismos [13]. Un esquema de las configuraciones de alimentación de los reactores de filtro se muestra en la Figura 3-11.

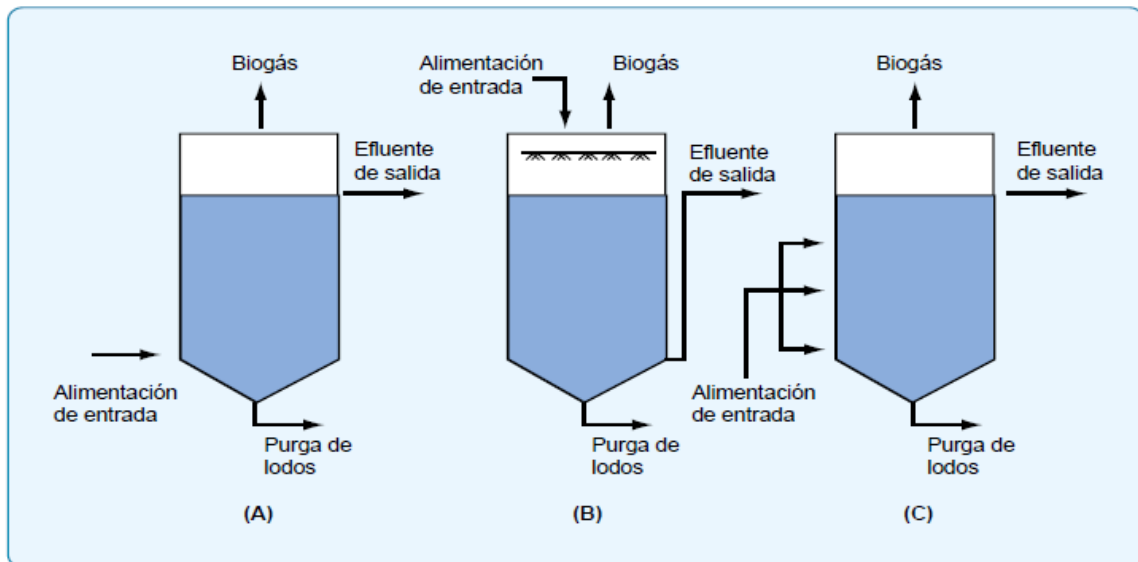


Figura 3-11: Esquema de las configuraciones de los reactores de lecho fijo [13].

- **Reactores de lecho expandido y fluidizado**

Este tipo de reactores operan de manera continua y poseen grandes rendimientos por la gran superficie de reacción que logran. Los reactores UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*) están hechos por un cilindro vertical construido para la separación efectiva de las 3 fases participantes del proceso: gas (biogás), líquido (solución) y sólidos (lodos). La alimentación es dispuesta en el fondo del reactor y su flujo a través

de éste provoca que los lodos, que portan a los microorganismos, se configuren como gránulos no susceptibles, generalmente, al lavado los que favorecen la digestión anaeróbica [15].

También existen otros tipos de configuraciones como las EGSB (*Expanded Granula Sludge - bed*) y la IC (*Internal Circuit*). Ambas son modificaciones al sistema UASB, donde en el primer tipo se realiza una recirculación del líquido purificado para un mayor tiempo de contacto entre el granulado y el desperdicio y una disminución del tamaño del reactor. El segundo tipo se refiere a la combinación de dos reactores UASB en el mismo reactor, donde el mezclado se logra gracias a la utilización del mismo biogás de salida para reducir el consumo de energía [15]. En la Figura 3-12 se muestra la configuración de un reactor UASB, EGSB e IC. Además, en la Tabla 3-9 se encuentra una comparación entre los 3 reactores.

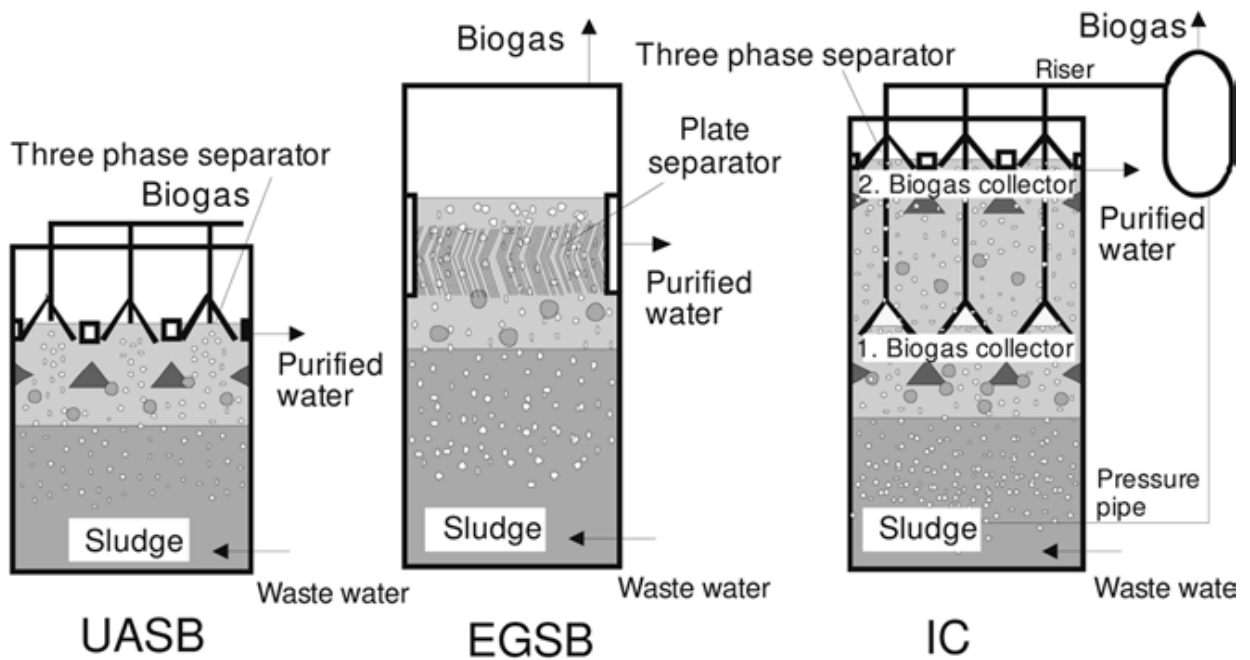


Figura 3-12: Esquema de las configuraciones de los reactores UASB, EGSB e IC [15].

Tabla 3-9: Comparación de los reactores UASB, EGSB e IC con una alimentación de 125 [m³/h] y con un valor de 5 [kgDQO/m³] [15].

	Unidades	UASB	EGSB	IC
Volumen del reactor	m ³	1.250	N.A.	500
Altura del reactor	m	5	N.A.	20
Volumen de carga	kgCOD/ m ³ /d	12	N.A.	30
Tiempo de residencia	h	10	N.A.	4
Circulaciones	-	1	N.A.	4,5
Velocidad de líquido fuera de la parte baja	m/h	1		27,5
Velocidad de gas fuera de la parte baja	m/h	0,9	<10	7,2
Velocidad de líquido fuera de la parte alta	m/h	1	<10	5,0
Velocidad de gas fuera de la parte alta	m/h	0,9		1,8

- **Reactores tipo batch**

Este tipo de reactor consiste en un tanque que opera por ciclos siendo necesarias 4 etapas: alimentación, reacción, sedimentación y descarga. Sus principales ventajas son la flexibilidad que aporta al proceso, además de la simulación del ambiente natural de los microorganismos y sus menores costos de operación. Sin embargo, posee tiempos muertos en donde no hay producción de gas, los que no son compatibles con aplicaciones energéticas a nivel industrial [13, 21]. En la Figura 3-13 se simboliza las 4 etapas del proceso de tipo batch.

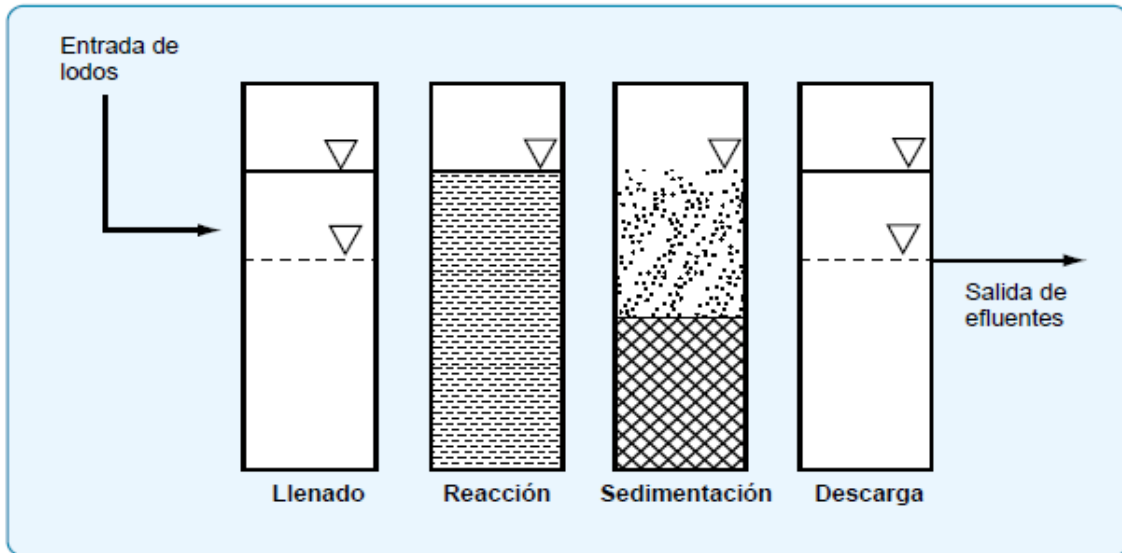


Figura 3-13: Esquema de las 4 etapas de la operación de un reactor tipo batch [13].

3.4.2.3 Post-tratamiento

El biogás posee distintos gases contaminantes que no son los adecuados para fines energéticos los que deben ser separados de la mezcla de gases para poder ser utilizado. Para la co-generación es necesaria la eliminación del ácido sulfhídrico (H_2S) compuesto tóxico para la salud y que además, puede mezclarse con el vapor de agua en el biogás y formar ácido sulfúrico (H_2SO_4) el que corroe a los equipos. Aún más, es importantísimo recalcar que al conservar el biogás crudo en el proceso y combustionar éste, se generarán óxidos de azufre (SO_x), monóxido de carbono (CO) y óxidos de nitrógeno (NO_x) los que son perjudiciales para el ambiente y cuyas emisiones están normadas por ley, por lo que se debe evitar este hecho [22].

Las técnicas de post-tratamiento son clasificadas en los tratamientos físicoquímicos y biológicos. Algunos de los tratamientos utilizados para la purificación son explicados en las siguientes secciones:

- **Tratamientos físicoquímicos**
 - Adsorción:

Estos métodos son llevados a cabo sobre un lecho seco sólido fijo, donde se busca principalmente la adsorción a la superficie del sólido de gases como H_2S y CO_2 . Los adsorbentes pueden ser carbón activado, zeolitas, tamices moleculares de zeolitas y tamices moleculares de carbón.

Para el caso del CO_2 la adsorción suele realizarse con la utilización de altas presiones, ya que los gases componentes del biogás se adsorben a los sólidos selectivamente a distintas presiones, luego al disminuir la presión el dióxido de carbono es liberado. El ácido sulfhídrico es generalmente adsorbido en compuestos de hierro como el hidróxido de hierro (III) ($Fe(OH)_3$) y/o el óxido de hierro (III). La adsorción también es utilizada para la remoción de oxígeno (O_2) [13, 23].

- Absorción:

Son métodos basados en el uso de una solución para que los gases a separar sean absorbidos en ésta. En general son de alta eficiencia y de bajos costos de materiales.

Un tipo de absorción es el utilizado con compuestos de hierro para la remoción de H₂S. Usualmente se utilizan limallas de este metal en columnas de purificación, con un nivel de humedad entre el 30 y 60% y presiones variables. También se ha utilizado óxido de hierro y hierro quelatado en fase líquida para el tratamiento.

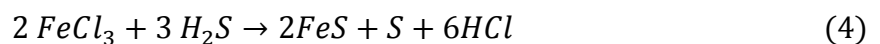
Otro tipo de absorción es la conversión directa del ácido sulfhídrico hasta azufre elemental con la reducción de sales de hierro o zinc. También, existen métodos de absorción con agua en donde se suelen utilizar presiones de aproximadamente 1.726 [kPa] si se opera en condiciones ambientales para la absorción de H₂S y CO₂. Luego la liberación de los gases se hace dejando la solución a presión ambiental. Además, se han utilizado soluciones alcalinas y compuestos orgánicos para el proceso de absorción. Entre los absorbentes (líquidos) se encuentran agua, soda cáustica, aminas y algunos hidrocarburos. El proceso es llevado a cabo generalmente con el líquido pasando en contracorriente con el gas para aumentar la transferencia de masa de los contaminantes [13, 23]. Algunas características de estos procesos se muestran en la Tabla 3-10.

Tabla 3-10: Características de algunos procesos de absorción [23, 24].

Nombre del proceso	Absorbente	Temperatura de Operación [°C]	Método de regeneración
Catacarb	Carbonato de potasio + borato de amina	15-232	Vapor
Giammarco-vetrocoke	Potasio + trióxido de arsénico o glicerina	48-120	Vapor o agua en ebullición
Benfield	Carbonato de Potasio	96	Vapor

- Precipitación de sulfuros

Para este proceso se suelen utilizar un tanque donde se precipita el azufre con el uso de cloruro de hierro (II) (FeCl₂), cloruro de hierro (III) o sulfato de hierro (II). Las ecuaciones que representan este proceso se muestran a continuación [23]:



- Membranas

La tecnología de membrana puede ser utilizada para separar gases con un diafragma poroso. Cuando los componentes del biogás pasan por la membrana lo hacen con distintas velocidades, siendo más rápido para el H_2S y el CO_2 que para el metano. Este sistema también pierde metano debido a que no se puede evitar su difusión a través del diafragma. Además, en general los componentes separados son disueltos en solución como soda cáustica y aminas [13, 23].

- Compresión y/o enfriamiento

Al salir del reactor el biogás suele saturarse con vapor de agua, para evitar condensaciones en las tuberías. El condensado al ser combinado con impurezas puede corroer el sistema de transporte del gas, por lo que el vapor debe ser separado. Esto se logra por compresión y/o enfriamiento del gas, para que éste se condense y así el líquido sea separado. También se puede utilizar adsorción en carbón activado o absorción en soluciones de glicol y sales higroscópicas para la eliminación del vapor [13].

- **Tratamientos biológicos**

Este tipo de tratamiento implica la utilización de microorganismos para la purificación de los elementos indeseados en el biogás enfocándose principalmente en el ácido sulfhídrico.

Es necesario conocer que algunos microorganismos pueden metabolizar compuestos como el H_2S y CO_2 . Dentro de los primeros se encuentran las bacterias sulfuro oxidantes (BSO) que logran metabolizar el H_2S en azufre elemental o sulfatos (SO_4^{-2}) lo que puede ocurrir en presencia o ausencia de oxígeno. Los principales microorganismos estudiados corresponden a los géneros *Chlorobium*, *Thiobacillus* y *Sulfolobus* [23]. Las ecuaciones (11) y (12) resumen el metabolismo del sulfuro de hidrógeno:



Algunos equipos utilizados en los tratamientos biológicos se explican a continuación:

- Biofiltro de lecho fijo

Este proceso se configura tal como se indica en la Figura 3-14. En esta operación no existe fase líquida o móvil por lo que los microorganismos son fijados a un soporte poroso con el fin de degradar los contaminantes de un gas. Por lo general se utilizan materiales orgánicos como empaque, como lo son materiales cortados de parques y jardines, astillas de madera o abono [23, 25].

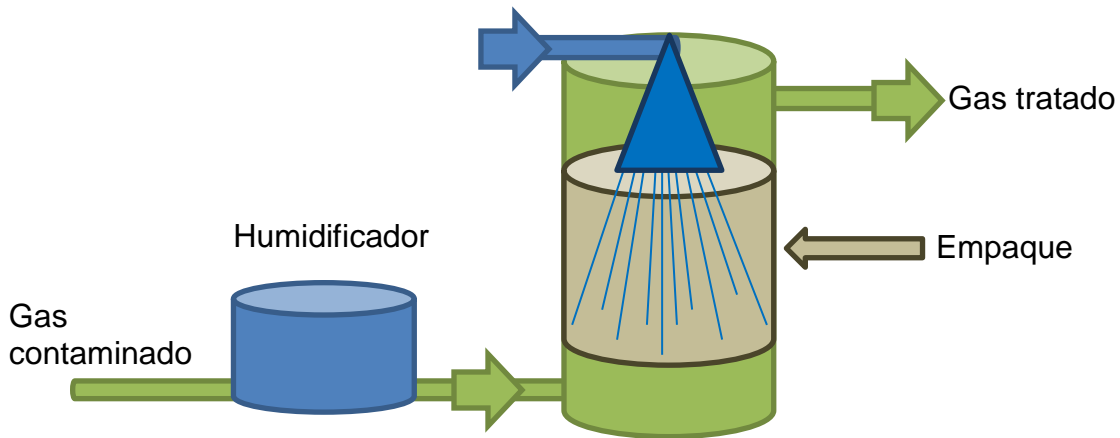


Figura 3-14: Esquema de un biofiltro de lecho fijo. Modificado desde [25].

- Biofiltro de lecho escurrido

Este proceso se configura tal como se indica en la Figura 3-15. En esta operación se utiliza un soporte sintético para los microorganismos y una solución que se recircula con el fin de aportar nutrientes, eliminación de productos del metabolismo, control de la humedad y de pH. La absorción de gases y la degradación de contaminantes en la columna, suceden dentro del mismo reactor. Por lo general, este sistema requiere altos volúmenes vacíos (90-95%) para evitar el bloqueo de la columna, debido al crecimiento de los microorganismos [23, 25].

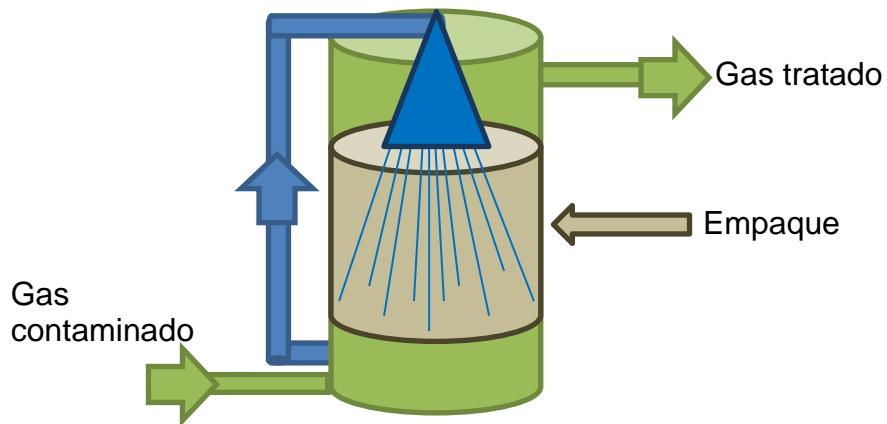


Figura 3-15: Esquema de un biofiltro de lecho escurrido. Modificado desde [25].

- Lavado con reactor biológico

Este proceso se configura tal como se indica en la Figura 3-16. Su principal característica es que debe ocurrir en dos etapas: en la primera, donde se absorbe el contaminante con una solución (torre de lavado) la que es alimentada a una segunda etapa de oxidación, donde los microorganismos se disponen en un reactor biológico para la degradación del contaminante y así recircular la solución a la torre.

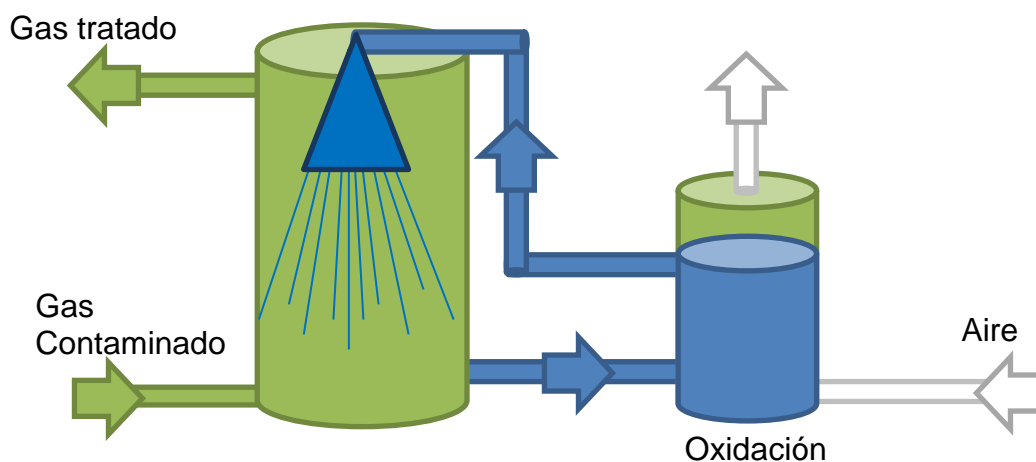


Figura 3-16: Esquema de un lavador con reactor biológico. Modificado desde [25].

Una comparación entre estos 3 procesos se puede encontrar en la siguiente tabla:

Tabla 3-11: Comparación entre los procesos de biológicos de post-tratamiento [23].

Tipo de biofiltro	Ventajas	Desventajas
Biofiltro de lecho fijo	Altas superficies de contacto gas-líquido. Fácil arranque y operación. Bajos costos de inversión. Soporta periodos sin alimentación. Conviene para operación intermitente. No produce agua de desecho.	Poco control sobre los fenómenos de reacción. Baja adaptación a alta fluctuaciones de flujos de gas.
Biolavador	Mejor control de la reacción. Posibilidad de evitar acumulación de subproductos. Equipos compactos. Baja caída de presión.	Baja superficie de contacto gas líquido. No soporta periodos sin alimentación. Genera lodo residual. Arranque complejo. Necesidad de aireación extra. Altos costos de inversión, operación y mantenimiento. Necesidad de suministrar nutrientes.
Biofiltro de lecho escurrido	Control de concentración de sustratos. Posibilidad de evitar acumulación de subproductos. Equipos compactos. Baja caída de presión. Alta transferencia de oxígeno y del contaminante.	Baja superficie de contacto gas líquido. Generación de lodos. No resiste periodos sin alimentación. Necesidad de suministrar nutrientes. Arranque complejo. Altos costos de inversión, operación y mantenimiento. Taponamiento por biomasa. Producción de agua de desecho. No conviene para tratamiento de contaminantes cuyos subproductos sean compuestos ácidos.

3.4.2.4 Usos energéticos

El biogás puede ser aprovechado energéticamente mediante el uso de tecnologías que conviertan la energía química del combustible en energía útil, como energía térmica, eléctrica o mecánica. Los usos energéticos del biogás se podrían clasificar en generación de electricidad, de calor, de ambos (co-generación) y en producción como combustible.

Es necesario definir el rendimiento o eficiencia del proceso como:

$$\eta = \frac{E_{generada}}{E_{suministrada}} \quad (7)$$

Es decir, este parámetro da cuenta de qué tan efectiva es la transformación de la energía proveniente de una fuente ($E_{suministrada}$) a otros tipos de energía ($E_{generada}$) [13].

- Generación de calor

La generación de energía térmica es el uso energético más sencillo que se le da al biogás. Los quemadores de biogás convencionales pueden ser utilizados para combustionar el gas si se cambia la relación aire-gas. Es necesario mantener niveles H_2S menores a 100 [ppm] y presiones de gas entre 8 y 25 [mbar] para una correcta combustión del gas.

La energía térmica desde la quema del gas en calderas o en quemadores directos puede ser utilizada para sistemas de calefacción, suministro térmico de operaciones unitarias en industria o usos domésticos como cocinar, donde la eficiencia usual es de 90% [13, 26].

- Generación de electricidad y co-generación

La generación de electricidad a partir de biogás se realiza principalmente con turbinas de vapor o gas o en motores de combustión interna de chispa. Este sistema convencional de generación tiene una baja eficiencia de aproximadamente 35%, por lo que la pérdida de energía es muy alta. Cuando se utilizan sistemas combinados de calor-electricidad (CHP por sus siglas en inglés, *Combined Heat and Power*) se puede aprovechar de mejor manera la energía proveniente de la combustión del biogás y así tener una mejor eficiencia [13, 26]. A continuación se muestra una comparación entre ambos procesos por separado y luego juntos:



Figura 3-17: Esquema de la distribución de la energía en un sistema CHP [26].

La Figura 3-17 se muestra un ejemplo, donde es necesaria una mayor fuente de energía (energía primaria) para generar el mismo volumen de energía térmica y eléctrica en sistemas convencionales (separados) que en sistemas con co-generación. Además, en los sistemas convencionales las pérdidas de energía son muy altas (62%) comparadas con los sistemas CHP (10%). Cabe destacar que la eficiencia y la energía generada dependerán de las características del gas utilizado, del diseño del motor y generador y de las necesidades energéticas del usuario [26].

Los sistemas CHP funcionan de como se muestra en la Figura 3-18:

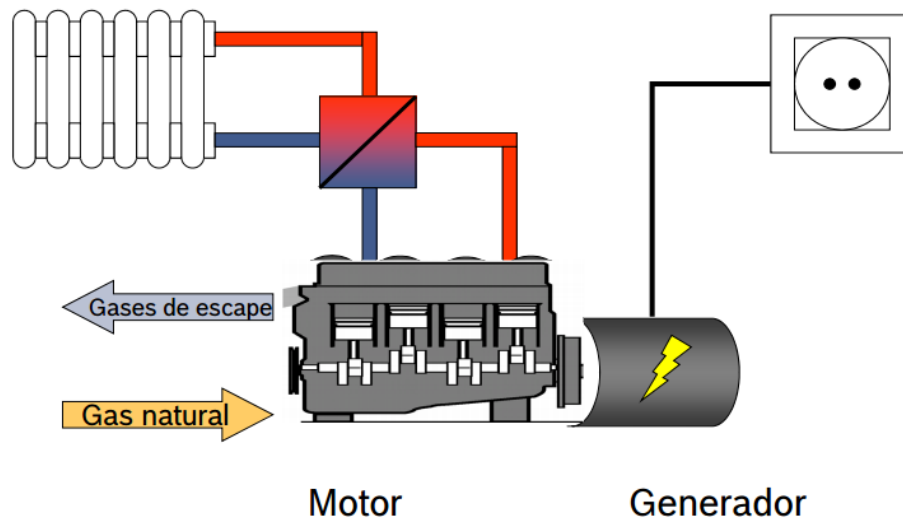


Figura 3-18: Esquema del funcionamiento de un sistema CHP [27].

El ácido sulfhídrico (H_2S) y los siloxanos provenientes del biogás son perjudiciales para la gran parte de los equipos utilizados en este tipo de uso energético, por lo que se hace necesario el post-tratamiento para obtener concentraciones menores a 100 ppm de H_2S y la remoción de siloxanos [27].

Las tecnologías principales de cogeneración con biogás son la del motor de combustión interna (MCI), la turbina de gas (TG), la turbina de vapor (TV) y las micro turbinas (MT).

Cada una de las tecnologías se basa en la combustión del gas para generar energía mecánica, que puede ser convertida en electricidad, y gases de combustión calientes que pueden ser convertidos en energía térmica utilizable como vapor. En la Tabla 3-12 se realiza una comparación entre las principales características de los sistemas de cogeneración.

Tabla 3-12: Características sistemas de cogeneración (continúa en la siguiente página) [28].

Característica	Motor combustión interna Diésel	Motor combustión interna (Gas)	Turbina Vapor	Turbina de Gas	Micro-turbina	Pila de Combustible
Eficiencia Eléctrica (LHV)	30-50%	25-45%	30-42%	25-40% (ciclo simple) 40-60% (ciclo combinado)	20-30%	40-70%
Rango (MW)	0.05-5	0.05-5	-----	3-200	0.025-0.25	0.2-2
Espacio requerido (m²/kW)	0.22	0.22-0.31	<0.1	0.02-0.61	0.15-1.5	0.6-4
Costo de instalación (\$/kW)	800-1500	800-1500	800-1000	700-900	500-1300	>3000
Costo operación y mantención (O&M) (\$/kWh)	0.005-0.008	0.007-0.015	0.004	0.002-0.008	0.002-0.01	0.003-0.015
Disponibilidad	90-95%	92-97%	Cerca del 100%	90-98%	90-98%	>95%
Hora de puesta a punto	25,000-30,000	24,000-60,000	>50,000	30,000-50,000	5,000-40,000	10,000-40,000
Tiempo de arranque	10 seg	10 seg	1 hr-1 día	10 min –1 hr	60 seg	3 hrs-2 días
Presión de combustible (psi)	<5	1-45	n/a	120-500 (puede requerir compresor)	40-100 (puede requerir compresor)	0.5-45
Combustible	Diésel y residuos de petróleo	Gas natural, biogás, bencina	Todos	Gas natural, biogás, bencina, destilado de petróleo	Gas natural, biogás, bencina, destilado de petróleo	Hidrogeno, gas natural, bencina

Característica	Motor combustión interna Diésel	Motor combustión interna (Gas)	Turbina Vapor	Turbina de Gas	Micro-turbina	Pila de Combustible
Ruido	Moderado a alto	Moderado a alto	Moderado a alto	Moderado	Moderado	Bajo
Uso del calor recuperado	Agua caliente sanitaria, vapor de bajo potencial, calefacción	Agua caliente sanitaria, vapor, calefacción	Vapor de bajo y alto potencial, calefacción	Calor directo, agua caliente sanitaria, vapor de bajo y alto potencial, calefacción	Calor directo, agua caliente, vapor de bajo potencial	Agua caliente sanitaria, vapor de bajo y alto potencial
CHP Output (Btu/kWh)	3,400	1,000-5,000	n/a	3,400-12,000	4,000-15,000	500-3,700
Temperatura aprovechable (°F)	82-480	150-260	n/a	260-595	205-345	60-370

En la Tabla 3-13 se encuentra un resumen de las características energéticas para los tipos de tratamiento que se utilizan para la generación eléctrica, térmica y/o a la cogeneración.

Tabla 3-13: Resumen de las características energéticas de cada tecnología de aprovechamiento energético de la biomasa [10, 12]

Tecnología	Potencia	Eficiencia (electricidad)	Eficiencia (cogeneración)	Factor de Planta	Inversión [USD/kW]	Costo de la energía [USD/kWh]
Combustión directa	Menor a 300 [MW]	15-38%	80%	76-91%	650-3.664	0,015-0,114
Pirólisis	10 [MW] por motor	-	60-70%	80-90%	1.200-3.700	0,148-0,218
Gasificación	30[kW]-40[MW]	35-40%	-	85-95%	850-3.700	0,148-0,218
Digestión anaeróbica	0,3-10 [MW]	26-32%	40-85%	80%	3.700-5.300	0,140-0,183

- Uso como combustible

La purificación de biogás permite su utilización como gas ciudad o como gas para uso en vehículos. Para esto el biogás debe tener una calidad similar al gas natural por lo que debe ser purificado y acondicionado para su uso. El biogás puede ser usado ya sea en cocinas convencionales o en motores de combustión interna para diésel o gasolina, sin embargo posee baja capacidad de encendido, siendo ésta una de sus principales desventajas [13].

3.5 Indicadores de evaluación de proyectos

En los proyectos de ingeniería es necesario definir indicadores para la evaluación de su desempeño económico. Para más información acerca de las técnicas de evaluación de proyectos se recomienda revisar “Análisis y evaluación de proyectos de inversión” de Raúl Coss Bu [29]. Los principales indicadores de proyectos son:

3.5.1 Retorno de la inversión (*Payback*)

Este indicador calcula el tiempo en que el periodo tarda en recuperar la inversión según la fórmula:

$$0 = -I_0 + \sum_{i=1}^T F_i \quad (8)$$

Donde I_0 corresponde a la inversión inicial del proyecto, F_i al flujo de efectivo en el período i y T al periodo de retorno de la inversión, en donde la ecuación se cumple.

3.5.2 Valor actual neto (VAN)

Este indicador corresponde a la suma de los flujos de efectivo del proyecto para un tiempo cero (actual). Para un proyecto en el que se están evaluando N periodos el VAN se calcula según:

$$VAN = -I_0 + \sum_{i=0}^N \frac{F_i}{(1+r)^i} \quad (9)$$

Donde r representa la tasa de descuento del proyecto que aumenta para sistemas más riesgosos y representa el valor del dinero en el tiempo. Un proyecto que retorne flujos de efectivo posee un VAN mayor a cero.

3.5.3 Tasa interna de retorno (TIR)

Este indicador se define como la tasa de descuento a la que el proyecto posee VAN igual a cero. Luego la TIR se puede calcular igualando a cero la ecuación (15):

$$0 = -I_0 + \sum_{i=0}^N \frac{F_i}{(1 + TIR)^i} \quad (10)$$

Otra forma de entender la TIR es como la tasa que entrega un monto equivalente a la inversión del proyecto en el tiempo de evaluación.

4 Definición del Contexto

Para realizar la evaluación técnica y económica de la planta de producción de biogás se hace necesario definir el contexto en donde ésta se desarrollará. A continuación, se exponen las principales decisiones para cada una de las etapas del proceso de producción de biogás y cómo éstas afectarán la configuración del proceso.

4.1 Materias primas

Los residuos que puedan ser utilizados en el proyecto de autoabastecimiento a partir de biogás determinan su factibilidad técnica y económica. De hecho, la utilización de uno o varios tipos de residuos afecta a la producción de biogás y por lo tanto a su potencial energético. Para poder elegir el tipo de materia prima a utilizar se deben tener en cuenta distintos factores como:

1. Uso alternativo
2. Disponibilidad
3. Potencial de producción de biogás
4. Características físicas y químicas

El **Uso alternativo** refiere a la utilización de la materia prima en otro tipo de actividad, por lo que puede incluir contratos con terceros de por medio. En el caso de residuos vegetales éstos son utilizados en muchos casos como alimento animal o, si sus propiedades físicoquímicas lo permiten, en otros tipos de tecnologías de aprovechamiento energético, como la gasificación. Los estiércoles y los lodos de plantas de tratamiento en general pueden ser utilizados como abono, aunque en general es necesario un tratamiento previo para su higienización, como el compostaje en pilas. Otros tipos de residuos (como grasas, aceites y residuos cárnicos) pueden ser aprovechados energéticamente por su buen rendimiento en la producción de biogás. También, para industrias de alimentos como las conserveras, sus residuos son utilizados para alimentación animal [13, 16].

La **Disponibilidad** está relacionada con la generación de la materia prima y con su consumo, por lo que el uso alternativo también se encuentra incluido. Así es necesario conocer si es posible el uso del residuo para el aprovechamiento energético. Además, también es indispensable conocer la localización geográfica del residuo respecto a la planta de biogás, debido a que normalmente los costos de transporte provocan que los proyectos no sean rentables. Otro punto importante a considerar es la disponibilidad en el tiempo, ya que algunos tipos de residuos sólo están disponibles por temporadas.

El **Potencial de producción de biogás** refiere al hecho de que algunos residuos poseen mejores rendimientos de producción de biogás como es el caso de los aceites y grasas y algunos residuos vegetales.

Finalmente, es necesario tener en cuenta las **Características físicas y químicas**, ya que estas afectan a los procesos de pre y post tratamiento, lo que modifica los costos de inversión y de operación.

Según el estudio realizado por la CNE en el año 2007 [16], el mayor potencial teórico de residuos para proyectos de biogás se encuentra concentrado en los estiércoles avícolas, porcinos y bovinos, en los lodos de plantas de tratamientos, en los residuos sólidos urbanos (RSU) y algunos cultivos de temporada (ver Figura 3-5). Es por esta razón que se evaluará la utilización de alguno de éstos residuos a continuación.

Los usos alternativos de los residuos con mayor potencial, son principalmente de abono o alimento para animales (cultivos de temporada), aunque algunos también pueden ser destinados al reciclaje (RSU).

La disponibilidad geográfica de cada uno de los residuos es alta debido a que se encuentran concentrados en lugares definidos, sin embargo para el caso de los cultivos de temporada su disponibilidad a lo largo del año es baja, ya que su producción es estacional [16].

El potencial de producción de biogás de los residuos nombrados está dentro de los rangos normales de producción (0,22 a 0,85 m³ de biogás por kg de sólidos volátiles [17]), siendo el más alto para los residuos sólidos urbanos. Debido a sus características físicas, químicas y biológicas los estiércoles agrícolas y los lodos requieren de un pretratamiento para su higienización. Además, en el caso de los RSU, se requiere la separación de la materia orgánica de la inorgánica, lo que dificulta su aprovechamiento para producción de biogás en biodigestores y se prefiere la captura del gas en rellenos sanitarios. En el caso de cultivos de temporada, en general es necesario un pretratamiento mecánico para así aumentar la degradación del material. En todos los casos, el post-tratamiento normalmente incluye el lavado del ácido sulfhídrico para el aprovechamiento energético, aunque esto debe ser evaluado caso a caso según la concentración del sulfuro [13, 16, 30]. Este lavado se hace necesario ya que el H₂S es un compuesto tóxico para la salud y que además, puede mezclarse con el vapor de agua en el biogás y formar ácido sulfúrico (H₂SO₄) el que es un compuesto muy corrosivo. Es así como se hace importantísimo recalcar que al conservar el biogás crudo en el proceso y combustionarlo, se generarán óxidos de azufre (SO_x), monóxido de carbono (CO) y óxidos de nitrógeno (NO_x) los que son perjudiciales para el ambiente y cuyas emisiones están normadas por ley, por lo que se debe evitar este hecho [22].

Los lodos de plantas de tratamientos de agua no son utilizados en la evaluación de este proyecto, pero se recomienda su futura evaluación, por su alta concentración geográfica, uso alternativo como abono y buen potencial de producción de biogás. Los cultivos de temporada no serán considerados en el proyecto, ya que su estacionalidad implica la asociación con otros productores de residuos lo que complejiza la logística de transporte y por lo tanto la viabilidad del proyecto. Para el caso de RSU el tratamiento actual se realiza en rellenos sanitarios y debido a la complejidad en la separación de los RSU inorgánicos de los orgánicos la opción queda descartada.

Finalmente, el tipo de residuo a utilizar para la preparación de la herramienta son los estiércoles (bovino, porcino y avícola), debido principalmente al potencial de producción de biogás que poseen. Además, su concentración en lugares geográficos permite tener mínimos costos de transporte. El uso alternativo de los estiércoles luego de la producción de biogás es comparable, ya que la digestión anaeróbica permite generar

abono con menores olores en comparación a otros métodos de estabilización de residuos.

4.2 Alimentación y Pre-tratamiento

La recepción de la materia prima incluye un tanque de almacenamiento que provea seguridad de suministro y alimentación constante de materia prima. Es por esto que se incluirá en el diseño un tanque que permita obtener una autonomía de 2 días en la planta de producción de biogás.

El pre-tratamiento busca una mejora en la disponibilidad de sustrato en el reactor. Una tabla comparativa de cada tipo de pretratamiento se muestra a continuación:

Tabla 4-1: Comparación entre los distintos pre-tratamientos [19, 20].

Pre-tratamiento	Ventajas	Desventajas
Térmico	Es económico y sirve para la higienización de residuos peligrosos.	Tiene un consumo de energía entre medio y alto en comparación con otros métodos de pretratamiento. Su efectividad depende del tipo de sustrato.
Químico	Tiene un alto rendimiento en la desintegración de microorganismos y partículas orgánicas.	Tiene un costo medio en comparación con otros métodos de pretratamiento y en general es muy corrosivo y se trabaja a bajos pH.
Termoquímico	Es un método simple con alta efectividad.	Utiliza un alto consumo de energía en comparación con otros métodos de pretratamiento y de reactivos. Además puede ser corrosivo y emitir olores.
Físico	Es uno de los métodos más simples y es efectivo para residuos lignocelulósicos.	Tiene un consumo de energía medio a alto en comparación con otros métodos de pretratamiento y dependiendo del tipo de tratamiento es su costo.

Debido a que las materias primas a considerar poseen microorganismos peligrosos es necesaria la higienización de ésta. El tratamiento térmico es uno de los que permite la higienización de los residuos sin incluir de uso de agentes corrosivos y con una baja carga energética, es por esto que en la evaluación del proyecto se considera una etapa de pasteurización. Además, se considerará una etapa de molienda con molino de martillos para los casos en que el sustrato se encuentre con un porcentaje en masa de sólidos totales superior al 10% o sea un residuo con alto contenido de fibra (mayor al 20% de los ST). La elección del molino de martillos se basa en que permite la homogenización del material a digerir y puede ser utilizado para distintos tipos de biomasa, tanto en residuos secos, húmedos o con alto contenido de lignina. Otros tipos de molinos como los de bola o de cuchillos, poseen un alto gasto energético (bolas) o no son aplicables a residuos poco fibrosos (cuchillos) [31, 32]. Los casos químicos y termoquímicos quedan descartados principalmente por la corrosión que pueden causar en el proceso y los costos asociados al uso de reactivos [19].

4.3 Digestión

Las distintas tecnologías de reactores existen permiten poseer una amplia gama de opciones a la hora de decidir cuál tipo de reactor utilizar. La principal diferencia para la elección del tipo de reactor es la composición de sólidos que posee el residuo de entrada. En la Tabla 4-2 se resumen los rangos de porcentajes en peso de sólidos que son recomendados por diseño para cada uno de los tipos de reactores:

Tabla 4-2: % de sólidos totales recomendados para cada tipo de reactor [20, 33, 34]

Tipo de reactor	% p/p de sólidos totales recomendado
Batch	20-40%
Flujo pistón	10-13%
Mezcla completa	2-10%
Lecho fijo y Sludge bed	2-3%
Lecho expandido y fluidizado	Bajo

Los reactores de alta carga o alta velocidad (con el uso de lechos fijos o suspendidos, ver sección 3.4.2.2 para más información) en general son utilizados para bajas concentraciones de sólidos, debido principalmente a los altos tiempos de retención de sólidos que poseen y las obstrucciones que pueden causar los sólidos alimentados. Además, una desventaja considerable de este tipo de reactores es que su puesta en marcha, ya que es compleja y requiere de personal altamente calificado. Para el caso de reactores por lotes estos poseen la capacidad de soportar mayores cargas de sólidos, sin embargo sus aplicaciones son limitadas a usos energéticos debido principalmente a la baja eficiencia que poseen [15, 20].

Debido a que las materias primas consideradas normalmente se encuentran en rangos inferiores al 10% y superiores al 5%, los reactores de mezcla completa son un buen candidato para ser utilizados en el proyecto, por lo que esta es la tecnología utilizada en el proyecto usando una temperatura en el rango mesofílico. Además, el dimensionamiento de estos equipos es sencillo y conocido en varias experiencias reales [13, 17].

4.4 Post-tratamiento

El principal objetivo del post-tratamiento del biogás será definido como la remoción del ácido sulfhídrico a un nivel menor de 300 ppm [35]. Para el post-tratamiento existen distintas alternativas tecnológicas, pero en plantas de biogás para autoabastecimiento energético, sólo algunas son factibles debido al tamaño de la planta. Primero que todo es importante considerar las concentraciones de ácido sulfhídrico que posee el biogás producido, ya que si estas son reducidas la etapa de limpieza se puede evitar.

Las alternativas de post-tratamiento para la remoción de H_2S son variadas y entre ellas se encuentran la absorción con agua, óxidos de hierro o soluciones alcalinas, la adsorción en superficies sólidas, el uso de membranas y los tratamientos biológicos (ver sección 3.4.2.3).

Los tratamientos biológicos poseen altas eficiencias de remoción de contaminantes, sin embargo son procesos lentos y que requieren de reactivos y control especial en la operación de limpieza del gas, lo que aumenta sus costos de operación y mantención [23]. En el caso de la adsorción los costos de operación aumentan, ya que existen altas caídas de presión y altos requerimientos de calor. Una alternativa de bajo costo, sencilla y eficiente es la absorción, siendo en este proyecto utilizada con agua [36, 37]. Para el tratamiento del agua con H_2S se utilizará una torre de desorción con aire.

Además, para la remoción del vapor de agua que posee el biogás (3% en peso), el gas será enfriado en un intercambiador de calor para lograr la condensación casi total del agua.

En el caso del post-tratamiento del digestato, es necesaria la remoción de parte de su contenido de humedad. En este caso, las alternativas de separación sólido líquido son principalmente la filtración y la centrifugación. Debido a que la segunda opción posee altas demandas energéticas en su operación, se opta por la filtración [38]. Con el uso de la pasteurización como pretratamiento y de la operación de un digestor en el rango mesofílico en general no es necesaria la estabilización del digestato para uso como abono, sin embargo si lo fuera, se considera como escenario de evaluación un proceso de compostaje aeróbico luego de la filtración del digestato.

4.5 Uso energético

Como ya fue explicado en la sección 3.4.2.4, la cogeneración es una de las mejores opciones para autoabastecimiento energético, ya que posee una mayor eficiencia global. Las tecnologías de cogeneración son variadas y pueden ser elegidas según distintos criterios. Las características principales de cada tipo de tecnología de cogeneración se encuentra en la Tabla 3-12 del capítulo 3.

Las tecnologías que permiten usos de biogás son las turbinas a vapor, las turbinas a gas (incluidas micro turbinas), los motores de combustión interna y los ciclos combinados gas-vapor. En general, la decisión del uso entre una y otra tecnología, depende de las demandas eléctricas y térmicas a cubrir y del tamaño del proyecto. La herramienta confeccionada utiliza sólo el criterio del tamaño de generación de energía, ya que a priori no se conocen las demandas eléctricas y térmicas de las instalaciones que se abastecerán energéticamente. Los ciclos combinados son los más eficientes, sin embargo, son sólo para aplicaciones con alta producción de energía, ya que sus costos son mayores en escalas pequeñas. Además, debido a que las turbinas de vapor son poco eficientes, se optará por evaluar las dos opciones restantes: los motores de combustión interna y las turbinas a gas. La elección de una u otra tecnología para la evaluación del proyecto sigue según lo siguiente: para proyectos con generación mayor a 2 [MWe] se utilizará turbina a gas y para proyectos menores se utilizará motor de combustión interna [28].

5 Evaluación Técnica

El producto que se espera generar, según el acuerdo con Poch Ambiental S.A. es una planilla de Microsoft Excel® que permita realizar los cálculos técnicos y económicos necesarios para la evaluación preliminar de un proyecto de autoabastecimiento energético.

Así, el proyecto planteado consiste en la generación de energía eléctrica y térmica a partir del biogás proveniente de una planta productiva. En los siguientes apartados se exponen los resultados de la confección de los diagramas de proceso, los cálculos de los balances de masa y energía, el dimensionamiento de los equipos y una distribución referencial de éstos. Además, se incluyen las metodologías utilizadas en la planilla de cálculo para el dimensionamiento del proyecto. Los resultados numéricos serán explícitos sólo para el caso base, sin embargo la metodología de cálculo se puede extender a otros contextos y se especifica en los Anexos de este trabajo.

5.1 Caso base

La evaluación técnica del proyecto considera un flujo de estiércoles de cerdo de 14 toneladas por hora. Esto representa aproximadamente al 35% del estiércol porcino producido en la sexta región al año 2007 y es inferior al mínimo disponible informado (50% de la producción de la región) por *Chamy et al.* [16].

5.2 Diagramas de proceso

5.2.1 Diagrama de bloques

El proceso de producción de biogás contempla cuatro etapas principales: Pre-tratamiento, Digestión, Post-tratamiento y Uso energético (para más información ver sección 3.4.2). En el capítulo 4, fueron expuestas las razones para la elección de las distintas tecnologías a utilizar, así es posible confeccionar un diagrama de bloques como sigue:

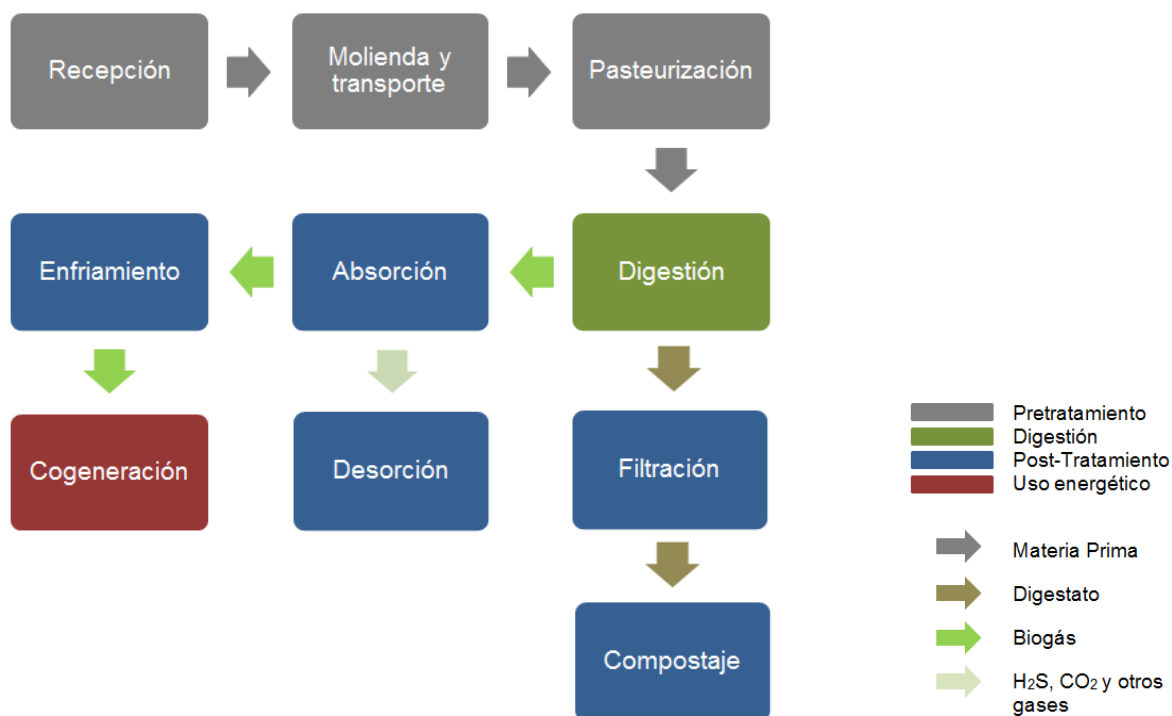


Figura 5-1: Diagrama de bloques del proceso. A la izquierda se indica la leyenda para cada uno de los colores utilizados.

En la siguiente tabla se explican cada una de las etapas indicadas en la Figura 5-1, indicando una breve descripción de las condiciones de cada etapa (más detalle en la sección 3.4.2 Etapas y en el capítulo 4 Definición del Contexto)

Tabla 5-1: Descripción de las etapas del diagrama de bloques del proceso (continúa en la siguiente página).

Etapa	Descripción	Flujos principales	Equipos principales involucrados
Recepción	Se recibe la materia prima en un tanque de almacenamiento, para dar autonomía de 2 días a la planta de biogás	Entrada y salida: Materia Prima	Tanque de almacenamiento
Molienda y Transporte	Se tritura la materia prima en un molino de martillos y luego se utiliza un tornillo sin fin para su transporte. Sólo se requiere esta etapa si el residuo posee una concentración mayor a 10% en peso de Sólidos Totales o es un residuo con alto contenido de fibra. Si no se cumple alguna de estas condiciones, se considera la recepción y luego la pasteurización.	Entrada y salida: Materia Prima	Molino de martillos y tornillo sin fin.
Pasteurización	Se realiza el tratamiento térmico del sustrato en un pasteurizador constituido por dos intercambiadores de placas.	Entrada y salida: Materia Prima	Pasteurizador
Digestión	Se utiliza la tecnología de mezcla completa (CSTR) para la digestión en condiciones	Entrada: Materia prima,	Digestor y antorchas

Etapa	Descripción	Flujos principales	Equipos principales involucrados
	anaeróbicas de la materia prima.	Salida Digestato y Biogás	
Filtración	Se utiliza un filtro para la separación de la fracción sólida el digestato.	Entrada: Digestato Salida: Digestato concentrado	Filtro de hojas
Compostaje	Se incluye una planta de compostaje por pilas, en caso de ser necesaria la estabilización del digestato concentrado. Esta etapa sólo es considerada en el escenario de evaluación en que no se cumplen las condiciones sanitarias para la utilización del digestato como bioabono. Ya que está fuera de los objetivos de este proyecto, sólo se realiza una estimación gruesa de su costo de inversión y operación.	Entrada: Digestato concentrado Salida: Abono	Planta de compostaje
Absorción	Se utiliza una torre de absorción con agua, en donde se tiene por objetivo disminuir la concentración de ácido sulfhídrico a menos de 100 ppm. También se absorbe dióxido de carbono en el proceso.	Entrada: Biogás contaminado Salida: Biogás purificado	Torre de absorción
Desorción	Se utiliza una torre de desorción, en donde se busca extraer las impurezas en el agua de lavado, proveniente de la etapa de absorción, utilizando una corriente de aire.	Entrada: Agua contaminada Salidas: Aire y agua purificada	Torre de desorción
Enfriamiento	Se utiliza un intercambiador de calor para disminuir la temperatura del gas y así condensar el vapor de agua contenido en el energético.	Entrada: Biogás húmedo Salidas: Agua y Biogás seco	Intercambiador de calor de carcasa y tubos
Cogeneración	Se recibe el biogás tratado y se genera energía térmica y eléctrica. El criterio de elección de la tecnología a utilizar es el tamaño de planta: para plantas mayores a 2 MWe se utilizan turbinas a gas y para tamaños menores se utilizan motores de combustión interna.	Entrada: Biogás y aire Salida: Gases de combustión	Turbina a gas o motor de combustión interna

5.2.2 Diagrama de flujos

Incluyendo cada uno de los equipos de las etapas del proceso ya descritas, se puede confeccionar un diagrama de flujos tal como el que se muestra en la Figura 5-2.

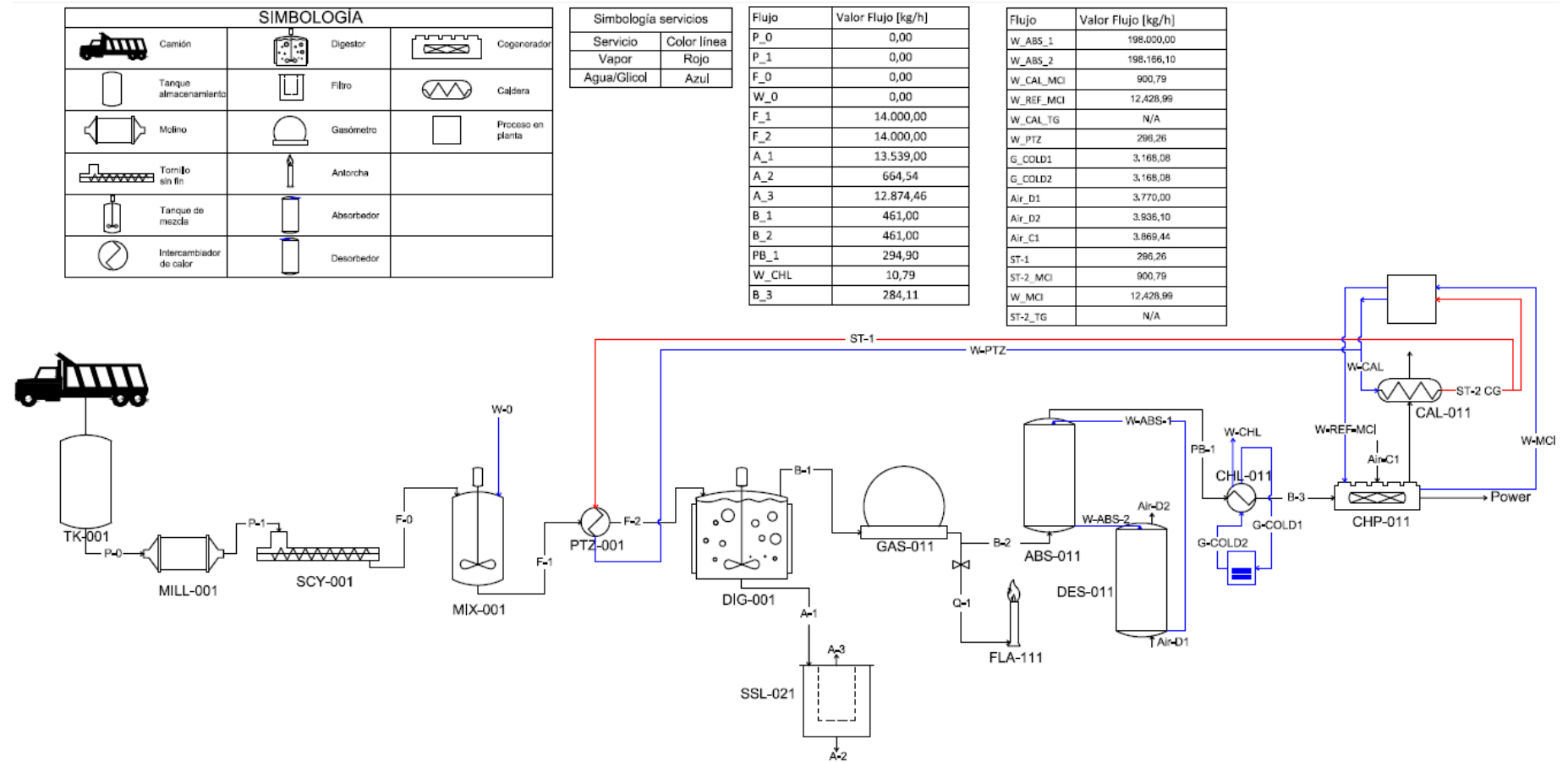


Figura 5-2: Diagrama de flujos del proceso.

Los equipos utilizados en el proceso y su descripción se muestran a continuación:

Tabla 5-2: Descripción de los equipos presentes en la Figura 5-2.

ID Equipo	Nombre	Descripción
TK-001	Tanque de almacenamiento	Tanque de almacenamiento de materia prima
MILL-001	Molino de martillos	Molino de martillos para trituración de materias primas con alto contenido en sólidos y/o fibrosas
SCY-001	Tornillo sin fin	Tornillo sin fin de cinta para transporte
MIX-001	Tanque de mezcla	Tanque de mezcla de agua y residuo para la disminución de la concentración de sólidos
PTZ-001	Pasteurizador	Pasteurizador para higienización de la materia prima
DIG-001	Digestor	Digestor donde se genera la reacción de producción de biogás
SSL-021	Filtro	Filtro para la separación sólido-líquido del digestato proveniente del digestor
GAS-001	Gasómetro	Gasómetro de almacenamiento de biogás
FLA-111	Antorcha	Antorcha de quema de gas en caso de emergencia o exceso
ABS-011	Absorvedor	Columna de Absorción para purificación de biogás
DES-011	Desorbedor	Columna de desorción para limpieza del agua proveniente del absorvedor
CHL-011	Enfriador	Enfriador para la condensación del vapor de agua en el biogás
CHP-001	Cogenerador	Equipo de cogeneración a partir de biogás (Puede ser un motor de combustión interna o una turbina a gas)
CAL-011	Caldera de recuperación de calor	Caldera de recuperación de calor para el aprovechamiento térmico de la energía generada en la combustión del biogás

La descripción de los flujos principales y de servicio del diagrama se realiza en la sección 10.4 en Anexos.

5.3 Balances de Masa y Energía

El listado de las propiedades de la materia prima, su descripción y su valor para el caso base dado, se muestra en la siguiente tabla (los datos para los estiércoles bovinos y avícolas se encuentran en la sección 10.5 en Anexos):

Tabla 5-3: Características de la biomasa a digerir [13, 39, 40, 41, 42].

Característica	Descripción	Valor para el caso base
% ST del total (%p/p)	Porcentaje de sólidos totales (ST) del peso total	8,0%
% SV del total (%p/p)	Porcentaje de sólidos volátiles (SV) del peso total	6,8%
Relación C:N	Relación carbono nitrógeno	16
Densidad [kg/m3]	Densidad del residuo	1.020,0
C (% de los SV)	Porcentaje de carbono de los SV en peso. Es utilizado para el cálculo de la composición del biogás, si no se conoce se recomienda mantener el valor.	51,40%
H (% de los SV)	Porcentaje de hidrógeno de los SV en peso. Es utilizado para el cálculo de la composición del biogás, si no se conoce se recomienda mantener el valor.	11,35%
O (% de los SV)	Porcentaje de oxígeno de los SV en peso. Es utilizado para el cálculo de la composición del biogás, si no se conoce se recomienda mantener el valor.	33,25%
N (% de los SV)	Porcentaje de nitrógeno de los SV en peso. Es utilizado para el cálculo de la composición del biogás, si no se conoce se recomienda mantener el valor.	3,25%
S (% de los SV)	Porcentaje de azufre de los SV en peso. Es utilizado para el cálculo de la composición del biogás, si no se conoce se recomienda mantener el valor.	0,75%
Carbohidratos (% de los SV)	Porcentaje de carbohidratos de los SV en peso. Es utilizado para el cálculo del calor específico del sustrato.	60,00%
Proteínas (% de los SV)	Porcentaje de las proteínas de los SV en peso. Es utilizado para el cálculo del calor específico del sustrato.	30,00%
Lípidos (% de los SV)	Porcentaje de lípidos de los SV en peso. Es utilizado para el cálculo del calor específico del sustrato	10,00%
Densidad sólidos [kg/m3]	Densidad de los sólidos secos	1.250
Densidad agua [kg/m3]	Densidad del agua a utilizar	1000

Es necesario recalcar que para estos datos de la materia prima no es necesario el tratamiento mecánico y sólo se utiliza el pretratamiento térmico (Flujos P_0, P_1, F_0 y W_0 iguales a cero)

Para el cálculo de los balances se define el flujo de entrada de materia prima y se calcula para las etapas de pretratamiento según lo descrito en el apartado 10.6 en Anexos. Luego, se hace necesario dimensionar el reactor anaeróbico (ver sección 10.7.6), para conocer su producción de biogás y así continuar con los balances de masa. En el caso del equipo de absorción, la elección del flujo de agua a utilizar no es trivial, lo que se explica en la sección 10.7.9 en Anexos.

En el caso de los balances de energía se asumió que los equipos son adiabáticos e isotérmicos excepto en los siguientes casos: pasteurizador, digestor, enfriador y equipo de cogeneración. Esto implica que las temperaturas de entrada y salida de los flujos de los equipos restantes son idénticas.

Los resultados de los balances de masa y energía para los flujos principales se muestran en las siguientes tablas (ver Anexo 10.6 para un ejemplo de cálculo). Además, en la misma se dan a conocer otros supuestos realizados para el cálculo de cada uno de los balances.

Tabla 5-4: Resultados balances de masa y energía para los flujos principales. Caso base de 14.000 kg/h de purines de cerdo.

Flujo	Equipo Asociado (como Salida)	Valor Flujo [kg/h]	Valor Flujo [m ³ /h]	Cp [kJ/(kg K)]	Temperatura [K]	Presión [atm]
P_0	TK-001	0,00	0,00	0,00	298,15	1
P_1	MILL-001	0,00	0,00	0,00	298,15	1
F_0	SCY-001	0,00	0,00	0,00	298,15	1,00
W_0		0,00	0,00	4,18	298,15	1,00
F_1	MIX-001	14.000,00	13,73	3,99	298,15	1,00
F_2	PTZ-001	14.000,00	13,73	3,99	310,12	1,00
A_1	DIG-001	13.539,00	13,37	4,06	308,15	1,00
A_2	SSL-021	664,54	0,55	2,29	298,15	1,00
A_3	SSL-021	12.874,46	12,84	4,15	298,15	1,00
B_1	DIG-001	461,00	505,90		308,15	1,00
B_2	GAS-011	461,00	244,74		298,15	2,00
PB_1	ABS-001	294,90	195,83		298,15	2,00
W_CHL	CHL-001	10,79	0,011	4,18	277,15	1,00
B_3	CHL-001	284,11	377,00		277,15	1,00

Tabla 5-5: Continuación de los resultados balances de masa y energía para los flujos principales.

Flujo	Flujo de Sólidos Inorgánicos [kg/h]	Flujo de SV [kg/h]	Flujo sólidos totales [kg/h]	%SV (del flujo de entrada)	%CO2 (p/p)	%CH4 (p/p)
P_0	0	0	0	0,00%		
P_1	0	0	0	0,00%		
F_0	0,00	0,00	0,00	0,00%		
W_0	0,00	0,00	0,00	0,00%		
F_1	168,00	952,00	1.120,00	6,80%		
F_2	168,00	952,00	1.120,00	6,80%		
A_1	168,00	501,81	669,81	3,58%		
A_2	134,40	401,45	535,85	2,87%		
A_3	33,60	100,36	133,96	0,72%		
B_1					51,85%	41,62%
B_2					51,85%	41,62%
PB_1					27,55%	63,34%
W_CHL						
B_3					28,59%	65,75%

Tabla 5-6: Continuación de los resultados balances de masa y energía para los flujos principales (continúa en la siguiente página).

Flujo	%N2 (p/p)	%H2 (p/p)	%H2S (p/p)	Vapor de H2O (%p/p)	Flujo de H2O líquida [kg/h]	%H2O líquida (p/p)	Supuestos
P_0					0,00	0%	No se considera por el bajo % de ST del sustrato
P_1					0,00	0%	No se considera por el bajo % de ST del sustrato
F_0					0,00	0%	No se considera por el bajo % de ST del sustrato
W_0					0,00	0%	No se considera por el bajo % de ST del sustrato
F_1					12.880,00	92%	
F_2					12.880,00	92%	
A_1					12.869,20	95%	El flujo de agua se asume igual al ingresado menos lo que sale en el biogás saturado ¹ , así el flujo de sólidos totales se puede calcular asumiendo constante el flujo de inorgánicos.
A_2					128,69	19%	1% del agua de A_1 sale en A_2. 80% de los sólidos de A_1

¹ Esto debido a que no se maneja una forma exacta de conocer el consumo de agua destinado a la producción de biogás y el crecimiento de la biomasa dentro del reactor.

Flujo	%N2 (p/p)	%H2 (p/p)	%H2S (p/p)	Vapor de H2O (%p/p)	Flujo de H2O líquida [kg/h]	%H2O líquida (p/p)	Supuestos
							quedan retenidos.
A_3					12.740,50	99,0%	
B_1	2,87%	0,61%	0,70%	2,34%			Se asume gas ideal para el cálculo del volumen
B_2	2,87%	0,61%	0,70%	2,34%			Se asume gas ideal para el cálculo del volumen
PB_1	4,48%	0,96%	0,00%	3,66%			Se asume gas ideal para el cálculo del volumen
W_CHL					10,79	100,00 %	Se condensa 99,9% del vapor de agua. Se retira sólo agua (no existirían gases disueltos en ella). Cp igual al agua
B_3	4,65%	1,00%	0,00%	0,004%			Se asume gas ideal para el cálculo del volumen

Los resultados de los balances de masa y energía para los flujos de servicio se muestran a continuación:

Tabla 5-7: Resultados balances de masa y energía para los servicios. Caso base de 14.000 kg/h de purines de cerdo.

Flujo	Equipo Asociado (como Salida)	Valor Flujo [kg/h]	Valor Flujo [m3/h]	Temperatura [K]	%CO2 (p/p)	%CH4 (p/p)
W_ABS_1		198.000,00	198,00	298,15		
W_ABS_2	ABS-011	198.166,10	198,17	298,15	0,080%	0,003%
W_CAL_MCI		900,79	0,90	298,15		
W_REF_MCI		12.428,99	12,43	298,15		
W_CAL_TG		N/A	N/A	298,15		
W_PTZ	PTZ-001	296,26	0,30	298,15		
G_COLD1		3.168,08	2,86	275,15		
G_COLD2	CHL-011	3.168,08	2,86	279,15		
Air_D1		3.770,00	3.180,22	298,15		
Air_D2	DES-011	3.936,10	1.639,02	298,15	4,009%	0,129%
Air_C1		3.869,44	2.988,81	298,15		
ST-1		296,26		373,15		
ST-2_MCI	CHP-011	900,79		373,15		
W_MCI	CHP-011	12.428,99	12,43	353,15		
ST-2_TG	CHP-011	N/A	-	373,15		

Tabla 5-8: Continuación de los resultados balances de masa y energía para los servicios

Flujo	%N2 (p/p)	%H2 (p/p)	%H2S (p/p)	Flujo de H2O líquida [kg/h]	%H2O líquida (p/p)	Supuestos
W_ABS_1				198.000,00	100%	
W_ABS_2	0,000%	0,000%	0,002%	198.000,00	99,92%	
W_CAL_MCI				900,79	100%	
W_REF_MCI				12.428,99	100%	
W_CAL_TG				N/A	100%	No se considera por tamaño de planta
W_PTZ				296,26	100%	
G_COLD1					0%	
G_COLD2					0%	
Air_D1						
Air_D2	0,000%	0,000%	0,082%			
Air_C1						
ST-1						
ST-2_MCI						
W_MCI				12.428,99	100%	
ST-2_TG						No se considera por tamaño de planta

Del cálculo de los balances de masa y energía se pueden definir el tamaño de los equipos en la operación de la planta. Además, cabe destacar que la producción de biogás calculada (B-1) a partir de estiércol de cerdo, se encuentra dentro del rango esperado de 180 a 800 m³ de gas por kilogramo de sólidos volátiles [17, 20].

5.4 Dimensionamiento de los equipos

En la Tabla 5-9, se muestran los resultados para el dimensionamiento de equipos. El cálculo de cada una de estas dimensiones se especifica en la sección 10.7 en Anexos.

Tabla 5-9: Dimensiones de los equipos del proceso para el caso base estudiado.

Equipo	Nombre	Dimensión	Unidad	Número de equipos	Sección
TK-001	Tanque recepción	659,0	m ³	1	10.7.1
MILL-001	Molino	0,0	ton/h	0	10.7.2
SCY-001	Tornillo sin fin	0,0	ft	0	10.7.3
MIX-001	Tanque mezcla	0,0	m ³	0	10.7.4
MIX-001	Agitador del tanque	0,0	HP	0	10.7.4
PTZ-001	Pasteurizador sección Calentamiento	2,13	m ²	1	10.7.5
PTZ-001	Pasteurizador sección Enfriamiento	19,14	m ²	1	10.7.5
DIG-001	Digestor tanque	6.581,0	m ³	1	10.7.6
DIG-001	Digestor agitador	10,0	HP	3	10.7.6
SSL-021	Filtro	67,07	m ²	1	10.7.7
GAS-011	Gasómetro	1.520,00	m ³	1	10.7.8
ABS-011	Absorbedor	14,00	Etapas de equilibrio	1	10.7.9
DES-011	Desorbedor	11,00	Etapas de equilibrio	1	10.7.9
CHL-011	Enfriador	2,75	m ²	1	10.7.10
CHP-011	Equipo Cogeneración MCI	1.100,00	kW	1	10.7.11
CAL-011	Caldera recuperación calor (CHP) MCI	1,93	MBTU/h	1	10.7.11

Las dimensiones de los equipos mostrados, se encuentran dentro de los rangos normales de operación. Una discusión más acabada de este punto se muestra en el capítulo 7.

5.5 Distribución de equipos en planta y seguridad

A continuación, se presenta una distribución de los equipos en una planta de proceso de biogás para fines energéticos.

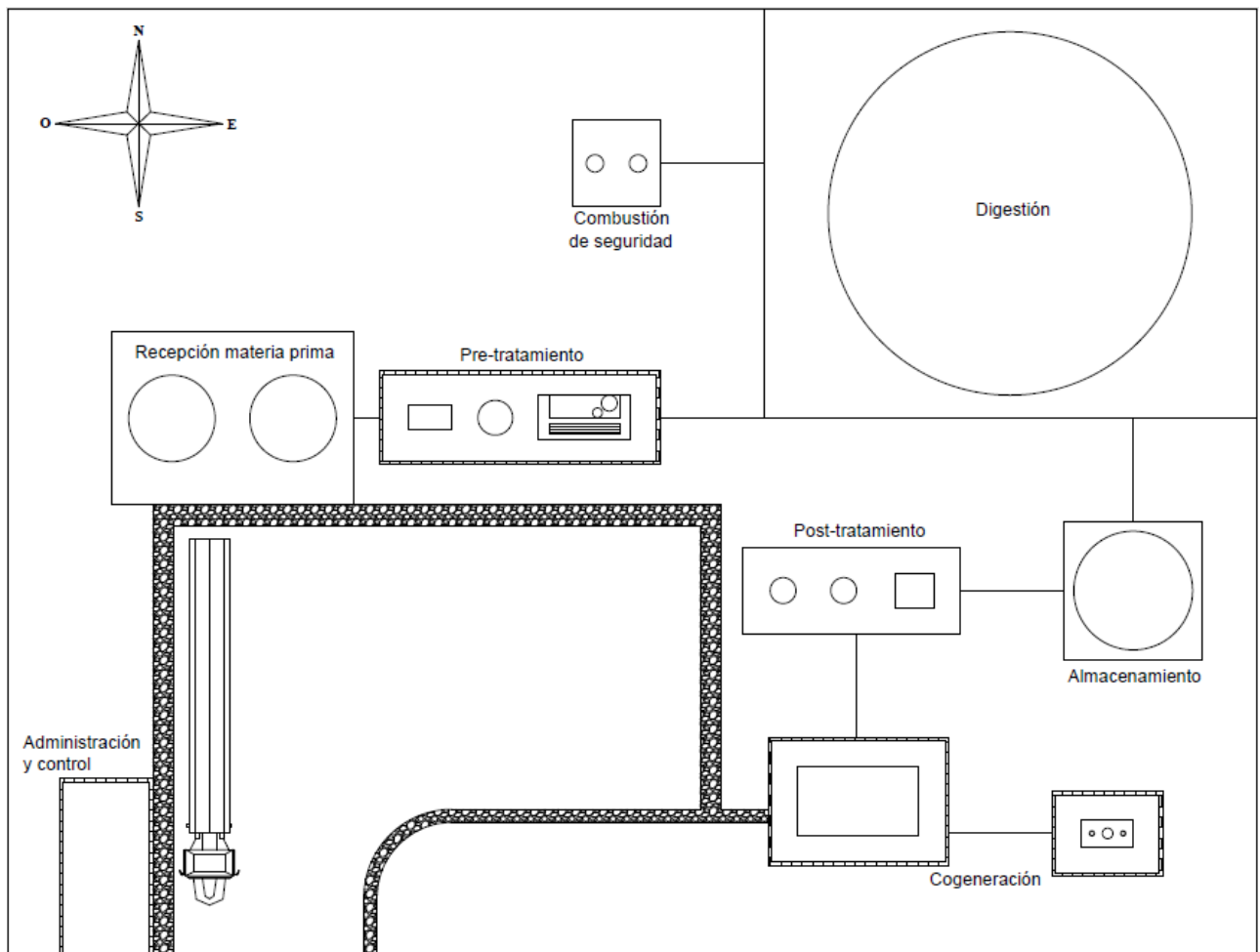


Figura 5-3: Distribución de equipos en planta. Se utilizan líneas sólidas para demarcar áreas y doble líneas para demarcar edificaciones, además las distancias entre etapas se muestran proporcionales a las distancias mínimas exigidas.

No se especifican dimensiones, ya que el diseño que se presenta debe ser flexible a diferentes contextos.

Según la literatura consultada se debe tener especial cuidado con los sectores de producción de biogás, debido a la posibilidad de explosión por filtraciones del gas [35, 43]. En este caso se supone un viento de oeste a este, para que la atmósfera explosiva se desplace fuera de la planta y también las antorchas de combustión de seguridad se localizan a la izquierda de la zona con presencia de biogás (desde la digestión hasta la cogeneración).

Además, aunque a la fecha no se tiene una normativa oficial en Chile, se ha presentado un documento a consulta pública para la aprobación del reglamento de seguridad para instalaciones de biogás [43]. En este informe, se expresa que se debe tener en cuenta que en estas instalaciones la distancia mínima entre las edificaciones y equipos debe

ser a lo menos 6 [m] cuando existe presencia de biogás o seguir alguna de las siguientes reglas:

- Si el edificio o el almacenamiento de biogás poseen una altura mayor a 7,5 [m] la distancia se define como:

$$d_{\text{mín}} = 0,4 \cdot H_1 + 3 \text{ [m]}$$

Con $d_{\text{mín}}$ la distancia mínima y H_1 la altura del edificio o el almacenamiento mayor a 7,5 [m].

- Si el edificio y el almacenamiento tienen alturas mayores a 7,5 [m] entonces se sigue la siguiente regla:

$$d_{\text{mín}} = 0,4 \cdot H_1 + 0,4 \cdot H_2$$

Las distancias entre equipos y edificios sin presencia de biogás se norman según el Artículo 8 del Decreto 594, 2014, es decir se debe tener una distancia mínima de 1,5 [m] [44].

En el ámbito de seguridad es necesario distinguir las instalaciones en pequeñas (de 0 a 60 [kWe]), medianas (60 a 300 [kWe]), grandes (mayores a 300 kWe) e interiores para uso sólo por los ocupantes de la instalación. La propuesta de reglamento incluye disposiciones diferentes para cada uno de los tamaños de planta, incluyendo responsabilidades de instaladores propietarios y operadores, criterios para el diseño y construcción, para la operación, mantenimiento e inspección, para las especificaciones del biogás y el reporte de accidentes e incidentes [43].

En el diseño y construcción, se debe tener en cuenta el uso de materiales adecuados para el manejo del biogás, la protección de tuberías, la limpieza del gas, la hermeticidad del proceso, entre otros. Para instalaciones grandes, que corresponde al caso base estudiado, es necesario cumplir con todas las disposiciones generales de diseño y construcción y el cumplimiento de normas sísmicas (NCh2369.Of2003), de obras civiles (OGUC, NCh), de instalación de tuberías, instalaciones eléctricas (Regulación SEC), clasificación de zonas de riesgo explosivo (Directivas ATEX), distancias de seguridad, señaléticas de peligro de explosión, de instalaciones PTAS y protección contra el fuego (NFPA 820 –2012), sistemas de detección de gases, tratamiento de biogás y protección contra incendios [43].

Además, para la operación y mantención se busca principalmente evitar fugas de biogás y reducir filtraciones de digestato, en donde se aplica el documento “*Safety Rules for Biogas Systems*” de Alemania y así asegurar un buen desempeño de la planta. Aquí se incluyen la preparación de manuales de seguridad, capacitaciones al personal, asesorías de expertos profesionales en prevención de riesgos, inspecciones periódicas, cercos perimetrales a la planta y mantenimientos preventivos [43].

Finalmente, se describen los procedimientos para determinar la composición del gas, donde el porcentaje mínimo v/v de metano es de 50%. Además, se indica que se deben mantener registro de las composiciones y documentación de respaldo. También, el

reporte de accidentes e incidentes se debe realizar en a lo menos 24 horas, donde se solicita un informe con un plazo de 30 días para instalaciones medianas y grandes [35, 43].

Cabe destacar que estas medidas de seguridad están en proceso de modificación, por lo que es indispensable determinar la normativa actualizada por cumplir en el momento que se realice el proyecto de biogás, además de tener en cuenta que en Chile se está en proceso de desarrollo de la normativa.

6 Evaluación económica

6.1 Marco Legal y permisos

6.1.1 Marco legal ambiental

Las instalaciones de biogás se deben someter, a una evaluación de permisos ambientales al ser un proyecto de inversión. Para esto existe el SEIA (Sistema de Evaluación de Impacto Ambiental) que es una herramienta gestión ambiental de carácter preventivo que tiene por finalidad introducir la dimensión ambiental en el diseño, ejecución y abandono de proyectos o actividades realizados en Chile [30].

Los impactos ambientales potenciales de las plantas de biogás son principalmente la emanación de olores, la producción de lodos provenientes de la digestión, la generación de contaminantes atmosféricos y el ruido. Estos efectos se pueden mitigar si se realiza un correcto diseño y operación del proceso. Por ejemplo para el caso de ruidos se deben mantener los generadores en edificios aislados, para el caso de olores se debe realizar una correcta operación del biodigestor y mantener la hermeticidad en el proceso, los lodos pueden ser un ingreso como abono si se cumple con la norma sanitaria y, si se utilizan tecnologías actuales de aprovechamiento energético de biogás, la emisión de contaminantes es mínima [30].

Aun así, se debe tener en cuenta que los proyectos que deben someterse a SEIA son aquellos que tengan alguna de las siguientes características, según el artículo 3º del reglamento del SEIA (D.S. Nº 95 de 2001, del MINSEGPRES) [30]:

- Generen más de 3 [MW] de potencia eléctrica
- Utilicen el biocombustible en gasoductos
- Sea un proyecto en una agroindustria con residuos mayores a 8 [ton/día]
- Si los RILes (Residuos Industriales Líquidos) del digestato son mayores al consumo de 100 personas al día
- Si el sustrato de digestión es un RIS (Residuo Industrial Sólido).

Además, si se procede con el SEIA se debe determinar si es que realiza un estudio de impacto ambiental (EIA) o una declaración de impacto ambiental (DIA). Normalmente, al ser proyectos pequeños (menores a 3 [MW]), las instalaciones de biogás son sometidas a DIA, a menos que no se cumplan condiciones específicas. Es así como el proyecto se debe someter a un EIA si se que provoca un efecto adverso en la población o en los recursos naturales renovables, si se requiere un reasentamiento o la modificación de las costumbres de los vecinos al proyecto, si el emplazamiento es cercano a áreas protegidas o si altera el paisaje o patrimonio cultural [30].

Finalmente, el Título VII del Reglamento del SEIA lista los permisos ambientales sectoriales (artículos 68 al 106), específicos para cada caso y es responsabilidad del titular del proyecto evaluar la aplicación de cada uno de los artículos al sistema de biogás planteado [30].

6.1.2 Marco legal en la producción y aprovechamiento del biogás

El estudio realizado por Gamma Ingenieros en el año 2011, revisa la normativa en Chile que se aplica para proyectos de biogás [35]. A la fecha, se realizan esfuerzos por generar una regulación para sistemas de biomasa con fines energéticos [45], tal como se comentó en la sección 5.5, para la normativa de seguridad en este tipo de instalaciones.

En la tabla a continuación se revisan algunas de las especificaciones legales mostradas en el estudio realizado por Gamma Ingenieros [35]:

Tabla 6-1: Resumen de la revisión de normativa aplicable a procesos de biogás según el estudio realizado por Gamma Ingenieros (continúa en la siguiente página) [35].

Etapa de producción	Existente Aplicable	Normativa	
		Aún sin referenciar al biogás	Vacío normativo
Producción	Ley 18410 (Gas/Obtención y Producción; Distribución de Energía Eléctrica); DFL 323/1931 (Ley de servicios de Gas) Art. 41, Art. 48 1,3,5,7 y 8; Art. 53 Sanciones; Art.55 (medidas cautelares de seguridad); DSS 594/99 (Condiciones sanitarias y ambientales de trabajo)	DFL 323/31 Art. 10 (ubicación plantas y gasómetros)	Respecto del tipo específico de combustible, y en caso de autoconsumo
Almacenamiento	Ley 18410 (Gas/Obtención y Producción; Distribución de Energía Eléctrica); DSE 67/2004 (Reglamento de Servicio de Gas de Red); DSS-594/99 (Condiciones sanitarias y ambientales de trabajo).	DFL 323/31 Art. 10 (ubicación plantas y gasómetros)	Respecto del tipo específico de combustible, y en caso de autoconsumo
Tratamiento depuración	DSS 594/99 (Condiciones sanitarias y ambientales de trabajo)	NCh2264.Of2009 (Gas natural - Especificaciones); NCh 3213.Of2010 (Biometano – Especificaciones)	Respecto del contenido máximo de contaminantes en el biogás.
Transporte-Distribución	DSE-280/2009 (Reglamento de Seguridad para el Transporte y Distribución de Gas de Red); DSE 67/2004 (Reglamento de Servicio de Gas de Red); DSS 594/99 (Condiciones sanitarias y ambientales de trabajo)	-	Respecto de las limitaciones al tipo de materiales a utilizar

Etapa de producción	Existente Aplicable	Normativa	
		Aún sin referenciar al biogás	Vacío normativo
Uso en instalaciones fijas	DSE-191/95 (Reglamento de Instaladores de Gas); DSE-298/05 (reglamento para la certificación de productos eléctricos y combustibles); OC-6433/02; DSS 594/99 (Condiciones sanitarias y ambientales de trabajo)	DSE-66/2007 (Reglamento de Instalaciones Interiores y Medidores de Gas); RE 2076/09 (Protocolos para la Certificación, Inspección periódica y Verificación de la Conversión de Instalaciones interiores de gas); RE-1250/09 (Procedimiento para la Autorización y Control de entidades de Certificación de instalaciones interiores de Gas); RE-368/08 (Declaración de Instalación de centrales térmicas)	Respecto de las limitaciones al tipo de materiales a utilizar y contenido máximo de contaminantes
Uso en vehículos motorizados	DST-211/91 (Normas sobre emisiones de Vehículos Motorizados Livianos); DST 54/94 (Normas de Emisión Aplicables a Vehículos Motorizados Medianos); NCh 3213 Of 2010 (Biometano – Especificaciones); DSS 594/99 (Condiciones sanitarias y ambientales de trabajo).	DST-55/88 (Normas de Emisión Aplicables a Vehículos Motorizados Pesados); DST-211/91 (Normas sobre emisiones de Vehículos Motorizados Livianos); RE-65/00 (Certificación de vehículos a gas, Subsecretaría de Transporte)	Respecto del contenido máximo de contaminantes en el biogás

En general, los vacíos normativos están principalmente en las composiciones del biogás, al uso de materiales correctos para procesos que involucren el biocombustible y a la referencia del tipo específico de combustible. Esto se solucionaría en los próximos años, con la generación de normativas y planes de implementación involucrados en la agenda energética del estado de Chile, por lo que la revisión periódica de la normativa aplicable a los proyectos de biogás se hace indispensable [5].

6.2 Modelo de negocios

Las distintas aplicaciones que posee el biogás permiten desarrollar distintos enfoques a la hora de evaluar su impacto económico. Algunos ejemplos de esto son la utilización del gas para uso doméstico, como combustible para la generación eléctrica, térmica y eléctrica y térmica juntas, el uso como gas ciudad y para vehículos motorizados [13].

En el proyecto que se evalúa se considera la producción de biogás para autoabastecimiento energético a partir de cogeneración, siendo principalmente el ingreso del proyecto un ahorro monetario en el gasto energético de la planta asociada. Es por esto que se analizarán los casos aplicables a este tipo de proyectos y las recomendaciones y factores de éxito para cada caso.

Según la bibliografía consultada [46], existen a lo menos 4 modelos de negocios aplicables a proyectos de biogás los que se listan a continuación:

1. **Autoproducción:** para pequeños y medianos productores de residuos, donde se prioriza el autoabastecimiento energético y por lo tanto los ingresos son principalmente ahorros. En general, los proyectos con potencias instaladas superiores a 500 kW son rentables para la venta de energía eléctrica a la red.
2. **Asociativo:** para medianos productores de residuos que se asocian para lograr rentabilizar el proyecto y así poder vender energía. Es importante recalcar que en este tipo de proyectos los contratos y compromisos abordados deben ser cumplidos a largo plazo para que el proyecto sea exitoso.
3. **Individual:** para grandes productores de residuos que poseen potencial superior a 500 kW. Este tipo de proyecto puede considerar la venta de energía a terceros, lo que se traduce en ingresos.
4. **ESCO (*Energy Services Company*):** para asociaciones de productores y grandes productores. Las ESCOs son empresas que se asocian a proyectos de energía que generalmente se encargan de cualquiera de las siguientes actividades: desarrollo, diseño y financiamiento de los proyectos; instalación y mantenimiento del equipo eficiente; medición, monitoreo y verificación de los ahorros generados y asumir los riesgos del proyecto. Además, las ESCOs pueden participar como socios (junto a asociaciones y/o grandes productores) o bien realizar el proyecto de manera independiente comprando los sustratos a los productores mediante contratos a largo plazo [47].

Lo expuesto anteriormente indica que según la disponibilidad de residuos y/o la asociación con otros productores, se pueden utilizar distintas estrategias para el uso energético del biogás.

6.2.1 Factores de éxito

Según el tipo de proyecto de biogás es necesario contar con medidas que apoyen a la realización de éste. Algunos puntos que deben ser considerados para desarrollar un proyecto exitoso de cogeneración a partir de biogás son [46]:

1. **Tarifas y costos energéticos:** ambos deben ser estables y proyectados a largo plazo para la evaluación del proyecto, así los ahorros y posibles ventas de energía pueden ser estimados de manera confiable.
2. **Disponibilidad del sustrato y contratos asociados:** la disponibilidad del residuo para uso en la planta de biogás es uno de los puntos más importantes a considerar. Si no se posee control sobre esta variable la producción del energético será inestable e incluso inexistente. Es necesario asegurar el suministro de materia prima con la firma de contratos, que incluyan los aportes de cada uno de los socios en el tiempo.
Otro punto importante a analizar son las estacionalidades del flujo de sustrato. La estrategia común es realizar asociaciones entre distintos productores (con distintas estacionalidades) para estabilizar el flujo a lo largo del año. Con esto la planta puede funcionar a plena capacidad, minimizando la potencia instalada que no se utilice.
3. **Eficiencia de la conversión de la energía:** es importante utilizar las tecnologías eficientes disponibles y seleccionar la adecuada para cada contexto. La tendencia general en proyectos de generación es utilizar la cogeneración, debido a la mayor eficiencia de conversión de la energía que posee por sobre los

sistemas de sólo generación eléctrica. Dentro de las tecnologías de cogeneración es importante elegir la adecuada para los requerimientos de energía involucrados o para la venta de ésta. Para la elección adecuada de la tecnología de cogeneración se recomienda revisar la sección 4.5.

4. **Ingresos extras por tratamiento de desechos a terceros y venta de abono:** en los proyectos de producción de biogás para generación de energía, es necesario considerar todos los posibles ingresos. Uno puede provenir del cobro por tratamiento de desechos a terceros, el que requiere de contratos de compra-venta y de un estudio de disponibilidad de sustrato. Además, el digestato proveniente de la digestión anaeróbica puede ser utilizado como ingreso si cumple las condiciones necesarias para ser abono y así ser vendido. Si no se cumplen las condiciones sanitarias, se puede estabilizar el digestato con tratamientos mecánicos y biológicos, como filtros y compostaje.
5. **Financiamiento, subsidios y apoyo estatal:** en general un financiamiento externo con bajas tasas de interés y subsidios permiten mejorar los flujos de caja de los proyectos y por lo tanto su rentabilidad. Además, el apoyo del estado se hace fundamental en este tipo de proyectos, para mejorar su competitividad con respecto a la generación de energía tradicional.
6. **Impacto ambiental:** los proyectos de generación con ERNC poseen un impacto positivo en el ambiente, siempre y cuando se cumplan las condiciones óptimas para el proyecto. En este contexto se debe tener especial cuidado con la disposición del digestato y la composición del gas a combustionar, para evitar la emisión de contaminantes al medio. Así, se pueden reducir las emisiones de gases de efecto invernadero y de otros contaminantes perjudiciales. Además, el uso de este tipo de energía mejora la imagen de las instituciones y promueve el desarrollo sustentable en las comunidades.

6.2.2 Modelo Canvas

El modelo de negocios a seguir para un proyecto de biogás, dependerá de los factores de éxito ya descritos. En el caso base definido el modelo de negocios sería del tipo individual con ahorro de energía y venta de abono, sin la consideración de la venta de energía a la red. A continuación, se presenta un modelo canvas para los 4 modelos planteados, haciendo hincapié en el modelo individual. En este caso se considerarán como productos el ahorro de energía térmica y eléctrica y además la venta de abono.

- Segmento de clientes: ¿Quiénes son nuestros clientes?

Los clientes de los proyectos de biogás pueden variar según el tipo de modelo y la comercialización de los productos.

El abono es un producto que es transversal a cualquier tipo de modelo. Los clientes en este caso son los agricultores cercanos a las instalaciones que requieran fertilizante. También, para todos los tipos de modelos los clientes identificados pueden ser industrias, agricultores, productores de abono, pobladores aledaños, municipalidades, etc. Siempre y cuando se esté optando por la venta de energía. En el caso base definido el cliente será la misma empresa productora de residuos que se beneficiará ahorrando en energía.

- Propuesta de valor: ¿Qué necesidades de nuestros clientes buscamos satisfacer?

La escasez de energía en el país ha llevado a desarrollar distintas alternativas para satisfacer una demanda creciente. Una planta de biogás permite suministrar energías eléctrica y térmica de manera limpia, confiable y amigable con el medio ambiente. Además, se utilizan residuos orgánicos que son un problema a la hora de disponerlos, debido a la contaminación que generan y los costos que provoca su tratamiento. Asimismo, los residuos tratados de manera responsable pueden ser utilizados de manera segura en actividades productivas, como la agricultura.

El biogás es una de las alternativas a los combustibles fósiles que están siendo utilizadas por su madurez tecnológica y, además de ser amigable con el medio, permite asegurar el suministro de energía para los clientes.

- Canales: ¿A través de qué medios le voy a entregar los productos a mis clientes y consumidores?

Los canales normales de distribución de abono son mediante el uso de camiones que entreguen el producto, ya sea directamente a los clientes finales o a productores de fertilizantes.

La energía posee una cadena un poco más compleja. En el caso de energía eléctrica si el proyecto sólo considera ahorros, la distribución de energía se realiza dentro de las instalaciones propias y no requiere de conexión a los sistemas de distribución nacionales. Si existe venta de energía es necesario conectarse al sistema (SING, SIC, Sistema eléctrico de Aysén o Magallanes, según corresponda) y poseer contratos de compra y venta de energía que pueden ser con cualquier cliente en el país. En el caso de la energía térmica existen barreras geográficas, debido esta energía se entrega utilizando tuberías las que poseen pérdidas térmicas, por lo que es necesario utilizar esta energía en un proceso propio, en una industria o en comunidades aledañas.

Para el caso base definido la distribución a clientes se realiza mediante el uso de camiones y además no se requiere sistemas de conexión a sistemas de distribución eléctricos. Conjuntamente, se considera el uso de tuberías aisladas para una buena distribución de la energía térmica.

- Relación con el cliente: ¿Qué tipo relaciones esperan nuestros clientes, y cómo podemos mantenerlas?

Para el caso base estudiado, sólo la venta de abono buscaría una relación con el cliente en donde se busque la manera distribuir el fertilizante que acomode a ambos involucrados. En la generación energía al ser un ahorro no se aplicaría este ítem.

Cuando se opta por vender energía, las relaciones que se deben buscar con los clientes obligan a ser cercanas, para generar confianza y comprometerse en la compra y venta de energía. Además, se deben conocer las necesidades del cliente a fondo, para poder ofrecer la alternativa tecnológica que mejor se adecúe.

- Flujos de ingreso: ¿Qué valor están dispuestos mis clientes a pagar por la propuesta de valor entregada?

Los ingresos principales de un proyecto de biogás son:

1. Venta y/o ahorro por términos energéticos
2. Venta de abono
3. Servicio de tratamiento de residuos

Todos los tipos de modelos de negocio pueden utilizar cada uno de estos ingresos en sus flujos de caja, aunque para escalas mayores el último punto se hace más importante.

El caso base estudiado, se contempla el ahorro por energía eléctrica, por potencia eléctrica y por energía térmica, además de la venta de abono.

- Recursos clave: ¿Qué recursos claves necesita nuestro modelo de negocio?

El recurso monetario es en principal actor en los distintos proyectos energéticos. Con este se puede contar con los recursos intelectuales y personal calificado para la operación de la planta, como también la compra de equipos y la operación de éstos.

En todos los modelos de negocio, menos el ESCO, la biomasa está disponible para poder ser tratada. Es importante recalcar que uno de los recursos más importantes son los residuos orgánicos, sin ellos es imposible generar biogás y por lo tanto la energía y el abono. Los modelos ESCO y los asociativos deben tener especial cuidado con el suministro de los desechos orgánicos a la planta, ya que dependen de terceros para su utilización.

- Actividades clave: ¿Qué actividades son claves para asegurar el desempeño del modelo de negocio y que tan fáciles son de implementar?

Para una planta de biogás para generación de energía es clave asegurar el suministro, cumpliendo los estándares de medioambientales comprometidos. Es por esto que se hace indispensable asegurar un buen desempeño en las actividades productivas, definiendo claramente factores tan importantes como: los sustratos a utilizar, los proveedores que estarán involucrados, la ubicación de la planta, el estudio técnico de la planta de biogás y el destino de la energía.

En general, uno de los problemas comunes es la logística de transporte del sustrato y por consiguiente la ubicación de la planta. Se hace necesario evaluar los sustratos disponibles según su ubicación y potencial, para luego minimizar los costos de transporte de la materia prima, maximizando la generación de energía.

- Socios Estratégicos: ¿Qué pueden hacer externos mejor que yo o a más bajo costos, generando un apalancamiento positivo en el modelo de negocio?

En general, el tratamiento del digestato de ser necesario, puede ser hecho por una empresa externa a menor costo, aunque siempre puede ser evaluada la opción de tratamiento propio.

También, para el caso de los modelos de autoproducción, asociativo e individual, las etapas de diseño y operación pueden ser un problema, ya que en general no poseen personal calificado para realizarlas. En este caso las ESCOs son una gran alternativa siempre y cuando las condiciones de los contratos sean favorables para ambas partes.

Un socio importantísimo para proyectos de biogás es el estado, ya que de él depende la difusión de este tipo de proyectos y también los distintos tipos de subsidios y normativas que puedan hacer más competitivas las ERNC frente a las tecnologías tradicionales de generación.

- Estructura de costos: ¿Cuál es la estructura de costos del modelo de negocio?
¿Estos son coherentes con los aspectos centrales del modelo de negocio?

Los costos dependen del tipo de modelo que se seguirá y también de la calidad del digestato que se obtiene del reactor anaeróbico.

Para el modelo de autoproducción asociativo e individual, los principales costos provienen de la logística de transporte del sustrato y, si es necesario, del tratamiento del digestato. Para el modelo ESCO los costos son principalmente los que conllevan a compra de la materia prima y también si es necesario el tratamiento de sustrato.

En general también es importante considerar los costos de electricidad y combustibles (como autoconsumo de la planta), personal contratado y subcontratado, tratamiento del digestato, distribución de la energía y el abono, contribuciones, mantenciones, depreciaciones, seguros y contingencia, entre otros. El detalle de los costos de inversión y operación considerados en el caso base estudiado, se encuentra en las secciones 10.8 y 10.9 en Anexos.

6.3 Formas de financiamiento

La Ley 20/25 que duplica el compromiso con energías limpias fijando una meta en el ámbito de las energías renovables clara: cubrir un 45% de la capacidad de generación eléctrica instalada entre 2014 y 2025 con ERNC, para que a ese mismo año se logre tener un 20% de la matriz energética cubierta con ERNC [5].

Dentro de la agenda energética se incluyen los subsidios a la pre-inversión otorgados por CORFO y financiados con aportes del Ministerio de Energía, CORFO y la Cooperación Financiera del Gobierno Alemán. Algunos de los fondos para estudios de pre-inversión que pueden aplicarse a proyectos de ERNC son [48]:

- Concurso para estudios de preinversión y etapas avanzadas de proyectos de generación eléctrica a partir de fuentes de energías renovables no convencionales
- Programa de I+D Aplicada
- Programa de Prototipos de Innovación Empresarial
- Concurso Go To Market
- Empaquetamiento Tecnológico para nuevos Negocios
- Entre otros.

Para el caso de inversión de proyectos se promueve el apoyo al financiamiento de proyectos de ERNC que son líneas de intermediación financiera para la banca local, que tiene créditos especializados para ERNC en proyectos medioambientales y con condiciones preferentes de tasas y plazos respecto [30].

El capital propio es una de las primeras fuentes de financiamiento en las que se puede pensar en el momento de ejecutar un proyecto, sin embargo en muchos casos las altas inversiones no permiten utilizar un cien por ciento de financiamiento propio. A continuación, se describen algunas de las formas de financiamiento externas en las que se puede optar para la inversión en la planta de biogás:

1. **Crédito con garantía Fogape:** El Fondo de Garantía para Pequeños Empresarios es un fondo estatal destinado a garantizar un determinado porcentaje del capital de los créditos que las instituciones financieras otorguen a empresas con ventas hasta UF 500.000, que no cuentan con garantías o en que éstas sean insuficientes para presentar a las instituciones financieras al momento de solicitar financiamiento de capital de trabajo y/o proyectos de inversión. Algunos de los bancos que ofrecen créditos Fogape en la actualidad son: BCI, Banco de Chile, Santander y Banefe [49].
2. **Crédito con garantía Fogain:** la Garantía Corfo Inversión y Capital de Trabajo tiene como objetivo respaldar financiamientos de largo plazo, orientado al segmento de micro, pequeñas y medianas empresas. En particular, considera empresas emergentes, es decir, sin historia pero con proyección de ventas acotadas a UF 100.000. Las garantías cubren hasta cierto porcentaje, que va a depender del tamaño de la empresa y las características de la operación. Corfo avala parcialmente a la empresa ante la institución financiera (banco o cooperativa) para obtener un crédito, y sirve de respaldo ante un eventual incumplimiento de la empresa en el pago del préstamo [50].
3. **Créditos CORFO Inversión:** este crédito financia proyectos de inversión a través de leasing o créditos, hasta en 100%, con un plazo de pago mínimo de 3 años. En un porcentaje menor, también financia capital de trabajo asociado a la inversión (hasta 30%) y posibilita refinanciar créditos destinados a inversión. Pueden postular Empresas (personas naturales y jurídicas) productoras de bienes y servicios, con ventas anuales de hasta UF 100 mil, excluido el IVA. Las tasas de interés máximas a cliente final ofertadas por los bancos van desde el 8,7% al 13% anual, en pesos. En la actualidad, los bancos que ofrecen este crédito son BBVA, BCI, Banco de Chile, Banco del Desarrollo, Banco Estado, Santander Santiago y Security [51].
4. **Inversionistas Ángeles:** La Red de Inversionistas Ángeles de Chile está abierta a emprendedores con empresas innovadores en diversas industrias que cumplan con los requisitos esenciales para el éxito, los cuales son:
 - Crear o agregar un valor significativo para los clientes, resolviendo un problema importante o satisfaciendo una necesidad concreta por la cual existe disposición a pagar.

- Empresa establecida y en etapa de desarrollo temprano con un acabado plan de negocios, un producto desarrollado y técnicamente validado.
- Idealmente poseer ventas iniciales.
- Poseer ventaja competitiva en el producto y/o en el modelo de negocios.
- Poseer un robusto mercado, margen y rentabilidad iniciales. En particular, se requiere un flujo de caja libre sólido con una recuperación de inversión temprana y un alto retorno para inversionistas (>30%).
- Sus fundadores o equipo gestor deben ser personas íntegras, comprometidas con las tareas de emprender y que posean un apropiado grado de complementación entre experiencia, competencias y *know-how*.
- Contar con potencial para convertirse en negocios exitosos, de alta rentabilidad y escalables internacionalmente.

Una vez seleccionadas, las empresas son evaluadas y preparadas siguiendo un serio y estricto proceso antes de ser presentadas a los inversionistas. Luego se realiza un *matchmaking* emprendedor-inversionista, organizando rondas de financiamiento, apoyando la estructuración de acuerdos y haciendo seguimiento post-deal, asegurando la calidad y acotando el riesgo de los emprendimientos [52].

Dentro de las formas de financiamiento para el caso base estudiado, se optará por un crédito de inversión cuyas características se describen en la sección 6.7.

6.4 Análisis FODA

El análisis FODA (Fortalezas, Oportunidades, Debilidades y Amenazas) para el proyecto de biogás para autoabastecimiento energético se realiza considerando el caso base supuesto.

Las principales fortalezas identificadas son el uso de residuos para generar ganancias y que el proceso es amigable con el medio. La principal oportunidad descrita es la crisis energética en Chile que promueve el uso de energías limpias en la matriz del país. Además, la principal debilidad del proceso es su alto costo de inversión y la principal amenaza identificada es la existencia de energéticos sustitutos para la generación de energía, los que poseen un mercado mucho más desarrollado por el bajo conocimiento del biogás y su proceso de obtención. En la Figura 6-1 se muestra el detalle del análisis FODA realizado.

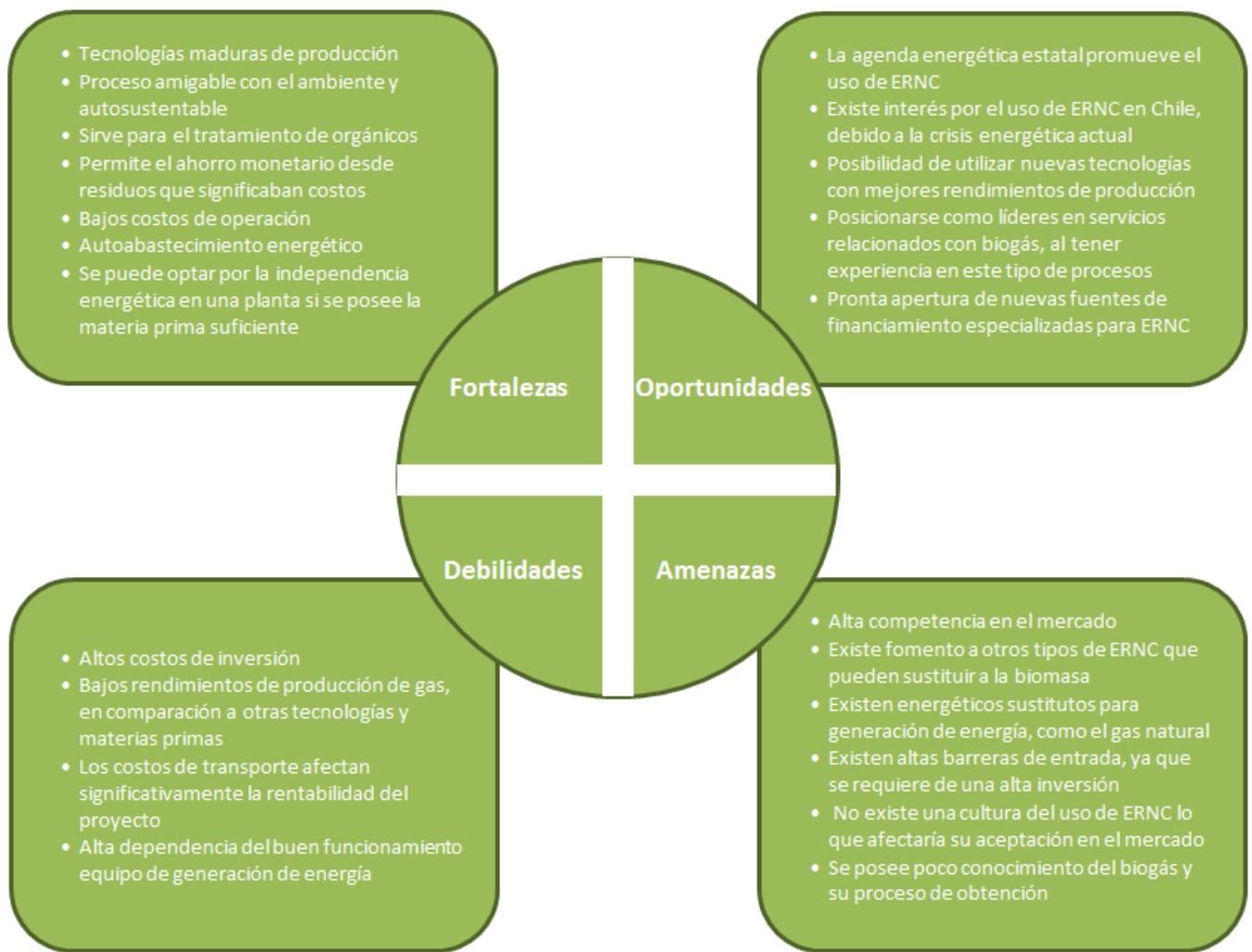


Figura 6-1: Análisis FODA del proyecto.

6.5 Costos de inversión (CAPEX)

Las inversiones en bienes de capitales (CAPEX por sus siglas en inglés, *Capital Expenditures*) para el proyecto de biogás pueden ser estimados según la metodología planteada en el Manual de análisis económico de procesos químicos, donde principalmente se explica que conociendo el costo primario de los equipos, se puede estimar el costos de inversión total suponiendo algunos porcentajes para ítems como la instrumentación, el piping, la preparación del terreno, etc. [53, 54].

La estimación de los costos para el equipamiento primario se realiza con la utilización de bibliografía como la de *Couper et al.* [55], la de *Zomosa, Abdón* [56] y la cotización de los equipos más importantes económicamente como lo son el equipo de cogeneración y el de almacenamiento de biogás [30]. El equipo de digestión, que también considera una alta inversión, no pudo ser cotizado, sin embargo se realiza un análisis de sensibilidad con respecto a su costo de inversión para analizar la rentabilidad del proyecto con respecto a este costo.

El costo total de inversión estimado para el caso base estudiado es del orden de los 5.135.000 [USD\$]. El detalle de la distribución de los costos se muestra en la sección 10.8 en Anexos. Cabe destacar que el equipo con mayor inversión es el digestor con un costo final de 1.805.284 [USD\$] equivalente a un 35% del total.

6.6 Costos Operacionales (OPEX)

Los costos operacionales (OPEX por sus siglas en inglés, *Operating Expenditures*) para el caso base estudiado pueden ser estimados según la metodología entregada en el Manual de proyectos de Ingeniería Química y en el Manual de análisis económico de procesos químicos [53, 57], donde principalmente se requiere de los costos unitarios de suministros y materias primas, los sueldos del personal contratado y subcontratado, además de otros costos como el tratamiento del digestato, el transporte de materia prima, mantenciones, seguros y gastos generales de la planta, etc. Estos costos pueden ser estimados como porcentajes de la inversión o mediante otras fuentes.

Los costos operacionales están en el orden de los USD\$ 480.000, en el caso estudiado, el que no incluye los costos materia prima, de transporte ni los de tratamiento de digestato, sin embargo se realiza un análisis de sensibilidad con respecto a estos dos puntos en la sección 6.7. En el Anexo 10.9 se encuentra el detalle de la distribución de costos.

6.7 Flujo de caja y análisis de sensibilidad

6.7.1 Caso Esperado

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

Las características del escenario esperado y sus valores para el caso base estudiado, se describen a continuación:

Tabla 6-2: Características escenario esperado para la evaluación económica (continúa en la siguiente página).

Característica	Valor	Descripción	Referencia
Precio Energía Eléctrica [USD\$/kWh]	0,07	Precio por energía eléctrica, también utilizado en el cálculo del OPEX. Tarifa AT.3	[58]
Precio Potencia Eléctrica [USD\$/kW]	66,17	Precio por potencia eléctrica al año, tarifa AT.3	[58]
Precio Energía Térmica [USD\$/MBTU]	13,86	Precio por energía Térmica, también utilizado en el cálculo del OPEX.	[59]
Precio abono [USD\$/kg]	0,07	Precio del abono producido. Éste es equivalente a la mitad del precio de mercado del compost, debido al mercado poco desarrollado para el abono proveniente de la digestión	[60, 61]
Capital de trabajo [USD\$]	184.992	Costos operacionales considerados para la puesta en marcha de la planta. Equivalentes a 6 meses del OPEX sin gastos por electricidad ni energía térmica (369.985 [USD\$])	-
Costos por transporte [USD\$]	0	No se consideran costos por transporte de materia prima en camiones, ya que debería estar disponible en un sector cercano al ser un proyecto de autoabastecimiento energético.	[62]
Uso Energía Eléctrica	95%	Porcentaje de la potencia eléctrica total que se utiliza para ahorro	-
Uso Energía Térmica	95%	Porcentaje de la potencia térmica total que se utiliza para ahorro	-

Característica	Valor	Descripción	Referencia
Horas de Operación Anuales [h]	7.752	Horas reales de operación	-
Energía Eléctrica Anual Usada [MWhe/año]	7.647	Energía eléctrica que se utiliza y es un ahorro real	-
Energía Térmica Anual Usada [MWhth/año]	8.938	Energía térmica que se utiliza y es un ahorro real	-
Potencia eléctrica Usada [MW]	0,99	Potencia eléctrica que se utiliza y es un ahorro real	-
Abono vendido [kg/año]	3.090.894	Kilogramos de abono que se vende de lo que está disponible	-
Producción Energía Eléctrica Anual [Mwhe/año]	8.050	Producción total de energía eléctrica	-
Producción Energía Térmica Anual [MWhth/año]	9.408	Producción Total de energía térmica	-
Potencia eléctrica [MW]	1,04	Potencia eléctrica instalada por el equipo de generación	-
Producción Abono Total [kg/año]	5.151.491	Kilogramos de abono totales producidos en la planta	-

El detalle del flujo de caja se presenta en el apartado 10.10 en Anexos, donde se realiza una evaluación económica a 15 años, con un préstamo por el 85% del CAPEX más el capital de trabajo, con cuota fija y una tasa de interés del 8% anual Además una tasa de descuento del 10% [16]. Aquí se observa que los principales ingresos corresponden al ahorro por términos energéticos y la venta de abono, como también los principales costos son los operacionales. Así en la sección 6.7.2 se presentan los análisis de sensibilidad para los factores que afectan a los ahorros (precio, uso de la energía y horas de operación), a la venta de abono (precio y horas de operación) y a los costos operacionales (transporte y horas de operación). Además, se realiza un análisis para la variación en el costo de inversión del digestor, debido a su alto porcentaje en la inversión del proyecto.

Los indicadores económicos calculados para el flujo de caja en el caso realista, se detallan en la Tabla 6-3. Los resultados indican que el proyecto es rentable con las características planteadas en esta sección.

Tabla 6-3: Indicadores económicos para el proyecto de biogás en el caso base estudiado.

Indicador	
VAN	\$ 807.668
TIR	21%
Payback [años]	4

6.7.2 Análisis de sensibilidad

El análisis de sensibilidad incluye la sensibilización con respecto a distintos parámetros definidos en el flujo de caja. En primer lugar se incluye un análisis que considera el tratamiento del digestato en una planta de compostaje, para luego pasar a la sensibilización del precio de la energía eléctrica, térmica, y del abono; sensibilizar el uso real de la energía para ahorro, las horas de operación, el uso de transporte para la materia prima y finalmente el costo de inversión del digestor.

6.7.2.1 Utilización de una planta de compostaje

En muchos casos puede ocurrir que el digestato no cumpla con las normas sanitarias para poder comercializarlo como abono, es por esto que se realiza un análisis de sensibilidad para tratar el digestato y poder ser comercializado.

Este análisis se basa en el documento del SINIA [63], en donde se pueden conocer los costos de inversión y operación para un proceso de compostaje aeróbico de residuos. Según el documento el costo de inversión para una capacidad de procesamiento instalada de una tonelada al día fluctúa entre los 20.000 a 40.000 [USD\$], por lo que el costo de inversión supuesto para el análisis es de 30.000 [USD\$] para una capacidad instala de una tonelada al día. El costo de operación fluctúa entre los 20 y 40 [USD] por tonelada procesada por lo que se asume que el costo de operación es de 30 [USD] [63].

El flujo a procesar corresponde al flujo A-2 con un valor de 664,54 [kg/h] de materia digerida concentrada luego de pasar por el proceso de filtrado. Así la capacidad instalada al día requerida es de 16 [ton/día]. Además, al año se generarían aproximadamente 5.151 [ton] que se deben procesar. Luego el costo de inversión supuesto es de 480.000 [USD] y el costo de operación anual es de 154.530 [USD\$]. Así el CAPEX total en este caso es de 5.614.758 [USD] y el OPEX es de 639.411 [USD] (considerando 5% en contingencias).

También, al poder procesar el compost se el precio del abono generado aumenta con respecto al considerado en el caso realista. El nuevo precio del abono es de 0,14 [USD] y además el porcentaje de venta de abono aumenta a un 80%, debido a que su mercado está mucho más desarrollado que el del abono producido directamente del digestato [60, 61].

Finalmente, utilizando las mismas condiciones que en el flujo de caja realista, las nuevas versiones de los costos de inversión y operación y el precio del compost y su porcentaje de venta, se tiene que los resultados del flujo de caja son:

Tabla 6-4: Indicadores económicos para el proyecto de biogás en utilizando una planta de compostaje.

Indicador	
VAN	\$ 1.550.468
TIR	30%
Payback [años]	3

6.7.2.2 Variación del precio de energía eléctrica

El ahorro monetario de energía eléctrica es uno de los ingresos más significativos dentro del flujo de caja, por lo que es importante analizar cómo afecta la variación del precio de la energía al flujo de capitales.

En la Tabla 6-5 se muestra la variación realizada para el precio de la energía eléctrica y los resultados para cada uno de los indicadores económicos. Cabe señalar que las condiciones del flujo de caja realista se mantienen constantes excepto por el precio de la energía eléctrica.

Tabla 6-5: Indicadores económicos para el proyecto de biogás variando el precio de la energía eléctrica. En verde se muestra el resultado del flujo de caja realista.

Variación del precio eléctrico	Precio [\$USD/kWh]	VAN [\$USD]	TIR	Payback [años]
-50%	0,034	-\$ 667.534	2%	15
-25%	0,051	\$ 81.574	11%	9
-10%	0,061	\$ 519.373	17%	5
0%	0,068	\$ 807.668	21%	4
10%	0,075	\$ 1.093.914	25%	3
25%	0,085	\$ 1.519.921	31%	3

Luego, el comportamiento del VAN se puede describir según la siguiente figura:

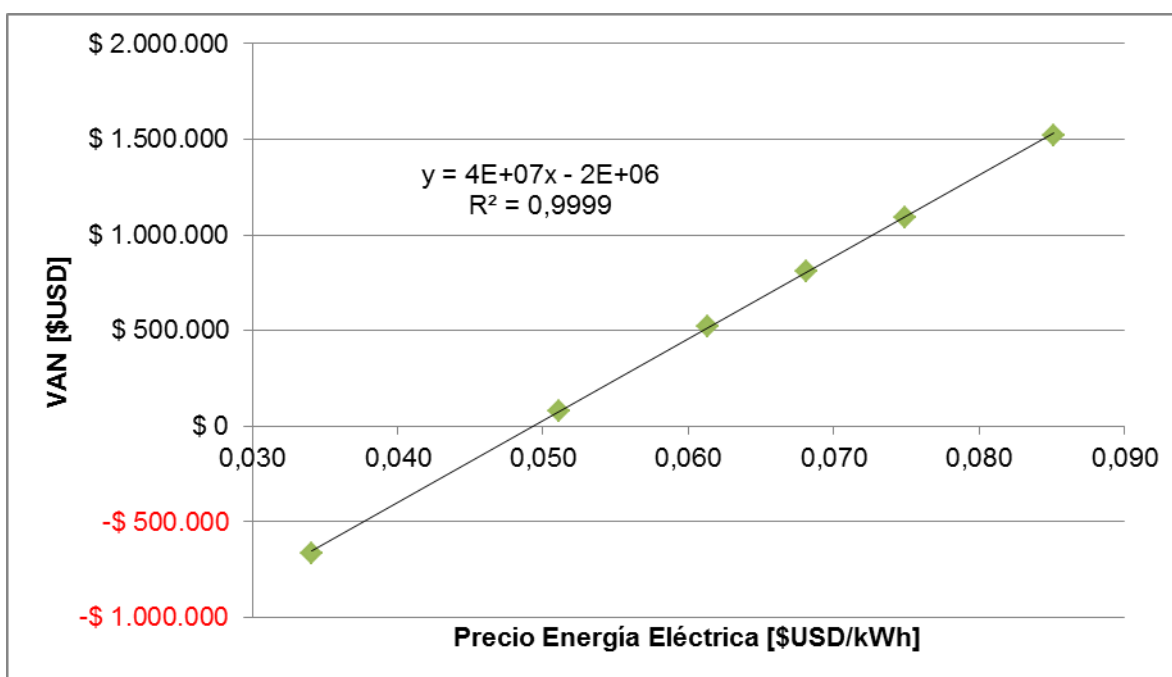


Figura 6-2: Valor actual neto según el precio de la energía eléctrica.

Así, el punto de quiebre para el precio de energía eléctrico, es decir para que el VAN sea igual a cero, es de 0,049 [\$USD/kWh].

6.7.2.3 Variación del precio de energía térmica

El ahorro monetario de energía térmica también es uno de los ingresos más significativos dentro del flujo de caja.

En la Tabla 6-6 se muestra la variación realizada para el precio de la energía térmica y los resultados para cada uno de los indicadores económicos. Cabe señalar que las condiciones del flujo de caja realista se mantienen constantes excepto por el precio de la energía térmica.

Tabla 6-6: Indicadores económicos para el proyecto de biogás variando el precio de la energía térmica. En verde se muestra el resultado del flujo de caja realista.

Variación del precio térmico	Precio [\$USD/MBTU]	VAN [\$USD]	TIR	Payback [años]
-50%	6,93	-\$ 209.056	7%	15
-40%	8,32	-\$ 2.467	10%	10
-30%	9,70	\$ 202.263	13%	7
0%	13,86	\$ 807.668	21%	4
10%	15,25	\$ 1.007.553	24%	4
25%	17,33	\$ 1.304.402	28%	3

El comportamiento del VAN en este caso, se puede describir según la siguiente figura:

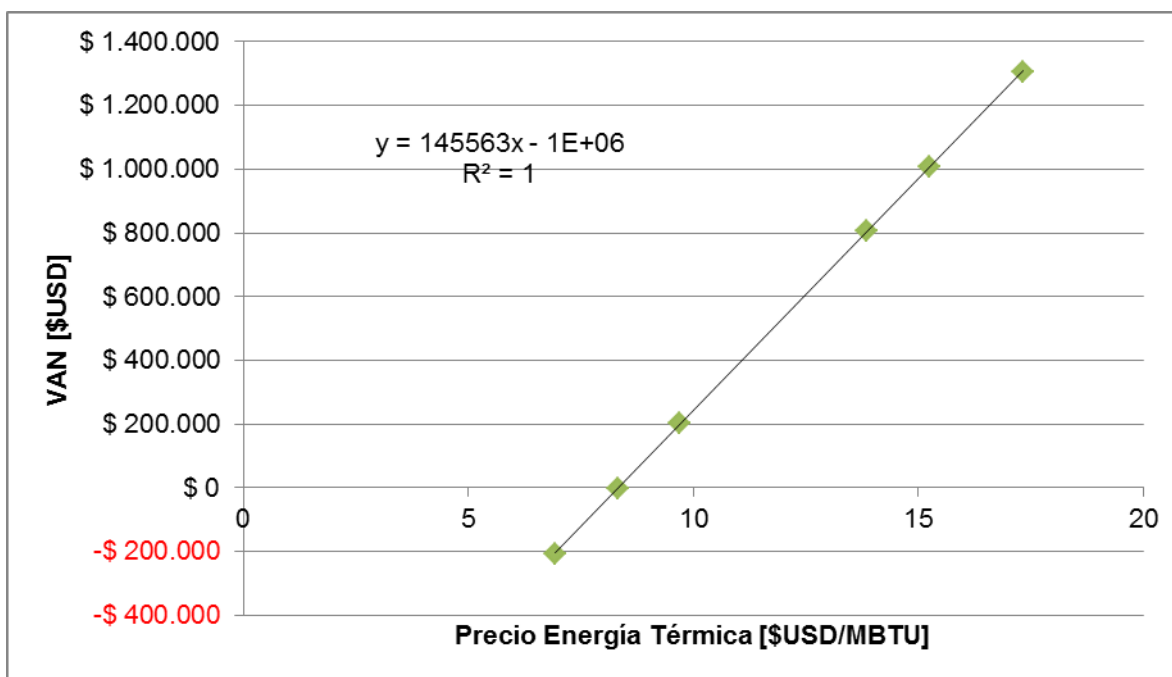


Figura 6-3: Valor actual neto según el precio de la energía térmica.

Luego el punto de quiebre para el precio de energía térmica es de 8,34 [USD/MBTU].

6.7.2.4 Variación del precio del abono

La venta de abono se hace significativa en el momento de evaluar el proyecto, debido a que muchos casos la venta o ahorro de energía por sí sola no es suficiente para rentabilizar los proyectos de generación de energía partir del biogás.

En la Tabla 6-7 se muestra la variación realizada para el precio del abono y los resultados para cada uno de los indicadores económicos. Cabe señalar que las condiciones del flujo de caja realista se mantienen constantes excepto por el precio del abono.

Tabla 6-7: Indicadores económicos para el proyecto de biogás variando el precio del abono. En verde se muestra el resultado del flujo de caja realista.

Variación del precio térmico	Precio [USD]	VAN [USD]	TIR	Payback [años]
-50%	0,035	\$ 164.717	12%	8
-40%	0,042	\$ 294.759	14%	6
-30%	0,050	\$ 423.615	16%	6
0%	0,071	\$ 807.668	21%	4
10%	0,078	\$ 934.982	23%	4
25%	0,088	\$ 1.124.694	26%	3

El comportamiento del VAN en este caso, se puede describir según la siguiente figura:

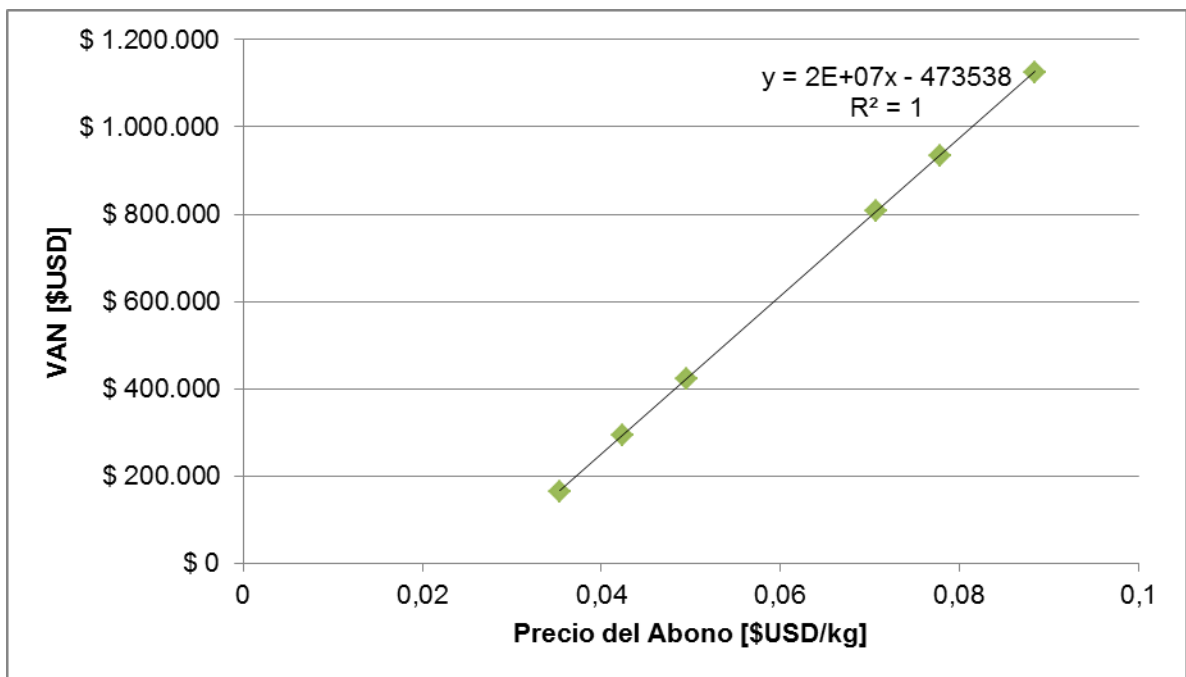


Figura 6-4: Valor actual neto según el precio del abono.

Luego el punto de quiebre para el precio del abono es de 0,026 [\$USD/kg].

6.7.2.5 Variación en el ahorro de energía eléctrica

El uso de la energía eléctrica del total generado es necesario de evaluar, debido a que significa uno de los principales ingresos en el flujo de caja.

En la Tabla 6-7 se muestra la variación realizada para el uso de energía eléctrica y los resultados para cada uno de los indicadores económicos. Cabe señalar que las condiciones del flujo de caja realista se mantienen constantes excepto por uso de energía eléctrica.

Tabla 6-8: Indicadores económicos para el proyecto de biogás variando uso de la energía eléctrica generada. En verde se muestra el resultado del flujo de caja realista.

Uso de la energía eléctrica generada	Energía Eléctrica ahorrada [MWh]	VAN [\$USD]	TIR	Payback [años]
0%	0,00	-\$ 2.523.739	-	No existe retorno
25%	2.012,43	-\$ 1.575.876	-8%	No existe retorno
50%	4.024,86	-\$ 668.483	2%	15
75%	6.037,28	\$ 162.653	12%	8
95%	7.647,22	\$ 807.668	21%	4
100%	8.049,71	\$ 967.316	24%	4

El comportamiento del VAN en este caso, se puede describir según la siguiente figura:

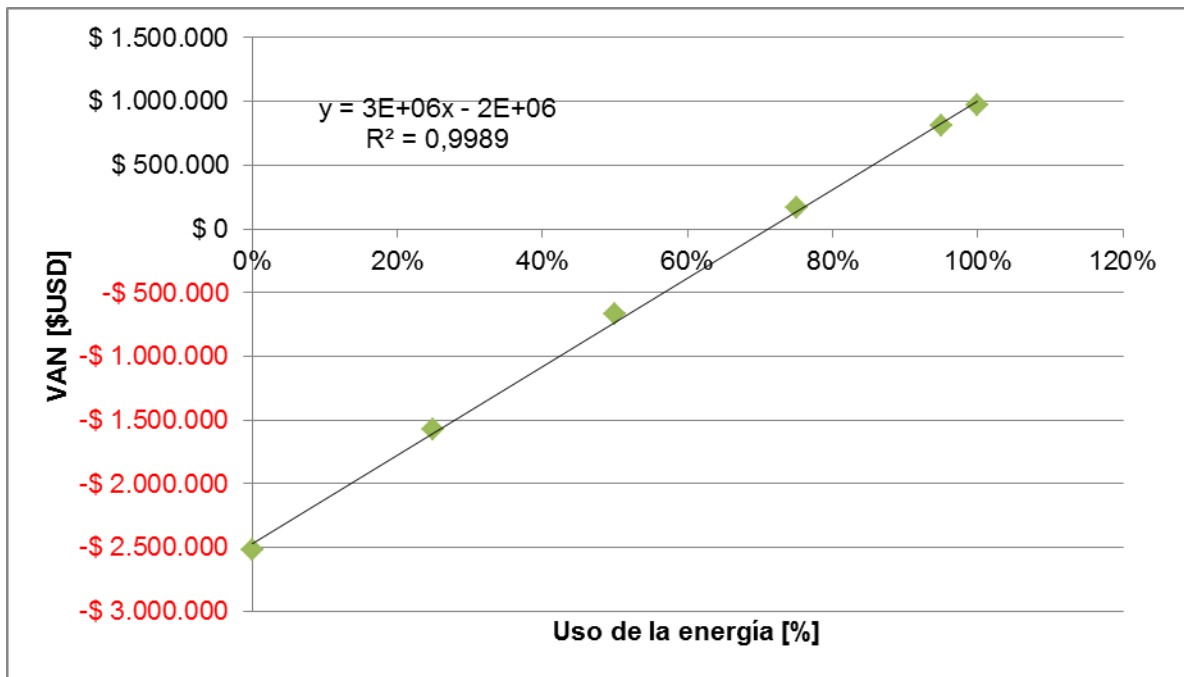


Figura 6-5: Valor actual neto según el uso de la energía eléctrica generada.

Luego el punto de quiebre para el uso de la energía eléctrica generada es de 71,09%, es decir se debe utilizar sobre el 71,09% de la energía generada para que el proyecto sea rentable.

6.7.2.6 Variación en el ahorro de energía térmica

El uso de la energía eléctrica del total generado también es necesario evaluar. En la Tabla 6-9 se muestra la variación realizada para el uso de energía térmica y los resultados para cada uno de los indicadores económicos. Cabe señalar que las condiciones del flujo de caja realista se mantienen constantes excepto por el uso de energía térmica.

Tabla 6-9: Indicadores económicos para el proyecto de biogás variando uso de la energía térmica generada. En verde se muestra el resultado del flujo de caja realista.

Uso de la energía térmica generada	Energía Eléctrica ahorrada [MWh]	VAN [\$USD]	TIR	Payback [años]
0%	0,00	-\$ 1.845.353	-11%	No existe retorno
25%	2.352,02	-\$ 1.076.013	-3%	No existe retorno
50%	4.704,05	-\$ 382.795	5%	15
75%	7.056,07	\$ 285.504	14%	7
95%	8.937,69	\$ 807.668	21%	4
100%	9.408,10	\$ 937.248	23%	4

El comportamiento del VAN en este caso, se puede describir según la siguiente figura:

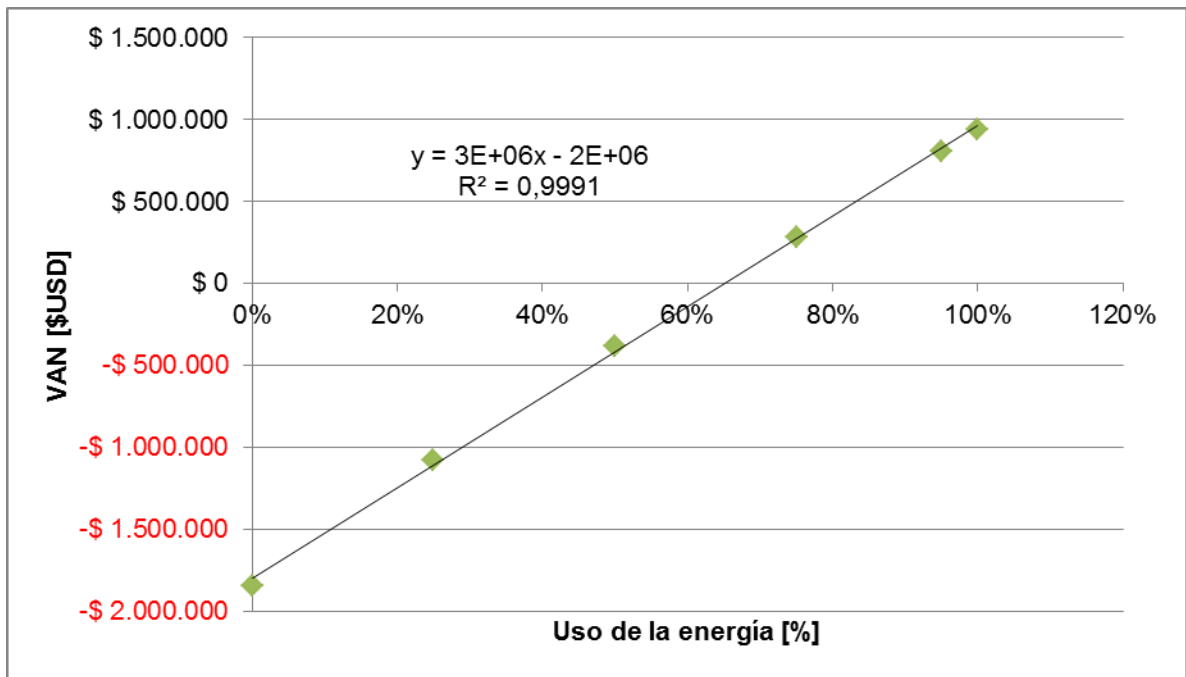


Figura 6-6: Valor actual neto según el uso de la energía térmica generada.

Luego el punto de quiebre para el uso de la energía térmica generada es de 65,19%, es decir se debe utilizar sobre este porcentaje de la energía generada para que el proyecto sea rentable.

6.7.2.7 Variación en las horas de operación de la planta

Las horas de operación reales en la planta afectan el desempeño económico del proyecto debido a que su capacidad de generar energía y abono se ve afectada.

En la Tabla 6-10 se muestra la variación realizada para las horas de operación anuales y los resultados para cada uno de los indicadores económicos. Cabe señalar que las condiciones del flujo de caja realista se mantienen constantes excepto por las horas de operación.

Tabla 6-10: Indicadores económicos para el proyecto de biogás variando las horas de operación de la planta. En verde se muestra el resultado del flujo de caja realista.

Operación en las horas disponibles	Horas de operación reales anuales [h]	VAN [USD]	TIR	Payback [años]
0%	0	-\$ 6.186.523	-	No existe retorno
25%	2.040	-\$ 4.297.944	-	No existe retorno
50%	4.080	-\$ 2.377.914	-16%	No existe retorno
75%	6.120	-\$ 516.789	3%	15
95%	7.752	\$ 807.668	21%	4
100%	8.160	\$ 1.129.746	26%	3

El comportamiento del VAN en este caso, se puede describir según la siguiente figura:

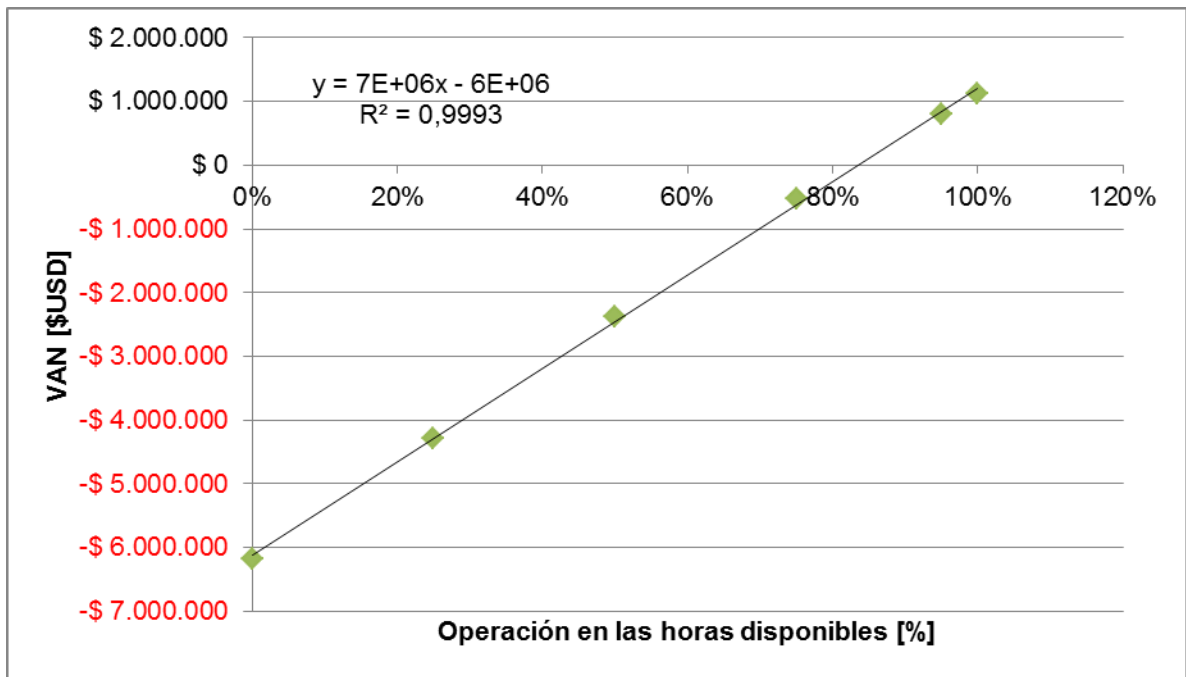


Figura 6-7: Valor actual neto según la operación en horas disponibles.

Luego el punto de quiebre para las horas de operación de la planta es de 83,49%.

6.7.2.8 Variación en la distancia de transporte

El transporte de la materia prima es uno de los principales problemas en los proyectos de generación de energía a partir de biomasa [30]. Esto se debe principalmente al alto costo de transporte que posee Chile y la competencia que existe con otras fuentes de energía. Así se hace necesario evaluar el transporte de materia prima dentro del proyecto de biogás.

El cálculo de los costos de inversión en camiones de transporte y costos operacionales de transporte, se realiza como se explica en la sección 10.9.3, luego para cada caso existe un CAPEX y una OPEX diferente.

En la Tabla 6-11 se muestra la variación realizada para la distancia de transporte y los resultados para cada uno de los indicadores económicos. Cabe señalar que las condiciones del flujo de caja realista se mantienen constantes excepto por la distancia de transporte de materia prima.

Tabla 6-11: Indicadores económicos para el proyecto de biogás variando la distancia de transporte de materia prima. En verde se muestra el resultado del flujo de caja realista.

Distancia ida y vuelta [km]	CAPEX [USD]	OPEX [USD]	VAN [USD]	TIR	Payback [Años]
0	\$ 5.134.758	\$ 477.155	\$ 807.668	21%	4
1	\$ 5.534.758	\$ 589.532	-\$ 126.157	8%	15
5	\$ 5.534.758	\$ 606.313	-\$ 232.881	7%	15
25	\$ 5.634.758	\$ 710.710	-\$ 1.449.057	-2%	No existe retorno
50	\$ 5.634.758	\$ 809.038	-\$ 2.196.710	-7%	No existe retorno
100	\$ 5.834.758	\$ 1.033.563	-\$ 4.204.459	N/A	No existe retorno

Se puede observar que el costo de transporte hace que el proyecto ya no sea rentable, debido principalmente a los altos costos de inversión y operación en los que se debe incurrir.

6.7.2.9 Variación en el costo de inversión del digestor

Debido a que el costo de inversión del digestor es un 35% de la inversión total y éste no pudo ser cotizado, se realiza un análisis de sensibilidad con respecto a su costo de inversión.

En la Tabla 6-10 se muestra la variación realizada para el costo de inversión del digestor y los resultados para cada uno de los indicadores económicos. Cabe señalar que las condiciones del flujo de caja realista se mantienen constantes excepto por el costo de inversión del digestor.

Tabla 6-12: Indicadores económicos para el proyecto de biogás variando el costo de inversión del digestor. En verde se muestra el resultado del flujo de caja realista.

Variación	Precio digestor [USD]	CAPEX [USD]	VAN [USD]	TIR	Payback [años]
-50%	\$ 902.642	\$ 4.232.117	\$ 2.215.425	103%	1
-25%	\$ 1.353.963	\$ 4.683.438	\$ 1.512.145	42%	2
-10%	\$ 1.624.755	\$ 4.954.230	\$ 1.089.459	28%	3
0%	\$ 1.805.284	\$ 5.134.758	\$ 807.668	21%	4
10%	\$ 1.985.812	\$ 5.315.287	\$ 525.877	17%	5
25%	\$ 2.256.605	\$ 5.586.079	\$ 103.191	11%	8

El comportamiento del VAN en este caso, se puede describir según la siguiente figura:

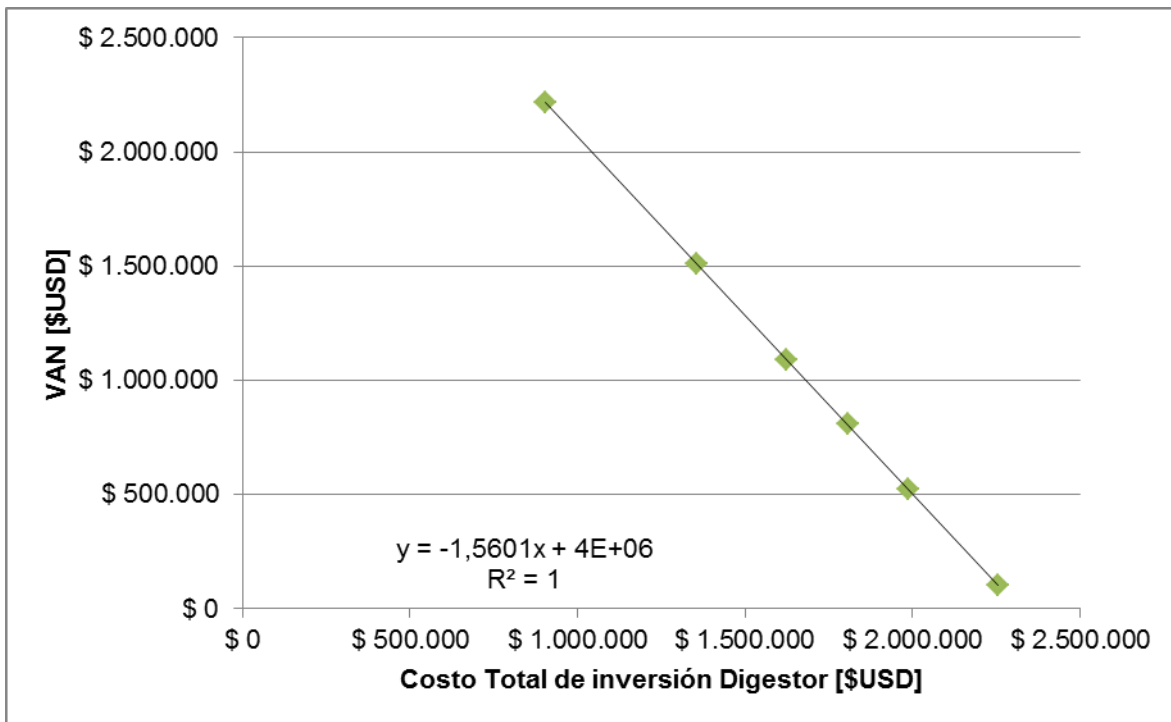


Figura 6-8: Valor actual neto según el costo de inversión del digestor.

Luego el punto de quiebre para el costo de inversión del digestor de la planta es de 2.322.920 [USD], equivalente a un 29% más del costo supuesto en el caso base estudiado.

7 Discusiones y recomendaciones

Chile ha alcanzado un crecimiento sistemático de su economía con una tasa de desarrollo entre 1986 y 2010 de 5,4%. Alcanzar el progreso en las próximas décadas conlleva distintos desafíos entre los que se encuentra el suministro energético. En la actualidad, el país y el mundo se encuentran en crisis energética, principalmente debido a la escasez y alto precio de los combustibles fósiles y los estragos que éstos provocan en el ambiente. Es por esto que las autoridades del país se encuentran desarrollando una agenda energética, que incluye una política a largo plazo (año 2.050), la que se basa en el uso de energías limpias para suplir la necesidad energética en el país. Es así como se hace necesario desarrollar proyectos de ERNC dentro de Chile, donde los proyectos de biogás tienen un potencial para la generación de energía estimado al año 2007 de aproximadamente 400 [MW] [16].

La evaluación técnica y económica de una planta de biogás conlleva la toma de variadas decisiones que afectan de sobremanera el desarrollo y viabilidad de los proyectos. Algunas características de la materia prima como la disponibilidad (tanto geográfica como de producción), el uso alternativo, el potencial de producción de biogás y sus propiedades físicas y químicas, influyen en la mayoría de las decisiones a tomar en la ejecución de un proyecto de producción de biogás. En la sección 4.1 se realiza la descripción de algunos criterios para la elección del sustrato con el que trabajar (en el caso que exista posibilidad de elegir). A modo de resumen, se puede inferir que la materia prima influye en todas las etapas del proceso productivo: en el pre-tratamiento y la tecnología de éste; en la digestión, en la cual se define el rendimiento de producción del gas; en el post-tratamiento, donde la composición del gas definida por la materia prima es fundamental para diseñar esta etapa; y en el aprovechamiento energético, en el que a mayor producción de gas mayor energía se puede generar.

Otra decisión trascendental para un proyecto de producción de biogás es el proceso con el que se genera el biocombustible. Las distintas tecnologías disponibles, cada una de sus ventajas y desventajas y los distintos tipos de procesamiento que se realizan al biogás, hacen que la elección no sea trivial. Algunos criterios de elección de las tecnologías y equipos a utilizar se comentan en el apartado 4 Definición del Contexto, donde el lector puede referirse para más información. Del análisis realizado se desprende que se debe tener especial cuidado con la elección del proceso de digestión, de post-tratamiento y de generación de energía. El primero permite la producción del biocombustible, donde cada tipo de tecnología posee distintos rendimientos y condiciones de operación. Éstas deben ser evaluadas caso a caso para poder seleccionar la tecnología más adecuada y que sea factible técnica y económicamente. Además, el post-tratamiento, permite el aprovechamiento energético del gas sin causar daños a humanos, al ambiente o a la economía del proceso, debido al daño que causan los contaminantes del biogás a personas, al medio y a los equipos del proceso. Es así como se hace importantísimo el control de la composición del energético, la mantención de las condiciones de operación definidas por diseño y también el mantenimiento y buen funcionamiento del proceso.

La evaluación técnica del proyecto de biogás para autoabastecimiento energético, proyecta que el proceso es factible técnicamente debido principalmente a que las

tecnologías utilizadas están en una etapa de madurez suficiente como para ser implementadas [13, 20]. El proceso contempla las etapas de recepción, molienda y transporte, pasteurización, digestión, filtración, compostaje, absorción, desorción, enfriamiento y cogeneración. Se hace necesario recordar que, para el caso base estudiado, el proyecto no incluye el transporte de la materia prima en camiones, la etapa molienda y transporte en tornillos sin fin y el compostaje del digestato, no obstante se realiza un análisis de sensibilidad para el transporte en camiones y el compostaje.

Los resultados del dimensionamiento de los equipos están dentro de los rangos esperados para los proyectos de este tipo según la literatura consultada [20, 30, 55, 64, 65, 66, 67]. Los equipos identificados como más relevantes técnicamente para el proyecto son el digestor (DIG-001) y el equipo de cogeneración (CHP-011). Esto debido principalmente al tamaño del reactor de digestión anaeróbica el que supera los 6.000 [m³] y al nivel de especialización de las tecnologías de cogeneración, las que principalmente se consiguen con proveedores extranjeros [30]. Además, estos equipos están involucrados en las etapas más importantes del proceso que son la producción del gas y el aprovechamiento energético para autoabastecimiento. Es importante recalcar que existen algunas tecnologías de equipos, que no fueron consideradas en los cálculos de este documento, por lo que se recomienda la evaluación de éstas en el momento de realizar el dimensionamiento en etapas posteriores de ingeniería.

Uno de los equipos que se recomienda evaluar el dimensionamiento es el reactor, debido a que la tecnología de mezcla completa implica un alto volumen y menores rendimientos de biogás, en cambio otros tipos de reactores poseen mayores rendimientos de producción de biogás y menores volúmenes, como por ejemplo los reactores UASB o los de lecho. Además, existen nuevas tecnologías, ofrecidas por compañías especializadas, de alto rendimiento de producción de biogás, con ventajas significativas con respecto al reactor de mezcla completa, aunque se debe tener en cuenta que muchas aún poseen patentes vigentes, por lo que se podría encarecer demasiado la inversión en el proyecto.

En el post-tratamiento de digestato también se recomienda evaluar la tecnología a utilizar, ya que existen otras distintas al filtrado y compostaje para disminuir el contenido de agua y estabilizar la materia prima digerida. Una de ellas es la evaporación, sin embargo ésta puede afectar la rentabilidad del proyecto, debido principalmente al consumo de una parte de la energía térmica generada [68].

La evaluación de los equipos de limpieza del biogás también se hace necesaria. Aunque el proceso con agua es un proceso de bajo costo, sencillo y eficiente; existen otros tipos de procesos que poseen una mayor remoción de los contaminantes o son más amigables con el medio. Por ejemplo, el proceso THIOPAQ® de Paques posee una absorción con agua de proceso de pH básico, y luego se utiliza un bioreactor con bacterias sulfuro oxidantes que metabolizan el sulfuro disuelto y permiten la obtención de azufre elemental, el que puede ser utilizado como fertilizante [69]. Otros casos de procesos de absorción para gases se pueden revisar en [70]. No obstante, es importante recalcar que los datos de equilibrio para el dimensionamiento de torres de absorción o desorción son obtenidos en la mayoría de los casos mediante experimentación en laboratorio, lo que estaba fuera del alcance de esta memoria. Así

se utilizaron datos obtenidos desde la literatura para el caso con un proceso de absorción y desorción con agua.

La evaluación técnica y la elección de los equipos permiten cuantificar los costos de inversión y de operación y además los ingresos que se poseen por la producción del biogás y de bioabono. Así la evaluación económica se realiza según el caso base definido y con las condiciones especificadas en la sección 6.7.2.

En Chile, el marco legal de proyectos de biocombustibles no está bien regulado e incluso existen variados vacíos normativos que se especifican en [35]. Las falencias principales en la normativa están en la definición de las composiciones del biogás, el uso de materiales correctos para procesos que involucren el biocombustible y a la referencia del tipo específico de combustible. Esto se solucionaría en los próximos años, con la generación de normativas y planes de implementación involucrados en la agenda energética del estado de Chile, por lo que la revisión periódica de la normativa aplicable a los proyectos de biogás se hace indispensable en el futuro.

Para definir un modelo de negocio exitoso de una planta de biogás, se deben tener en cuenta a lo menos las tarifas y costos energéticos, la disponibilidad del sustrato y contratos asociados, la eficiencia de la conversión de la energía, los ingresos extras por tratamiento de desechos a terceros y venta de abono, el financiamiento, subsidios y apoyo estatal y el impacto ambiental del proyecto. En general, económicamente los costos de transporte y de obtención de la materia prima afectan significativamente al proyecto, debido a que al requerir un gran volumen de materia prima para la producción del gas, en muchos casos no es rentable el transporte del sustrato. Además, los precios de la energía también afectan al proyecto, por lo que es importante analizar su distribución y variación en el tiempo, para disminuir el riesgo del proyecto en etapas posteriores de la evaluación.

Las formas de financiamiento para proyectos de biogás y de ERNC en general han aumentado gracias a las políticas públicas de fomento a estas energías [5]. Sin embargo, actualmente los fondos dispuestos son para proyectos de pre-inversión, más que para proyectos de inversión dura, que son los que realmente requieren de tasas preferenciales para una mejor rentabilidad. Aun así se espera que en los próximos años esta situación se revierta para poder impulsar el uso de estas energías en el país [5, 30].

Desde el punto de vista del análisis de fortalezas, oportunidades, debilidades y amenazas (FODA), las principales fortalezas identificadas son el uso de residuos que significaban costos para generar ganancias y que el proceso es amigable con el ambiente, lo que provoca una aceptación mayor en las comunidades cercanas y en los planes de gobierno. La principal oportunidad descrita es la crisis energética en Chile, la que ha generado que se cree una agenda energética para paliar los efectos provocados y que tiene como principal actor las ERNC y la eficiencia energética. Además, la principal debilidad del proceso es su alto costo de inversión, lo que significa una barrera de entrada significativa a la hora de participar en el mercado energético. Finalmente, la principal amenaza identificada es la existencia de energéticos sustitutos para la generación de energía, los que poseen un mercado mucho más desarrollado que el

biocombustible, principalmente debido al poco conocimiento del biogás como combustible y su proceso de obtención.

Los costos de inversión y operación se encuentran dentro del rango esperado para proyectos de producción de biogás con cogeneración, estando en valores similares a los 5.000 [USD\$/kW eléctrico generado] y 60 [USD\$/kW eléctrico generado], respectivamente [22, 71]. Cabe destacar que los costos señalados son sólo valores referenciales y por lo tanto es importante considerar las economías de escala presentes en el momento de evaluar otros proyectos. Los costos de inversión en el caso base estudiado y en proyectos en general están principalmente concentrados en el reactor de digestión y en el equipo de cogeneración, siendo el primero el 35% del total de la inversión. Esto indica que es importantísimo conocer el costo real de estos equipos. Es así que para etapas posteriores de ingeniería, se recomienda cotizar una gran variedad de equipos, y además evaluar el dimensionamiento, ya que un sobredimensionamiento implicaría un costo de inversión mayor que afectaría la rentabilidad del proyecto y un subdimensionamiento costos menores, pero problemas en la operación del proceso. Los costos operacionales en el caso base dado, se distribuyen principalmente en costos de mantención, costos por el autoconsumo de la energía generada y también los costos por pago al personal de trabajo. Los costos por mantenimiento se explican principalmente por las altas inversiones que se deben realizar en el proyecto y la especialización que deben poseer los profesionales para poder reparar y diagnosticar los equipos con mal funcionamiento. Cabe señalar que el autoconsumo de la energía generada calculado se encuentra dentro de los rangos normales de operación según la literatura consultada [30].

El flujo de caja indica que el proyecto con las condiciones definidas en la sección 6.7.1, es rentable según el indicador económico del valor actual neto (el que también se utiliza para todos los análisis posteriores). Los indicadores económicos son iguales a un VAN [\$USD] 807.668, una TIR de 21% y un periodo de recuperación de la inversión de 4 años. Sin embargo, existen algunas condiciones que modifican la rentabilidad del proyecto, y éstas fueron seleccionadas para poder realizar distintos análisis de sensibilidad. Los resultados de todos los análisis de sensibilidad se muestran en el apartado 6.7.2 y se invita al lector a observarlos para una mejor comprensión de las palabras siguientes.

El primer análisis de sensibilidad se realiza sobre la utilización de un proceso de compostaje para estabilizar el digestato, principalmente debido a que éste puede no cumplir con las especificaciones de la norma sanitaria chilena. Los resultados de la adición del proceso de compostaje son favorables económicamente con respecto al caso base estudiado (VAN de [\$USD] 1.550.468, TIR de 30% y payback de 3 años). Esto es debido principalmente a que los costos de inversión del proceso de compostaje son bajos, el precio del compost es mayor que el del digestato y además se puede estimar un mayor porcentaje de venta, ya que el mercado ya está más desarrollado para este producto [61]. Así, de manera preliminar es recomendable utilizar un proceso de estabilización por compostaje siempre y cuando se pueda aumentar el precio con respecto al digestato y también se asegure un porcentaje de venta alto (a lo menos el 80%).

El análisis de sensibilidad que se realiza variando el precio de la energía eléctrica y térmica, indica que estos parámetros afectan la rentabilidad del proyecto directamente al afectar los ingresos por concepto de ahorro. Esto implica que al variar el precio de la energía eléctrica hasta un punto menor a los 0,05 [USD/kWh] el proyecto no se hace rentable. Para la energía térmica un precio menor a los 8,34 [USD/MBTU] implica un proyecto no rentable según el criterio del VAN. Sin embargo, estos precios están lejos de ser similares a los precios reales de la energía eléctrica y térmica (0,07 [USD/kWh] y 13,86 [USD/MBTU] respectivamente), por lo que el proyecto continúa siendo rentable para un rango de variaciones de estos parámetros. Además, el precio de la energía eléctrica no varía de manera significativa en las tarifas AT.3 según los tres últimos años [58] y el precio de punto de quiebre para el gas natural es casi un 40% menor que el precio real. No obstante ambos precios afectan significativamente la rentabilidad del proyecto y si caen bajo el umbral descrito, no se asegura una buena rentabilidad.

En el caso del precio del abono la variación de los indicadores económicos, indica que éste afecta en menor medida que los precios de energía térmica y eléctrica, debido principalmente al bajo porcentaje de venta considerada (60%).

De los tres precios analizados el que afecta de mayor manera a la rentabilidad del proyecto es el de la energía eléctrica, hecho que se explica en el mayor precio de este tipo de energía con respecto a la térmica (0,07 [USD/kWh] de energía eléctrica a 0,05 [USD/kWh] de térmica) y al alto aprovechamiento supuesto de la energía eléctrica con respecto a la venta de abono.

En el caso de la energía realmente utilizada (o variación en el ahorro de energía) se afecta la rentabilidad del proyecto, debido principalmente a que la energía generada no se está utilizando realmente como ahorro para el proyecto. En el caso base dado, la energía eléctrica que se debe utilizar es más de un 71,09% de la energía generada y en la energía térmica más de un 65,19%. De aquí se desprende que es necesario poseer un alto uso de la energía eléctrica y térmica generada para que el proyecto sea rentable, y éste uso debe ser evaluado caso a caso para que no exista pérdida de energía y por lo tanto un menor ahorro.

Otro análisis de sensibilidad sobre las horas de operación en la planta indica que se afecta directamente la producción de biogás, energía y abono, por lo que el efecto es global sobre los ingresos. Así este parámetro es el que más afecta la rentabilidad en términos del VAN. En el caso base realista se asumen 7.752 horas anuales trabajadas (95% de las horas disponibles al año) y el punto para que el VAN sea nulo es para las 6.813 horas aproximadamente lo que significa un 83,49% de las horas totales disponibles al año. Por lo tanto, es indispensable incurrir en los gastos de mantención preventiva y operación necesarios para un buen desempeño del proceso de biogás e incluso utilizar las tecnologías adecuadas para detectar a tiempo posibles fallas en el proceso y corregirlas.

El análisis de sensibilidad con respecto a los costos de transporte, indica que el costo de transportar la materia prima en camiones es rentable para distancias levemente menores a 1 [km] de ida y vuelta, desde el punto de acopio hasta la planta de biogás. Esto indicaría que para el caso base estudiado no es rentable implementar un sistema de transporte como el descrito en la sección 10.9.3. Esto principalmente debido a que

se está considerando el costo de inversión de los camiones y además el pago de los sueldos de los conductores lo que aumenta los costos de inversión y operación del proyecto y disminuye el flujo de efectivo. Una alternativa para este problema es la subcontratación del servicio de transporte a una empresa especializada que implique menores costos al proyecto. Otra solución es la utilización de la codigestión que será discutida más adelante.

Para la variación del precio del equipo más costoso del proceso, el digestor, muestra que el proyecto se hace más rentable a medida que el digestor disminuye su precio. Además, la variación del VAN con respecto al precio es significativa llegando a un valor de casi el doble para una disminución del precio de un 25%. Así se recomienda que para etapas posteriores de la evaluación de un proyecto de biogás, ya sea con este caso base o con otro se cotice el precio real del equipo para poder realizar una mejor aproximación de los costos reales de inversión.

En general, el análisis de sensibilidad del proyecto muestra que los principales factores que afectan la rentabilidad son el precio de la energía, los costos de inversión en el reactor, los costos de transporte y también el ahorro que realmente se tiene de energía, siendo similar a lo que se reporta en la literatura [13, 30]. Sin embargo, otros factores como las horas de operación y la venta de compost son importantes a la hora de evaluar el proyecto de bioenergía, debido a su importancia en la generación de los principales productos del proceso.

Los proyectos de generación biogás para autoabastecimiento energético poseen una baja rentabilidad comparada con su nivel de inversión y por lo tanto son riesgosos para la mayoría de los inversionistas. Para disminuir el riesgo del proyecto se debe contar a lo menos con los factores de éxito que se comentan en el desarrollo del modelo de negocios, destacando dentro de éstos la disponibilidad del sustrato, por los altos costos de significa la logística de transporte y también los grandes volúmenes necesarios para la obtención de biogás. Además, la utilización de sustratos con alto potencial energético o de un sistema de codigestión, permitirían incrementar la producción de energía lo que se traduce en mayores ingresos. Asimismo, si se utilizan formas de financiamiento a tasas preferenciales, se puede aumentar la rentabilidad del sistema, atrayendo a más inversionistas y disminuyendo los riesgos del proyecto.

7.1.1 Recomendaciones para adaptar el proyecto a otros contextos

Uno de los objetivos del estudio encargado por Poch Ambiental S.A. es poder utilizar la evaluación técnica y económica de una planta de biogás para autoabastecimiento energético, como una guía para las posteriores evaluaciones de proyectos que tengan relación con el biocombustible y su aprovechamiento energético. Así, se genera una planilla en Microsoft Excel® que permite realizar los cálculos expuestos en este documento y además logra evaluar preliminarmente proyectos con características que difieren al caso base estudiado. Luego de la investigación bibliográfica realizada y la evaluación del proyecto estudiado, se plantean algunas recomendaciones para adaptar el proyecto a otros contextos, las que principalmente tienen relación con la codigestión, la información relacionada a las características principales de la materia prima, la logística de transporte, los flujos de materia prima disponible, la venta de energía, el

costo asociado a los equipos y los ingresos posibles por tratamiento de residuos o los costos por la compra de estos.

En general, es recomendable utilizar la codigestión de distintas materias primas como estrategia de producción, para aumentar los rendimientos de biogás. Esto debido a que las materias primas se complementan, ofreciendo distintos nutrientes a los microorganismos que en un solo tipo de materia prima no se encuentran. Así, se puede operar a un pH, potencial redOx, relación C:N, presencia de minerales, etc. óptima para aumentar el crecimiento de los microorganismos y también la producción del biocombustible [13]. Además, la codigestión permite agrupar a los pequeños productores de residuos para hacer rentables sus proyectos de producción de biogás, aunque en estos casos es importante considerar y evaluar la logística de transporte de las materias primas y también la distribución de la energía generada. En el caso de la herramienta de cálculo utilizada para la evaluación de proyectos de biogás, la codigestión sí es posible de evaluar, sin embargo se requerirían los datos de la composición del gas generado y también de sus parámetros cinéticos los que se pueden obtener con ensayos de laboratorio como los descritos en la sección 10.7.6. Dentro de este mismo punto, para poder adaptar el proyecto a otros contextos se recomienda conocer los parámetros de la cinética de Chen y Hashimoto u los de otro método de cálculo para conocer el flujo de biogás a producir. En el proyecto desarrollado se incluye el método de Chen y Hashimoto para el cálculo del flujo de biogás, aunque se puede implementar fácilmente un método más sencillo para otras materias primas, como lo son utilizar un factor de producción de gas por materia orgánica cargada al reactor.

En el caso del flujo de materia prima disponible, se conoce que los cálculos realizados tanto técnicos (dimensiones de equipos), como económicos (CAPEX y OPEX) están en el rango descrito en la literatura para el caso base estudiado. Se recomienda validar los cálculos para un rango de flujos de manera de poder incluir proyectos de menor y mayor escala al proyecto descrito. Para esto es necesario investigar si los cálculos están dentro del rango esperado para otros flujos de materia prima y además de incluir las economías de escala presentes en los costos de inversión y operación de cada uno de los equipos y del proceso en general.

También, se sugiere tener especial cuidado con la logística de transporte para proyectos de biomasa: comúnmente, estos proyectos no son rentables cuando se considera el transporte de la materia prima, por los altos costos que implica su carga en camiones [30]. Sin embargo, el proyecto se puede rentabilizar utilizando la codigestión, la agrupación de productores de residuos concentrados geográficamente, los residuos con alto potencial de producción del biogás, como algunos vegetales, o implementando tecnologías con altos rendimientos de producción. Debido a esto, se recomienda analizar la logística de transporte para los proyectos de biogás de manera que sea más fácil incluirla dentro de la evaluación, por ejemplo con transportes propios o subcontratados. En general, el problema que implica la selección de la ubicación de la planta, si existen varios productores de residuos en el proyecto, se puede optimizar de manera preliminar mediante una programación lineal, sin embargo para etapas posteriores de ingeniería se hace imprescindible evaluarlo en detalle. Así, para la herramienta de evaluación de proyectos de biogás se sugiere implementar un sistema

más elaborado para la evaluación de la logística de transporte que considere, a lo menos, la subcontratación de estos servicios y sus respectivos costos.

También, el modelo de negocios tipo ESCOs, se está dejando de lado dentro de la evaluación del proyecto. Uno de los principales problemas que pueden poseer las ESCOs es el costo que se les puede asociar a la materia prima, ya que es probable que ésta sea comprada al productor, lo que implica un costo operacional significativo dentro del proyecto. Es así como es recomendable incluir dentro de la evaluación del proyecto este tipo de modelo de negocio, en donde se estime un precio de compra del residuo y cualquier otro gasto asociado con la disposición de éste.

En la evaluación del proceso sólo se consideró el precio por ahorro en una tarifa AT.3 en la Región Metropolitana, sin embargo las tarifas y precios de la energía cambian para cada región del país. Luego, se recomienda poder incluir como información de entrada en la evaluación la ubicación del proyecto y el precio de la energía asociado a la localización, para así poder implementar una evaluación mucho más personalizada y correcta. Además, la ubicación permite conocer condiciones ambientales, como la temperatura y la velocidad y dirección del viento, las que afectan a las condiciones de operación de equipos como el digestor, por lo que también se pueden implementar dentro de la herramienta de evaluación para el cálculo de las dimensiones de los equipos.

Otro punto importante a considerar es la venta de los excedentes de energía que no son utilizados para proyectos de ahorro puro. En este caso, sólo se está considerando la alternativa de autoabastecimiento energético debido a que la venta de energía está fuera del alcance de este estudio. Sin embargo, se puede implementar en la evaluación del proyecto una selección entre un proyecto de ahorro, uno de venta de energía o uno híbrido con venta de excedentes, para así incluir a otros tipos de proyectos en la evaluación y tener alternativas de modelos de negocios para poder elegir entre los más rentables.

Así, incluyendo algunas de estas recomendaciones y cualquier otra pertinente al caso, el proyecto de evaluación de una planta de biogás se puede adaptar de buena manera a otros contextos.

Finalmente, la evaluación técnica y económica de una planta de biogás para autoabastecimiento energético, permite visualizar de manera preliminar las ventajas y desventajas que posee el proceso, sus dificultades, su rentabilidad económica, algunas formas de financiamiento y también su proyección en el mercado de la energía. Cabe señalar que la crisis energética en Chile, ha sido una oportunidad que permite la evaluación de este y otros tipos de proyectos relacionados en el sector privado, lo que impulsa una cultura hacia el manejo sustentable de la energía en el país.

8 Conclusiones

En la actualidad, existe una escasez energética mundial que conlleva a la búsqueda de nuevas energías que sean sostenibles en el tiempo y amigables con el ambiente. En particular, Chile se ha caracterizado por ser un país dependiente energéticamente, lo que conlleva problemas de suministro energético y por lo tanto inconvenientes en el crecimiento del país. Debido a esto es que en los 2 últimos gobiernos se han impulsado programas que renueven las políticas energéticas y más recientemente, se está implementando una agenda de energía que implica una política a largo plazo, que incluye el uso intensivo de energías renovables no convencionales o ERNC y, por lo tanto, el fomento al uso de éstas. Dentro de las ERNC se encuentra el biogás, que se caracteriza por aprovechar residuos orgánicos que se consideran desechos, para generar un combustible gaseoso, que puede ser usado para la generación de energía.

La generación de residuos aprovechables en proyectos de biogás en Chile, la llevan a cabo principalmente las agroindustrias, seguidos por los residuos generados por la población o residuos sólidos urbanos. Estos residuos pueden ser aprovechados para proyectos de autoabastecimiento energético, en donde la tecnología que mejor aprovecha el potencial energético del biogás es la cogeneración.

Los contextos con potencial de producción de biogás deben poseer características comunes, tales como la propiedad de la materia prima para su posterior uso en el proceso, la disponibilidad geográfica del residuo, una tecnología con alta eficiencia de conversión de la energía, tarifas y costos energéticos estables y proyectados en el tiempo, la posibilidad de optar a opciones de financiamiento y además concebir un proyecto que minimice el impacto ambiental.

El caso base estudiado considera un flujo de estiércoles de cerdo de 14 toneladas por hora, lo que representa aproximadamente al 35% del estiércol porcino producido en la sexta región al año 2007 y es inferior al mínimo disponible informado. En este caso se evalúa un proyecto autoabastecimiento energético mediante cogeneración, por lo que se descarta la venta energía a la red y también la necesidad de transportar los residuos mediante el uso de vehículos motorizados. Así los ingresos son por concepto de ahorro energético, tanto eléctrico como térmico, y además por venta de bioabono.

La evaluación del proyecto de biogás definido, conlleva al cálculo de las dimensiones de los equipos para la posterior estimación de los ingresos y costos del proyecto. Los resultados de la evaluación tanto técnica como económica, indican que el proyecto es factible en el caso base estudiado, debido principalmente a que las tecnologías utilizadas están en una etapa de madurez suficiente como para ser implementadas y que además los indicadores económicos son favorables en el proyecto (VAN de [\$USD] 807.668 y TIR de 21%). Sin embargo, el análisis de sensibilidad que se lleva a cabo al proyecto de biogás indica que existen ciertos factores de operación que afectan la rentabilidad, como el precio de la energía, el del bioabono, el ahorro energético real, las horas de operación, los costos de inversión y la logística de transporte.

La logística de transporte es uno de los principales factores a considerar en el momento de evaluar proyectos que tengan que ver con el biogás, debido a que los altos costos de transporte, en muchos casos, no pueden ser sustentados con los ingresos que

proviene desde el uso energético y la producción de abono. También, es importantísimo considerar las posibles variaciones que pueden tener los precios de la energía y del abono, ya que estos son los ingresos principales del proyecto y si decaen, la implementación del sistema puede dejar de ser rentable. El ahorro real de energía también es un punto significativo dentro del proyecto, ya que si existen se produce energía en exceso que no es utilizada ni vendida se pierde gran parte de los ingresos del proyecto. Luego, es imprescindible ejecutar un proyecto de autoabastecimiento adecuado para las necesidades energéticas de la empresa y evaluar la opción de venta de energía en el caso que existan excedentes importantes. Asimismo, se observa que los costos de inversión en la planta de biogás son altos comparados con los de operación y con la rentabilidad del sistema, lo que conlleva a flujos de efectivo poco favorables y un bajo interés de los inversionistas. Así, se hace relevante cotizar los equipos para obtener poder estimar de la manera más realista posible los costos de inversión y así poder conocer si el proyecto es factible o no. En este punto se debe tener especial cuidado con los costos del equipo de cogeneración y del reactor de digestión anaeróbica, debido a que son los principales costos de inversión de la planta, siendo el digestor un 35% del total.

En general, para aumentar la rentabilidad del proyecto es recomendable incluir un sistema que utilice sustratos con alto potencial energético o de un sistema de codigestión, ya que permitirían incrementar la producción de energía lo que se traduce en mayores ingresos.

El análisis preliminar del marco legal chileno indica que el tema de biocombustibles no está bien regulado e incluso existirían variados vacíos normativos. Esto se solucionaría en los próximos años, con la generación de normativas y planes de implementación involucrados en la agenda energética del estado de Chile, por lo que la revisión periódica de la normativa aplicable a los proyectos de biogás, se hace indispensable en el futuro. Además, el análisis realizado de las formas de financiamiento para este tipo de proyectos, muestra que actualmente los fondos dispuestos son para proyectos de pre-inversión, más que para proyectos de inversión dura, lo que implica una menor rentabilidad de proyectos de éste tipo y menor cantidad de inversionistas interesados en ellos.

El estudio encargado por Poch Ambiental S.A. también posee como objetivo poder utilizar la evaluación técnica y económica de una planta de biogás para autoabastecimiento energético, como una guía para las posteriores evaluaciones de proyectos que tengan relación con el biocombustible, por lo que se genera se genera una planilla en Microsoft Excel® que permite realizar los cálculos expuestos en este documento y además logra evaluar preliminarmente proyectos con características que difieren al caso base estudiado. Sin embargo, existen temáticas que deben ser abordadas para una evaluación correcta de los proyectos que posean características distintas a las de este estudio. Estas sugerencias principalmente tienen relación con:

- Considerar la codigestión, en donde se puede mejorar el rendimiento de producción de biogás para aumentar la rentabilidad del proyecto.
- Incluir información de las características principales de la materia prima, para poder estimar la composición y producción del biogás proveniente de residuos distintos a los estiércoles de cerdo.

- Considerar la logística de transporte, ya que como ya se mencionó es uno de los costos más relevantes cuando es necesaria.
- Considerar flujos distintos de materia prima disponible, los que pueden variar de proyecto a proyecto.
- Incluir venta de energía, que no fue considerada dentro del estudio, ya que es un proyecto de autoabastecimiento.
- Estimar más precisamente los costos asociados a los equipos, los que principalmente tienen que ver con la inversión del proyecto.
- Considerar otros ingresos, como los por tratamiento de residuos
- Considerar los costos por la compra de residuos como sucede en algunos modelos de negocio.

Incluyendo algunas de estas recomendaciones y cualquier otra pertinente al caso, el proyecto se puede adaptar de buena manera a otros contextos.

Finalmente, se realizó la evaluación técnica y económica de una planta de biogás para autoabastecimiento energético, la que de manera preliminar permite conocer la rentabilidad de un proyecto de este tipo. Debido a la crisis energética mundial se hace indispensable impulsar este tipo de proyectos, para generar perspectivas que permitan implementar energías limpias y que de una vez por todas permitan el desarrollo sustentable de las comunidades.

9 Bibliografía

- [1] «La Matriz Energética Mundial,» [en línea]. <http://cefir.org.uy/atlas/index.php?option=com_content&view=article&id=1:la-matriz-energetica-mundial&catid=1:fichas1-7&Itemid=>. [consulta: 15 Junio 2014].
- [2] Organización de Naciones Unidas, «Human Development Index. Programa de naciones Unidas para el desarrollo PNUD,» 2008, p. 25.
- [3] Gobierno de Chile, «Estrategia Nacional de Energía 2012-2030. Energía para el Futuro. Limpia. Segura. Económica.,» Febrero 2012. [en línea]. <http://issuu.com/minenergia/docs/energia_para_el_futuro?e=3798267/2703662>. [consulta: 15 Junio 2014].
- [4] Dirección de Estudios y Contenidos. Generadoras A.G., «Boletín del mercado eléctrico. Sector generación.,» Junio 2014. [en línea]. <<http://generadoras.cl/wp-content/uploads/Bolet%C3%ADn-14-06.pdf>>. [consulta: 20 Junio 2014].
- [5] Ministerio de Energía, Gobierno de Chile, «Agenda de Energía. Un Desafío País, Progreso para Todos,» 14 Mayo 2014. [en línea]. <<http://www.minenergia.cl/documentos/estudios/2014/agenda-de-energia-un-desafio-pais.html>>. [consulta: 12 Diciembre 2014].
- [6] Poch, «Inicio - Poch,» Poch & Asociados, 2008. [en línea]. <<http://www.pochcorp.com/>>. [consulta: 16 Junio 2014].
- [7] TREIA. Texas Renewable Energy Industries Association, «Renewable Energy Defined,» memberclicks, [en línea]. <http://www.treia.org/index.php?option=com_content&view=article&id=170>. [consulta: 16 Junio 2014].
- [8] Deutsche Gesellschaft für Technische Zusammenarbeit (GTZ) GmbH. , «Chile renueva sus energías. Hacia un futuro seguro y sostenible,» 2010. [en línea]. <<http://www.chilerenuevaenergias.cl/index.php>>. [consulta: 16 Junio 2014].
- [9] CER. Centro de Energías Renovables, Chile., «Reporte CER, mayo 2014,» Mayo 2014. [en línea]. <http://www.cer.gob.cl/mailling/2014/mayo/REPORTE_Mayo2014_FINAL.pdf>. [consulta: 17 Junio 2014].
- [10] CER, Centro de Energías Renovables, 2007. Deutsche Gesellschaft für Technische Zusammenarbeit (GTZ) GmbH. , «Proyectos de Biomasa. Guía para Evaluación Ambiental Energías Renovables no Convencionales,» ByB Impresores, Santiago.

- [11] IEA. International Energy Agency, «IEA Energy Technology Essentials,» Enero 2007. [en línea]. <<http://www.iea.org/techno/essentials3.pdf>>. [consulta: 17 Junio 2014].
- [12] CER. Centro de Energías Renovables, «Energía Biomasa,» 2011. [en línea]. <http://cer.gob.cl/tecnologias/files/2011/12/libro_biomasa.pdf>. [consulta: 18 Junio 2014].
- [13] M. T. Varnero Moreno, 2011, Manual del Biogás, Santiago de Chile.
- [14] M. Cloonan, 2003, «Energy From Waste on the Isle of Mull: A Feasibility Study of an Anaerobic Digestion Plant,» Glasgow, pp. 26-45.
- [15] D. Deublein y A. Steinhauser, 2008, Biogas from Waste and Renewable Resources. An Introduction., Mörlenbach: Strauss GmbH.
- [16] R. Chamy y E. Vivanco, 2007, Potencial de biogás. Identificación y clasificación de los distintos tipos de biomasa disponibles en Chile para la generación de biogás., Santiago de Chile: ByB Impresores.
- [17] B. D. Grass Puga, 2013, EVALUACIÓN Y DISEÑO PARA LA IMPLEMENTACIÓN DE UNA PLANTA DE BIOGÁS A PARTIR DE RESIDUO ORGÁNICOS AGROINDUSTRIALES EN LA REGIÓN METROPOLITANA. Memoria Ingeniero Civil Industrial, Universidad de Chile, Facultad de Ciencias Físicas y Matemáticas, Santiago de Chile.
- [18] M. & Eddy, 1996, Ingeniería de Aguas Residuales. Tratamiento, vertido y reutilización, McGraw- Hill.
- [19] Z. Hanjie, 2010, Sludge treatment to increase biogas production, Stockholm.
- [20] ALTERCEXA. UNIÓN EUROPEA. COOPERACIÓN TRANSFRONTERIZA ESPAÑA-PORTUGAL., «INFORME COMPLEMENTARIO SOBRE EL ESTUDIO DE SOLUCIONES VIABLES PARA EL APROVECHAMIENTO DEL BIOGAS EN EXTREMADURA, EN EL MARCO DEL PROYECTO DE COOPERACIÓN TRANSFRONTERIZA ESPAÑA-PORTUGAL.,» Diciembre 2010. [en línea]. <<http://www.altercexa.eu/images/archivos/Areas%20Tematicas/Biogas/Estudio%20BIOGAS.pdf>>. [consulta: 18 Junio 2014].
- [21] J. A. Pérez Medel, 2010, ESTUDIO Y DISEÑO DE UN BIODIGESTOR PARA APLICACION EN PEQUEÑOS GANADEROS Y LECHEROS. Memoria Ingeniero Civil Mecánico, Universidad de Chile, Facultad de Ciencias Físicas y Matemáticas, Santiago de Chile.
- [22] O. A. Garay García, 2011, ANÁLISIS TÉCNICO-ECONÓMICO DE UNA PLANTA DE GENERACIÓN ELÉCTRICA EN BASE A BIOGÁS, Memoria Ingeniero Civil Electricista, Universidad de Chile, Facultad de Ciencias Físicas y Matemáticas,

Santiago de Chile, p. 60.

- [23] M. L. Marin Marin, 2011, PURIFICACION BIOLÓGICA DE BIOGÁS. Memoria Ingeniero en Recursos Naturales Renovables, Universidad de Chile, Facultad de Ciencias Agronómicas, Santiago de Chile, pp. 12-29.
- [24] Fernández, E. , 2004, Instituto Superior Politécnico José Antonio Echeverría, «Procedimiento para la purificación de biogás.,» Habana, p. 18.
- [25] S. Revah y I. Ortiz, «El desarrollo de bioprocesos para el tratamiento de aire contaminado emitido por fuentes fijas,» Ciudad de México, 2004, pp. 625- 658.
- [26] Electríz , «Electríz-CHP Sistemas de Co-generación. Biogás,» 2012. [en línea]. <<http://www.electriz.com.mx/Documentos/Ambar-CHP%20BG.pdf>>. [consulta: 19 Junio 2014].
- [27] Cristian M. León - Bosch Termotecnia, «Tecnología CHP- Dimensionamiento de potencia de sistema de co-generación,» 2013. [en línea]. <http://www.fenercom.com/pages/pdf/formacion/13-02-27_III%20Jornada%20sobre%20microcogeneraci%C3%B3n%20en%20la%20edificaci%C3%B3n/02-Tecnologia-CHP-Dimensionamiento-de-potencia-de-sistemas-de-cogeneracion-ROBERT-BOSCH-fenercom-2013>. [consulta: 20 Junio 2014].
- [28] F. R. Velasco, ESTUDIO DE VIABILIDAD Y DISEÑO DE UNA PLANTA DE COGENERACIÓN PARA UNA INDUSTRIA CÁRNICA. Tesis para optar al grado de INGENIERO TÉCNICO INDUSTRIAL: MECÁNICO. DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA TÉRMICA Y DE FLUIDOS. UNIVERSIDAD CARLOS III DE MADRID., Madrid, 2009.
- [29] R. Coss Bu, 2005, Análisis y evaluación de proyectos de inversión, Ciudad de México: Limusa S.A..
- [30] Ministerio de Energía, Deutsche Gesellschaft für Internationale Zusammenarbeit (GIZ) GmbH, 2012, Guía de Planificación para Proyecto de biogás en Chile, Santiago de Chile.
- [31] A. Nasir, 2005, *Development and Testing of a Hammer Mill*, vol. 8, Minna, pp. 124-130.
- [32] K. Koch, «Hammermills and Rollermills,» Mayo 2002. [en línea]. <<http://www.ksre.ksu.edu/bookstore/pubs/MF2048.pdf>>. [consulta: 20 Noviembre 2014].
- [33] A. S. J. R. a. G. Z. T.Z.D. de Mes, «Methane production by anaerobic digestion of wastewater and solid wastes,» [en línea]. <http://www.sswm.info/sites/default/files/reference_attachments/MES%202003%20Chapter%204.%20Methane%20production%20by%20anaerobic%20digestion%2

0of%20wastewater%20and%20solid%20wastes.pdf>. [consulta: 20 Noviembre 2014].

- [34] Stuckey, Charles G. Gunnerson and David C. The International Bank for Reconstruction and Development, Anaerobic Digestion Principles and Practices for Biogas Systems, Washington, D.C, 1986.
- [35] Gamma Ingenieros, «REVISION NORMATIVA ACTUAL Y NORMA TECNICA Y DE SEGURIDAD PARA INSTALACIONES DE BIOGAS EN LA PRODUCCION Y EN EL USO,» Diciembre 2011. [en línea]. <https://www.google.cl/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=1&cad=rja&uact=8&ved=0CCAQFjAA&url=http%3A%2F%2Fwww.bcn.cl%2Fobtienearchivo%3Fid%3Ddocumentos%2F10221.1%2F37017%2F1%2F3_Revisi%25C3%25B3n%2520normativa%2520para%2520instalaciones%2520de%2520biog>. [consulta: 02 Diciembre 2014].
- [36] A. Kohl y R. Nielsen, 1997, Gas purification, Houston, Texas: Gulf Publishing Company.
- [37] B. Morero, E. Gropelli y E. Campanella, «Revisión de las principales tecnologías de purificación de biogas,» 2010. [en línea]. <http://www.palermo.edu/ingenieria/pdf2012/cyt/numero10/10N_ISEU_CyT12.pdf>. [consulta: 20 Noviembre 2014].
- [38] Aritz Lekuona. A. de Biotec. España, «Medio ambiente. La separación sólido-líquido en el marco de la explotación,» 12 Marzo 2007. [en línea]. <http://www.3tres3.com/medioambiente/la-separacion-solido-liquido-en-el-marco-de-la-explotacion_1783/>. [consulta: 21 Noviembre 2014].
- [39] AINIA; FIAB, Federación Española de industrias de la Alimentación y Bebidas, «Boletín Monográfico, Energía renovable a partir de los residuos de la industria alimentaria: BIOGÁS,» [en línea]. <http://www.fiab.es/es/zonadescargas/boletines/ARTICULO_BIOGAS.pdf>. [consulta: 25 Noviembre 2014].
- [40] I. Martínez del Olmo y F. Fdz-Polanco Fdz de Moreda, «MINIMIZACIÓN DEL IMPACTO AMBIENTAL Y APROVECHAMIENTO ENERGÉTICO DE UNA EXPLOTACIÓN PORCINA DE 3.000 MADRES,» [en línea]. <http://www.eis.uva.es/energias-renovables/trabajos_07/Explotacion.pdf>. [consulta: 27 Noviembre 2014].
- [41] C. Banks, «Optimising anaerobic Digestion,» 25 Marzo 2009. [en línea]. <[http://www.forestry.gov.uk/pdf/rfps_AD250309_optimising_anaerobic_digestion.pdf/\\$FILE/rfps_AD250309_optimising_anaerobic_digestion.pdf](http://www.forestry.gov.uk/pdf/rfps_AD250309_optimising_anaerobic_digestion.pdf/$FILE/rfps_AD250309_optimising_anaerobic_digestion.pdf)>. [consulta: 27 Noviembre 2014].

- [42] V. Moset Hernández, ESTUDIO DE LA CARACTERIZACIÓN Y ESTABILIZACIÓN ANAEROBIA DE PURÍN CON Y SIN SEPARACIÓN PREVIA DE SÓLIDOS. TESIS FINAL DE MÁSTER. Universidad Politécnica de Valencia, Valencia.
- [43] Superintendencia de seguridad y combustibles, SEC, «DOCUMENTO BASE DE PROYECTO DE REGLAMENTO DE SEGURIDAD DE INSTALACIONES DE BIOGAS,» Santiago de Chile, 2014.
- [44] «Decreto 594 APRUEBA REGLAMENTO SOBRE CONDICIONES SANITARIAS Y AMBIENTALES BASICAS EN LOS LUGARES DE TRABAJO,» [en línea]. <<http://www.leychile.cl/Navegar?idNorma=167766>>. [consulta: 11 Diciembre 2014].
- [45] C. Malebrán U, «Instrumentos para la promoción de las ERNC y de la Biomasa,» octubre 2013. [en línea]. <http://www.mma.gob.cl/1304/articulos-55266_CER_Pellets_Temuco_V4.pdf>. [consulta: 12 Diciembre 2014].
- [46] Gamma Ingenieros, Ministerio de energía, «MODELOS DE NEGOCIO QUE RENTABILICEN APLICACIONES DE BIOGÁS EN CHILE Y SU FOMENTO,» 29 Abril 2011. [en línea]. <http://antiguo.minenergia.cl/minwww/export/sites/default/05_Public_Estudios/des_cargas/estudios/Informe_Final_Modelos_Biogas_Abril_2011.pdf>. [consulta: 12 Diciembre 2014].
- [47] Gamma Ingenieros, Ministerio de Energía, «Modelos de negocio proyectos de biogás,» 15 Diciembre 2010. [en línea]. <<http://www.gamma.cl/archivos/89b3b0b164d0511091ec80927a31de2d.pdf>>. [consulta: 12 Diciembre 2014].
- [48] Corporación de Fomento de la Producción, CORFO, «FUENTES DE FINANCIAMIENTO PARA PROYECTOS ERNC,» Marzo 2014. [en línea]. <https://www.google.cl/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=2&cad=rja&uact=8&ved=0CCEQFjAB&url=http%3A%2F%2Fwww.cifes.gob.cl%2Farchivos%2F2014%2Fjunio%2FFichas_Instrumentos_Financiamiento_Jun%25202014.docx&ei=QYGMVPunD83gsAS84oKQBw&usq=AFQjCNFKGeJ1Bjvt3i>. [consulta: 12 Diciembre 2014].
- [49] Banco de Crédito e Inversiones, BCI, «BCI Empresas - Financiamiento - Créditos de Inversión Vía Líneas O programas CORFO,» 2011. [en línea]. <http://www.bci.cl/empresas/financiamiento/corfocreditodeinversion_act.html>. [consulta: 12 Diciembre 2014].
- [50] Corporación de Fomento de la producción, «Garantía Corfo Inversión y Capital de Trabajo,» 2014. [en línea]. <<http://www.corfo.cl/programas-y-concursos/programas/garantia-corfo-inversion-y-capital-de-trabajo>>. [consulta: 12 Diciembre 2014].

- [51] Pyme.cl, «CORFOInversión,» [en línea]. <<http://www.pyme.cl/corfoinversion.htm>>. [consulta: 12 Diciembre 2014].
- [52] Ángeles de Chile, «EMPRENDEDORES @Ángeles de Chile,» 2014. [en línea]. <http://www.angelesdechile.cl/?page_id=7>. [consulta: 12 Diciembre 2014].
- [53] A. Chauvel, P. Leprince, Y. Barthel et. al. , 1981, «Manual of Economic Analysis of Chemical Processes. Feasibility Studies in Refinery and Petrochemical Processes,» Paris, McGraw-Hili, Inc., pp. 237-245.
- [54] R. Badilla, «Estimaciones del CAPEX y OPEX». Material Docente del Curso IQ6702 - Taller de Proyectos, Facultad de Ciencias Físicas y Matemáticas, Universidad de Chile. Otoño 2014., 15 Mayo 2014. [en línea]. <https://www.u-cursos.cl/ingenieria/2014/1/IQ6702/1/material_docente/bajar?id_material=885425> . [consulta: 13 Diciembre 2014].
- [55] J. R. Couper, W. R. Penney, J. R. Fair y S. M. Walas, 2005, Chemical Process Equipment. Selection and Design, Burlington: Elsevier Inc.
- [56] A. Zomosa, 1993, Diseño óptimo económico de equipos de proceso, Universidad de Chile, Facultad de Ciencias Físicas y Matemáticas, Santiago de Chile.
- [57] A. Zomosa, 1983, «Manual de proyectos de ingeniería química,» Universidad de Chile, Facultad de Ciencias Físicas y Matemáticas, Santiago de Chile, p. 600.
- [58] Chilectra S.A., «Tarifas Históricas Clientes Sujetos a Regulación de Precios,» 2014. [en línea]. <<http://historicas.chilectra.cl/historicas.html>>. [consulta: 14 Diciembre 2014].
- [59] Metrogas S.A., «Anexo 1. Tarifado Industrial Precios de Venta de Gas Natural a Industrias,» 21 Noviembre 2014. [en línea]. <https://www.google.cl/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=2&cad=rja&uact=8&ved=0CCEQFjAB&url=http%3A%2F%2Fwww.metrogas.cl%2Findustria%2Ftarifas.php%3Ftipo%3DEMP&ei=NSGQVP_LMcrCsAT91YAY&usg=AFQjCNEg1gKZK_81el6Z3fTUHgd1N9p3GQ&sig2=MRJVXTK1zqcx6Q-uCTDVjw>. [consulta: 11 Diciembre 2014].
- [60] «Venta De Compost. Despacho Gratis,» 2014. [en línea]. <http://articulo.mercadolibre.cl/MLC-423849556-venta-de-compost-despacho-gratis-_JM>. [consulta: 16 Diciembre 2014].
- [61] C. A. Hermosilla Mundaca, 2005, EVALUACIÓN ECONÓMICA DE UNA PLANTA DE COMPOSTAJE EN LA VIII REGIÓN DE CHILE. Tesis de grado Magíster en Ingeniería Agrícola c/mención en Agroindustrias, Universidad de Concepción, Facultad de Ingeniería Agrícola, Concepción.

- [62] Steer Davies Gleave, «Análisis de Costos y Competitividad de modos de transporte terrestre de carga interurbana,» 11 Julio 2011. [en línea]. consulta: <<http://www.subtrans.gob.cl/subtrans/doc/Informefinalcorregido.pdf>>. [consulta: 14 Diciembre 2014].
- [63] SINIA, «TECNOLOGIAS DE TRATAMIENTO Y DISPOSICION FINAL DE RESIDUOS SÓLIDOS DOMICILIARIOS,» Diciembre 2001. [en línea]. <http://www.sinia.cl/1292/articles-31698_recurso_5.pdf>. [consulta: 14 Diciembre 2014].
- [64] R. H. Perry y D. W. Green, 2008, «Perry's Chmical Engineers Handbook,» New York, McGraw-Hil, pp. 18-94.
- [65] AS&D Consultores, «El biogás en relleno sanitario,» [en línea]. <http://www.asdconsultores.cl/docs/Presentacion_ASD_en_RS.pdf>. [consulta: 08 Diciembre 2014].
- [66] Alfa Laval Sweden, Thermal Handbook, Order n° VM 60108 E Reg. n° 350., Västeras.
- [67] Agencia Chilena de Eficiencia Energética, AChEE; Cooperación Alemana en Chile; Deutsche Gesellschaft für Internationale Zusammenarbeit, giz., «Guía para la Calificación de Consultores en Eficiencia Energética,» [en línea]. <<https://www.google.cl/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=1&cad=rja&uact=8&ved=0CC4QFjAA&url=http%3A%2F%2Fwww.acee.cl%2Fsites%2Fdefault%2Ffiles%2Fconcursos%2FGu%25C3%25ADa%2520para%2520la%2520calificaci%25C3%25B3n%2520de%2520consultores%2520en%2520EE.p>>. [consulta: 08 Diciembre 2014].
- [68] HRS - Heat Exchangers, «Procesamiento de digestato,» [en línea]. <<http://www.hrs-heatexchangers.com/es/recursos/casos-de-estudio/procesamiento-de-digestato/default.aspx>>. [consulta: 21 Diciembre 2014].
- [69] PAQUES, «THIOPAQ® - PAQUES,» 2014. [en línea]. <<http://en.paques.nl/products/featured/thiopaq>>. [consulta: 20 Diciembre 2014].
- [70] Shell, «Shell global solutions technology portfolio,» [en línea]. <<http://s02.static-shell.com/content/dam/shell-new/global/downloads/pdf/interactive-gas-processing-portfolio-final.pdf>>. [consulta: 20 Diciembre 2014].
- [71] Centro Nacional para la Innovación y Fomento de las Energías Sustentables, CIFES, «Ficha Sectorial, Energías Renovables en el sector Agropecuario, Biogás,» 2013. [en línea]. <<http://cifes.gob.cl/archivos/2014/noviembre/fichas/Biogas.pdf>>. [consulta: 23 Diciembre 2014].

- [72] Stedman, «Up and Down Running Hammer Mills,» 2013. [en línea]. <<http://www.stedman-machine.com/docs/600-R1d-Hammermill.pdf>>. [consulta: 29 Noviembre 2014].
- [73] WAM Inc., «CEMA® SCREW CONVEYORS WAM SHAFTLESS SCREW CONVEYORS, DRAG CONVEYORS, BUCKET ELEVATORS,» 2002. [en línea]. <http://services.eng.uts.edu.au/~johnd/MaterialsHandling/ScrewBucket/AA_TechCatalogue_WAM.pdf>. [consulta: 29 Noviembre 2014].
- [74] M. E. Lienqueo, «Agitación y Aireación». Material docente del curso BT5301 Ingeniería metabólica y Fermentación. Universidad de Chile, Facultad de Ciencias Físicas y Matemáticas. Otoño 2013., 2013. [en línea]. <https://www.u-cursos.cl/ingenieria/2013/1/BT5301/1/material_docente/bajar?id_material=746057>. [consulta: 29 Noviembre 2014]
- [75] J. Rushton, E. Costich y H. Everett, 1950, «Power characteristics of mixing impellers. Parts I and II.,» *Chemical Engineering Progress*, vol. 46, n° 8, pp. 395-404, 467-476.
- [76] Choi y Oikos, 1986, «Effects of temperature and composition on the thermal properties of foods,» *Foods Engineering and Process Applications, Transport Fenomena*, vol. 1.
- [77] F. Táboas Touceda, «Transferencia de calor en intercambiadores de placas,» 2007. [en línea]. <<http://www.tdx.cat/bitstream/handle/10803/8491/06CAPITULO2INTERCAMBIAD ORESDEPLACAS.pdf;jsessionid=C1708A2B26EE2AAB37FFD6E434F41927.tdx1?sequence=5>>. [consulta: 01 Diciembre 2014].
- [78] F. Díaz, «Tips para dimensionamiento de Piping», Material docente del curso IQ5701 Taller de diseño de procesos, Facultad de Ciencias Físicas y Matemáticas, Universidad de Chile. Primavera 2014., 13 Noviembre 2013. [en línea]. <https://www.u-cursos.cl/ingenieria/2013/2/IQ5701/1/material_docente/bajar?id_material=815976>. [consulta: 01 Diciembre 2014].
- [79] V. R. Naik y V. Matawala, 2013, «Experimental Investigation of single phase Chevron Type Gasket Plate Heat Exchanger,» *International Journal of Engineering and Advanced Technology*, vol. 2, n° 4, pp. 362-369.
- [80] Vaxasoftware, «Viscosidad dinámica del agua líquida a varias temperaturas,» [En línea]. Available: http://www.vaxasoftware.com/doc_edu/qui/viscoh2o.pdf. [Último acceso: 1 Diciembre 2014].
- [81] H. D. Young, 1992, *University Physics*, 7th Ed., Addison Wesley.

- [82] A. G. Hashimoto, Y. R. Chen y V. H. Varel, 1981, ANAEROBIC FERMENTATION OF BEEF CATTLE MANURE, FINAL REPORT, Golden, Colorado.
- [83] N. Zainol, «Kinetics of Biogas Production from Banana Stem Waste,» [en línea]. <<http://cdn.intechopen.com/pdfs-wm/31336.pdf>>. [consulta: 02 Diciembre 2014].
- [84] K. Yetilmezsoy, 2012, «Integration of kinetic modeling and desirability function approach for multi-objective optimization of UASB reactor treating poultry manure wastewater,» *Bioresource Technology*, nº 118, pp. 89-101.
- [85] G. Zeeman, 1991, MESOPHILIC AND PSYCHROPHILIC DIGESTION OF LIQUID MANURE. Tesis de grado Doctor en Ciencias Agrícolas y Ambientales. Universidad Agrícola de Wageningen, Wageningen.
- [86] R. A. Labatut, 2012, ANAEROBIC BIODEGRADABILITY OF COMPLEX SUBSTRATES: PERFORMANCE AND STABILITY AT MESOPHILIC AND THERMOPHILIC CONDITIONS. Tesis de grado Doctor en filosofía, Universidad de Cornell, New York.
- [87] Renewable Energy Concepts, «Biomass Substrate depending composition for Biogas- Buswell and Boyle,» [en línea]. <<http://www.renewable-energy-concepts.com/biomass-bioenergy/biogas-basics/buswell-and-boyle.html>>. [consulta: 02 Diciembre 2014].
- [88] 2G Cogeneration, «Cogeneración con biogás y Gas natural,» 17 Mayo 2012. [en línea]. <https://www.google.cl/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=1&cad=rja&uact=8&ved=0CB4QFjAA&url=http%3A%2F%2Fwww.gastopowerjournal.com%2Fdocuments%2F2012spain%2Fpresentations%2FGTP_Spain_2012_J_Serra_2G.pdf&ei=C0F-VJSUO8PuoATgh4KgDQ&usg=AFQjCNFU5UoaxZkxKr>. [consulta: 02 Diciembre 2014].
- [89] Portland Cement Association, PCA, 1993, Circular Concrete Tanks Without Prestressing, Illinois: Library of Congress.
- [90] American Concrete Institute, ACI, «CODE REQUIREMENTS FOR ENVIRONMENTAL ENGINEERING CONCRETE STRUCTURES (ACI 350-01) AND COMMENTARY (ACI 350R-01),» [en línea]. <https://www.academia.edu/6635953/ACI_350_Environmental_Structures_Code_and_Commentary_Voting_Subcommittee_Members>. [consulta: 03 Diciembre 2014].
- [91] Comisión de Cooperación Ecológica Fronteriza (COCEF), «MEMORIA DE CALCULO ESTRUCTURAL DEL PROYECTO DE TANQUE CIRCULAR DE CONCRETO ARMADO, PARA ALMACENAR 4,600 m³,» [en línea]. <http://virtual.cocef.org/Documentos_digitalizados/Proyectos_cancelados/Proyecto_180/Documento_Final/Anexo_B/Agua_Potable/Tanque_Regularizacion/Tanque_

%204600/Calculo.doc>. [consulta: 03 Diciembre 2014].

- [92] Editorial de Construcción Arquitectónica, «Conductividad térmica y densidad,» [en línea]. <<http://editorial.cda.ulpgc.es/ftp/icaro/Anexos/2-%20CALOR/4-Construccion/C.6.4%20Conductividad%20t%E9rmica%20y%20densidad.PDF>>. [consulta: 03 Diciembre 2014].
- [93] Instituto Valenciano de la Edificación, IVE, «Productos y materiales. Propiedades de aislantes térmicos para rehabilitación energética.» [en línea]. <http://www.five.es/descargas/archivos/P1_portada.pdf>. [consulta: 03 Diciembre 2014].
- [94] D. Q. Kern, 1999, Procesos de Transferencia de Calor, Ciudad de México. Trigésima tercera edición: MCGRAW HILL BOOK COMPANY, INC.
- [95] Universidad autónoma de Madrid., «TRANSMISIÓN DE CALOR POR CONVECCIÓN,» [en línea]. <https://www.uam.es/personal_pdi/ciencias/mgilarra/Fluid/Correlaciones%20conveccion.pdf>. [consulta: 05 Diciembre 2014].
- [96] Vaxasoftware, «Calor específico (capacidad calorífica específica),» [en línea]. <http://www.vaxasoftware.com/doc_edu/fis/calorespec.pdf>. [consulta: 05 Diciembre 2014].
- [97] M. E. Lienqueo, «Material de apoyo filtración». Material docente del curso BT5304 Separación y Procesos biotecnológicos, Facultad de ciencias Físicas y Matemáticas, Universidad de Chile, Primavera 2013, 09 Septiembre 2013. [en línea]. <https://www.u-cursos.cl/ingenieria/2013/2/BT5304/1/material_docente/bajar?id_material=781302>. [consulta: 05 Diciembre 2014].
- [98] A. Vesilind, 1979, «Treatment and Disposal of Wastewater Sludges», p. 156.
- [99] Bradfer, Jean-Fancois. AS&D Consultores, «Gasómetros de Doble Membrana. Descripción, funcionamiento y selección.» Octubre 2009. [en línea]. <<http://www.asdconsultores.cl/docs/Ambiental2009-SeleccionGasometro.pps>>. [consulta: 30 Noviembre 2014].
- [100] Universidad de Alicante, «4.3.1. Aplicación a absorción. Métodos aproximados para el cálculo de operaciones de separación multicomponente.» [en línea]. <http://iq.ua.es/MetAprox/431_aplicacin_a_absorcin.html#apdo431>. [consulta: 06 Diciembre 2014].
- [101] A. Kohl y R. Nielsen, 1997, «Gas Purification,» Houston, Texas, Gulf Publishing Company, p. 436.

- [102] M. Horikawa, F. Rossi, M. Gimenes, et. al., 2004, «CHEMICAL ABSORPTION OF H₂S FOR BIOGAS PURIFICATION,» *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, vol. 21, n° 3, pp. 415-422.
- [103] Y. Cengel, 2006, «Termodinámica,» Me Graw Hill, Inc., p. 911.
- [104] Universidad Nacional Autónoma de México, UNAM, «Propiedades termodinámicas,» [en línea]. <http://depa.fquim.unam.mx/amyd/archivero/Tablasdepropiedadesthermodinamicas_12182.pdf>. [consulta: 07 Diciembre 2014].
- [105] Universidad de los Andes Venezuela, ULA, «INTERCAMBIADORES DE TUBO Y CARCAZA,» [en línea]. <<http://webdelprofesor.ula.ve/ingenieria/csalas/OP2/CARCAZATUB.pdf>>. [consulta: 07 Diciembre 2014].
- [106] Gilson Engineering, «Standart Pipe Dimensions,» [en línea]. <<http://www.gilsoneng.com/reference/steelpipe.pdf>>. [consulta: 07 Diciembre 2014].
- [107] Guasch, «CARACTERISTICAS DEL LÍQUIDO DE REFRIGERACIÓN,» [en línea]. <http://www.e-guasch.com/onlinedocs/catalogue/appnotes/AN090903_c.pdf>. [consulta: 07 Diciembre 2014].
- [108] M. I. Briceño, «TRANSFERENCIA DE CALOR POR CONVECCION FORZADA,» [en línea].: <<http://webdelprofesor.ula.ve/ingenieria/mabel/materias/ope2/correlacionesh.pdf>>. [consulta: 08 Diciembre 2014].
- [109] Agencia Chilena de Eficiencia Energética, AChEE; Cooperación Alemana en Chile; Deutsche Gesellschaft für Internationale Zusammenarbeit, giz., «GUIA PARA LA CALIFICACION DE CONSULTORES EN EFICIENCIA ENERGETICA, Ejemplos Prácticos,» [en línea]. <http://www.acee.cl/sites/default/files/concursos/Ejemplos%20Pr%C3%A1cticos%20Correspondientes%20a%20la%20Gu%C3%ADa_0.pdf>. [consulta: 08 Diciembre 2014].
- [110] Bradfer, Jean-Francois; AS&D Consultores, «Generación y uso del Biogás: Una alternativa de Eficiencia Energética,» 04 Septiembre 2008. [en línea]. <<http://www.asdconsultores.cl/docs/generacionyusodelbiogas.pps>>. [consulta: 08 Diciembre 2014].
- [111] Nunes, Valentim M B ; Unidade Departamental de Engenharias; Instituto Politécnico de Tomar, Abril 2012. [en línea]. <https://www.google.cl/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=3&cad=rja&uact=8&ved=0CC4QFjAC&url=http%3A%2F%2Fwww.docentes.ipt.pt%2Fvalentim%2Fensino%2FQB_poder_calorifico.ppt&ei=ThyHVPbJI9GvogSNroCQBQ&usq=AF>

QjCNGNO1JHEviRzxRHXNkuVzeEF_P0Og&bvm=bv.81449611>. [consulta: 08 Diciembre 2014].

- [112] Queen's University, «Economic Indicators,» 2014. [en línea]. <http://www.chemeng.queensu.ca/courses/CHEE332/files/CEPCI_2014.pdf>. [consulta: 13 Diciembre 2014].
- [113] Universidad Noruega de Ciencia y Tecnología, NTNU., «Chemical Engineering Plant Cost Index (averaged over year),» 2011. [en línea]. <http://www.nt.ntnu.no/users//magnehi/cepci_2011_py.pdf>. [consulta: 13 Diciembre 2014].
- [114] Portal Hídrico, «Ofertas de Derechos de Agua: Derechos de Agua, Recursos Hídricos, Riego, Agro,» SuperWeb.cl, SuperHosting.cl, 2014. [en línea]. <http://www.portalhidrico.cl/compraventa_derechos_de_agua.php>. [consulta: 14 Diciembre 2014].
- [115] SoloStocks, «SoloStocks- Empresas y profesionales Glicol,» 2014. [en línea]. <<http://www.solostocks.com/venta-productos/organicos-intermedios/propilenglicol-pg-industrial-grado-9816511>>. [consulta: 14 Diciembre 2014].
- [116] Chiletrabajos, «CHILE TRABAJOS. Buscar ofertas,» 2014. [en línea]. <<http://www.chiletrabajos.cl/index.php?action=search>>. [consulta: 14 Diciembre 2014].
- [117] BOLSA NACIONAL DE EMPLEO, «Vancantes y ofertas Activas,» 2014. [en línea]. <<http://www.bne.cl/buscar-trabajo-empleo/>>. [consulta: 14 Diciembre 2014].
- [118] Contraloría, «Contrato de prestación de servicios de aseo,» Julio 2009. [en línea]. <http://www.contraloria.cl/NewPortal2/portal2/ShowProperty/BEA%20Repository/portalCGR/CGRTransparente/contrataciones/contratos/2009/Agosto2009/Contrato_De_Prestacion_De_Serv_De_Aseo.pdf>. [consulta: 14 Diciembre 2014].
- [119] Servicio de impuestos internos, SII, «NUEVA TABLA DE VIDA ÚTIL DE LOS BIENES FÍSICOS DEL ACTIVO INMOVILIZADO,» Enero 2014. [en línea]. <http://www.sii.cl/pagina/valores/bienes/tabla_vida_enero.htm>. [consulta: 18 Diciembre 2014].
- [120] SSWM, Sustainable Sanitation and Water Management., «Design of Biogas Plant,» [en línea]. <http://www.sswm.info/sites/default/files/reference_attachments/BRC%20ny%20Design%20Biogas%20Plant.pdf>. [consulta: 20 Junio 2014].
- [121] Ministerio de Energía, Deutsche Gesellschaft für Internationale Zusammenarbeit (GIZ) GmbH, 2012, Guía de Planificación de Proyecto de biogás en Chile, Santiago de Chile, pp. 30-32.

10 Anexos

10.1 Anexo A: Reacciones de la digestión anaeróbica

10.1.1 Anexo A.1: Ejemplos de reacciones de la acido-génesis

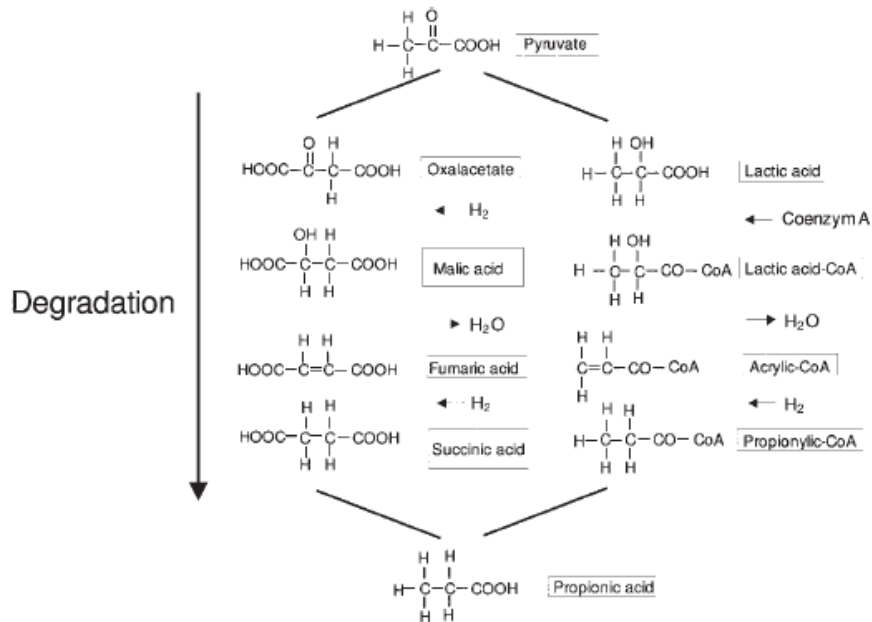


Figura 10-1: Degradación del piruvato en la acido génesis.

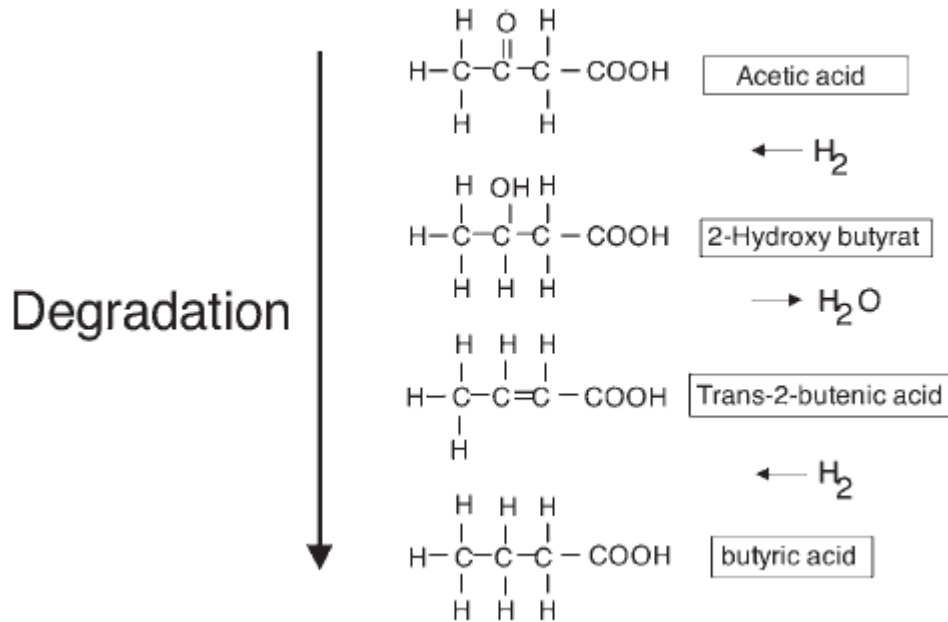


Figura 10-2: Degradación del ácido acético en la acido-génesis.

10.1.2 Anexo A.2: Reacciones de la aceto-génesis

Tabla 10-1: Reacciones de aceto-génesis [15].

<i>Substrate</i>	<i>Reaction</i>
Propionic acid	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)\text{COOH} + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{COOH} + \text{CO}_2 + 3\text{H}_2$
Butyric acid	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_2\text{COO}^- + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}^+ + 2\text{H}_2$
Valeric acid	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{COOH} + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{COO}^- + \text{CH}_3\text{CH}_2\text{COOH} + \text{H}^+ + 2\text{H}_2$
Isovaleric acid	$(\text{CH}_3)_2\text{CHCH}_2\text{COO}^- + \text{HCO}_3^- + \text{H}_2\text{O} \rightarrow 3\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}_2 + \text{H}^+$
Capronic acid	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_4\text{COOH} + 4\text{H}_2\text{O} \rightarrow 3\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}^+ + 5\text{H}_2$
Carbondioxid/hydrogen	$2\text{CO}_2 + 4 \text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}^+ + 2\text{H}_2\text{O}$
Glycerine	$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{COOH} + 3\text{H}_2 + \text{CO}_2$
Lactic acid	$\text{CH}_3\text{CHOHCOO}^- + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{COO}^- + \text{HCO}_3^- + \text{H}^+ + 2\text{H}_2$
Ethanol	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)\text{OH} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{COOH} + 2\text{H}_2$

10.1.3 Anexo A.3: Reacciones de la metano-génesis

Tabla 10-2 Reacciones de la metano-génesis [15].

<i>Substrate type</i>	<i>Chemical reaction</i>	$\Delta G_f'$ (kJ mol^{-1})	<i>Methanogenic species</i>
CO ₂ -Type	$4\text{H}_2 + \text{HCO}_3^- + \text{H}^+ \rightarrow \text{CH}_4 + 3\text{H}_2\text{O}$	-135.4	All species
	$\text{CO}_2 + 4 \text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_4 + 2\text{H}_2\text{O}$	-131.0	
CO ₂ -Type	$4\text{HCOO}^- + \text{H}_2\text{O} + \text{H}^+ \rightarrow \text{CH}_4 + 3\text{HCO}_3^-$	-130.4	Many species
Acetate	$\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_4 + \text{HCO}_3^-$	-30.9	Some species
Methyl type	$4\text{CH}_3\text{OH} \rightarrow 3\text{CH}_4 + \text{HCO}_3^- + \text{H}^+ + \text{H}_2\text{O}$	-314.3	One species
Methyl type	$\text{CH}_3\text{OH} + \text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O}$	-113.0	
e.g. Methyl type: ethanol	$2\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH} + \text{CO}_2 \rightarrow \text{CH}_4 + 2\text{CH}_3\text{COOH}$	-116.3	

10.2 Anexo B: Condiciones de operación

10.2.1 Anexo B.1: Composiciones de nutrientes en materias primas

Tabla 10-3: Rango de niveles de nutrientes de diversos tipos de biomásas [13].

Materia Prima	C (%)	N (%)	P ₂ O ₅ (%)	K ₂ O (%)	CaO (%)	MgO (%)
Excretas:						
Bovino	17,4-40,6	0,3 - 2,0	0,1 - 1,5	0,10	0,35	0,13
Porcino	17,4-46,0	1,1 - 2,5	0,4 - 4,6	0,30	0,09	0,10
Caprino	35,0 - 50,0	1,0-2,0	0,2-1,5	2,30		
Equino	35,0 - 52,0	0,3 - 0,8	0,4-1,6	0,35	0,15	0,12
Ovino	35,0 - 46,0	0,3 - 0,6	0,3-1,0	0,15	0,33	
Conejos	23,0 - 35,0	1,0-1,9	0,9 - 1,8	2,10	0,45	0,15
Aves	28,0 - 35,0	1,4-2,0	2,0 - 2,8	1,40	0,80	0,48
Patos	29,0 - 41,0	0,6 - 0,8	1,0 - 1,5	0,40	0,80	
Pavos	17,4-41,0	0,6 - 0,8	0,5 - 0,8	1,10	0,80	
Humanas	2,5	0,8 - 1,0	0,5	0,30		
Mezclas:						
Porcino+paja	20,0 - 22,0	0,3 - 0,5	0,24	0,63	0,20	
Bovino+paja	44,0 - 46,0	0,3 - 0,5	0,79	1,55	0,30	
Rastrojo:						
Caña maíz	30,0 - 40,0	0,8-1,8	0,4 - 0,6	2,40	0,50	0,49
Paja de trigo	16,0-46,0	0,53	0,70	0,40	0,26	0,16
Paja de avena	22,0 - 29,0	0,53	0,40	0,30	0,40	
Paja cebada	58,0	0,64	0,19	1,07	0,33	0,33
Paja arroz	40,0 - 42,0	0,64	0,60	0,40	0,60	
Paja haba	28,0 - 33,0	1,5-1,9	0,40	2,30	1,35	
Tomate	27,0 - 30,0	2,60				
Papas	30,0	0,34	0,16	0,58	0,64	
Betarraga	30,0	2,00	0,70	5,30	1,95	0,83
Rabanitos	30,0	2,50				
Hojas secas	35,0 - 40,0	1,00	0,30	0,20	2,00	
Aserrín	44,0	0,06	0,01	0,01		

10.2.2 Anexo B.2: Porcentaje de sólidos totales de distintas materias primas

Tabla 10-4: Porcentaje de sólidos totales de distintas materias primas [13].

Materias primas	% Sólidos totales
Residuos animales	
Bovinos	13,4-56,2
Porcinos	15,0-49,0
Aves	26,0-92,0
Caprinos	83,0-92,0
Ovejas	32,0-45,0
Conejos	34,7-90,8
Equinos	19,0-42,9
Excretas humanas	17,0
Residuos vegetales	
Hojas secas	50,0
Rastrojo maíz	77,0
Paja trigo	88,0-90,0
Paja arroz	88,8-92,6
Leguminosas (paja)	60,0-80,0
Tubérculos (hojas)	10,0-20,0
Hortalizas (hojas)	10,0-15,0
Aserrín	74,0-80,0

10.3 Anexo C: Comparación tecnologías de pre-tratamiento

Tabla 10-5: Comparación entre las distintas tecnologías de pre-tratamiento [19].

Método	% de desintegración celular	Costos estimados [Euros por tonelada DM]	Mayor ventaja	Mayor desventaja
Térmico (Cambi)	30	190	-	Bajo rendimiento relativo, dependiente en el tipo de lodo
Oxidación (Bayer-RLoprox alemán)	90	800	Alta eficiencia de desintegración	Bajo pH, corrosivo y alto costo.
Molino de bolas	90	414-25.000	Alta eficiencia, relativamente simple	Alto gasto energético
Homogenización de alta presión	85	42-146	Alta eficiencia, bajos costos energéticos	Complicado
Ultrasonido	100	8.330	Desintegración completa	Alto gasto de energía
Termoquímico	15-60	-	Relativamente simple	Corrosión, olores y neutralización subsecuente

10.4 Anexo D: Descripción flujos del proceso

A continuación, se describen los flujos principales y de servicios utilizados en el proceso de producción de biogás.

Tabla 10-6: Descripción de los flujos principales de la Figura 5-2.

Flujo	Contenido	Descripción	Equipo Asociado (como Salida)	Equipo Asociado (como Entrada)
P_0	Materia Prima	Flujo de entrada a etapa de pretratamiento. Este flujo no se considera si la materia prima posee un porcentaje de Sólidos Totales adecuado para el digestor (menor o igual a 10%).	TK-001	MILL-001
P_1	Materia Prima	Flujo de materia prima posterior a la trituración. Este flujo no se considera si la materia prima posee un porcentaje de Sólidos Totales adecuado para el digestor (menor o igual a 10%)	MILL-001	SCY-001
F_0	Materia Prima	Flujo de entrada a tanque de mezcla con agua. Este flujo no se considera si la materia prima posee un porcentaje de Sólidos Totales adecuado para el digestor (menor o igual a 10%)	SCY-001	MIX-001
W_0	Agua de mezcla	Flujo de agua de mezcla para disminuir la concentración de sólidos de la materia prima. Este flujo no se considera si la materia prima posee un porcentaje de Sólidos Totales adecuado para el digestor (menor o igual a 10%)	-	MIX-001
F_1	Materia Prima	Flujo de materia prima antes de entrar al tratamiento térmico	MIX-001	PTZ-001
F_2	Materia Prima	Flujo de materia prima pasteurizada	PTZ-001	DIG-001
A_1	Digestato	Flujo de sustrato digerido en el reactor anaeróbico	DIG-001	SSL-021
A_2	Digestato Concentrado	Flujo de digestato concentrado, luego de pasar por un proceso de filtración.	SSL-021	-
A_3	Agua de riego	Flujo de agua con un porcentaje bajo de sólidos provenientes de la materia prima.	SSL-021	-
B_1	Biogás húmedo y contaminado	Flujo de biogás compuesto por metano, dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno, nitrógeno e hidrógeno. Además, se supone saturado en vapor de agua.	DIG-001	GAS-011
B_2	Biogás húmedo y contaminado	Flujo de biogás compuesto por metano, dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno, nitrógeno, hidrógeno y vapor de agua.	GAS-011	ABS-011
PB_1	Biogás húmedo y purificado	Flujo de biogás con menor concentración de sulfuro de hidrógeno y dióxido de carbono principalmente.	ABS-001	CHL-011
W_CHL	Agua condensada desde biogás	Flujo de agua condensada proveniente del vapor de agua del biogás	CHL-001	-
B_3	Biogás seco y purificado	Flujo de biogás con menor concentración de vapor de agua, sulfuro de hidrógeno y dióxido de carbono principalmente.	CHL-001	CHP-011

Tabla 10-7: Descripción de los flujos de servicios de la Figura 5-2 (continúa en la siguiente página).

Flujo	Contenido	Descripción	Equipo Asociado (como Salida)	Equipo Asociado (como Entrada)
W_ABS_1	Agua de absorción	Flujo de agua que se utiliza para purificar el biogás.		ABS-011
W_ABS_2	Agua a desorción	Flujo de agua con gases contaminantes provenientes del biogás.	ABS-011	
W_CAL_MC I	Agua generación vapor	Flujo de agua necesario para aprovechar la energía térmica en la cogeneración y así generar vapor en el equipo. Esto es si se está utilizando con un motor de combustión interna y una caldera de recuperación de calor.		CAL-011
W_REF_MC I	Agua generación de agua caliente	Flujo de agua necesario para aprovechar la energía térmica en la cogeneración y así generar agua caliente en el equipo. Esto es si se está utilizando con un motor de combustión interna y una caldera de recuperación de calor.		CHP-011
W_CAL_TG	Agua generación de vapor	Flujo de agua necesario para aprovechar la energía térmica en la cogeneración y así generar vapor en el equipo. Esto es si se está utilizando con una turbina a gas y una caldera de recuperación de calor.		CAL-011
W_PTZ	Agua pasteurizador	Flujo de agua saturada condensada en el pasteurizador. Esta proviene del flujo de vapor que se utiliza para calentar la materia prima en el pasteurizador.	PTZ-001	
G_COLD1	Glicol enfriador	Flujo de glicol frío utilizada para bajar la temperatura al biogás en el proceso de enfriamiento		CHL-011
G_COLD2	Glicol enfriador	Flujo de glicol que sale del enfriador.	CHL-011	
Air_D1	Aire	Flujo de aire para desorber los gases del flujo de agua de salida del Absorvedor (W_ABS_2)		DES-011
Air_D2	Aire	Flujo de aire con gases provenientes del flujo de agua de salida del absorvedor (W_ABS_2)	DES-011	
Air_C1	Aire	Flujo de aire con exceso de 20%, para combustión de biogás en el equipo de cogeneración		CHP-011
ST-1	Vapor de agua	Flujo de vapor de agua necesario para la pasteurización de la materia prima.		PTZ-001
ST-2_MCI	Vapor de agua	Flujo de vapor generado a partir de la energía térmica en la cogeneración. Esto es si se está utilizando con un motor de combustión interna y una caldera de recuperación de calor.	CHP-011	
W_MCI	Agua caliente	Flujo de agua caliente generado a partir de la energía térmica en la cogeneración. Esto es si se está utilizando con un motor de combustión interna y una caldera de recuperación de calor.	CHP-011	

Flujo	Contenido	Descripción	Equipo Asociado (como Salida)	Equipo Asociado (como Entrada)
ST-2_TG	Vapor de agua	Flujo de vapor generado a partir de la la energía térmica en la cogeneración. Esto es si se está utilizando con una turbina a gas y una caldera de recuperación de calor.	CHP-011	
Q_1	Biogás	Flujo de biogás derivado a la antorcha para ser incinerado. Esto ocurre en caso de emergencia o de exceso de producción del gas.	GAS-011	FLA-111

10.5 Anexo E: Características fisicoquímicas estiércol bovino y avícola

Las características de los residuos que también se consideran en la herramienta de cálculo se muestran a continuación. Cabe señalar que éstas características son sólo de referencia y deben ser validadas en el momento de evaluar un proyecto con este tipo de residuos.

Tabla 10-8: Características supuestas para el estiércol bovino [13, 39, 40, 41, 42].

Característica	Descripción	Valor
% ST del total (%p/p)	Porcentaje de sólidos totales (ST) del peso total	10%
% SV del total (%p/p)	Porcentaje de sólidos volátiles (SV) del peso total	8,5%
Relación C:N	Relación carbono nitrógeno	20
Densidad [kg/m3]	Densidad del residuo	1.025
C (% de los SV)	Porcentaje de carbono de los SV en peso. Es utilizado para el cálculo de la composición del biogás, si no se conoce se recomienda mantener el valor.	51,50%
H (% de los SV)	Porcentaje de hidrógeno de los SV en peso. Es utilizado para el cálculo de la composición del biogás, si no se conoce se recomienda mantener el valor.	11,50%
O (% de los SV)	Porcentaje de oxígeno de los SV en peso. Es utilizado para el cálculo de la composición del biogás, si no se conoce se recomienda mantener el valor.	32,10%
N (% de los SV)	Porcentaje de nitrógeno de los SV en peso. Es utilizado para el cálculo de la composición del biogás, si no se conoce se recomienda mantener el valor.	3,90%
S (% de los SV)	Porcentaje de azufre de los SV en peso. Es utilizado para el cálculo de la composición del biogás, si no se conoce se recomienda mantener el valor.	1,00%
Carbohidratos (% de los SV)	Porcentaje de carbohidratos de los SV en peso. Es utilizado para el cálculo del calor específico del sustrato.	60,00%
Proteínas (% de los SV)	Porcentaje de las proteínas de los SV en peso. Es utilizado para el cálculo del calor específico del sustrato.	30,00%
Lípidos (% de los SV)	Porcentaje de lípidos de los SV en peso. Es utilizado para el cálculo del calor específico del sustrato	10,00%
Densidad sólidos [kg/m3]	Densidad de los sólidos secos	1.250
Densidad agua [kg/m3]	Densidad del agua a utilizar	1.000

Tabla 10-9: Características supuestas para el estiércol avícola [13, 39, 40, 41, 42].

Característica	Descripción	Valor
% ST del total (%p/p)	Porcentaje de sólidos totales (ST) del peso total	15%
% SV del total (%p/p)	Porcentaje de sólidos volátiles (SV) del peso total	12,8%
Relación C:N	Relación carbono nitrógeno	10
Densidad [kg/m3]	Densidad del residuo	1.037,5
C (% de los SV)	Porcentaje de carbono de los SV en peso. Es utilizado para el cálculo de la composición del biogás, si no se conoce se recomienda mantener el valor.	51,50%
H (% de los SV)	Porcentaje de hidrógeno de los SV en peso. Es utilizado para el cálculo de la composición del biogás, si no se conoce se recomienda mantener el valor.	11,50%
O (% de los SV)	Porcentaje de oxígeno de los SV en peso. Es utilizado para el cálculo de la composición del biogás, si no se conoce se recomienda mantener el valor.	32,10%
N (% de los SV)	Porcentaje de nitrógeno de los SV en peso. Es utilizado para el cálculo de la composición del biogás, si no se conoce se recomienda mantener el valor.	3,90%
S (% de los SV)	Porcentaje de azufre de los SV en peso. Es utilizado para el cálculo de la composición del biogás, si no se conoce se recomienda mantener el valor.	1,00%
Carbohidratos (% de los SV)	Porcentaje de carbohidratos de los SV en peso. Es utilizado para el cálculo del calor específico del sustrato.	60,00%
Proteínas (% de los SV)	Porcentaje de las proteínas de los SV en peso. Es utilizado para el cálculo del calor específico del sustrato.	30,00%
Lípidos (% de los SV)	Porcentaje de lípidos de los SV en peso. Es utilizado para el cálculo del calor específico del sustrato	10,00%
Densidad sólidos [kg/m3]	Densidad de los sólidos secos	1.250
Densidad agua [kg/m3]	Densidad del agua a utilizar	1.000

10.6 Anexo F: Ejemplos de cálculo de Balances de masa y energía

El balance de masa global de los equipos en general se puede escribir de la siguiente forma:

$$\sum_i^n F_i^{in} - \sum_j^n F_j^{out} = \frac{dM}{dt} \quad (11)$$

Donde F_i^{in} es el flujo másico "i" de entrada al equipo, F_j^{out} es el flujo másico "j" de salida del equipo, M es la masa del sistema y t el tiempo. Para el caso en estado estacionario se cumple que:

$$\sum_i^n F_i^{in} = \sum_j^n F_j^{out} \quad (12)$$

Luego, un ejemplo de cálculo para el digestor es

$$F_2 = B_1 + A_1 \quad (13)$$

En este caso se conocía el flujo de entrada F_2 y el flujo de salida B_1 (ver dimensionamiento digestor). Con esto se puede calcular el flujo A_1 como sigue:

$$A_1 = F_2 - B_1 \quad (14)$$

Reemplazando los valores numéricos para el caso base se tiene que.

$$A_1 = 14.000 \left[\frac{kg}{h} \right] - 461,00 \left[\frac{kg}{h} \right] = 13.539,00 \left[\frac{kg}{h} \right] \quad (15)$$

Para los balances de cada especie se tiene que:

$$\sum_i^n F_{ik}^{in} - \sum_j^n F_{jk}^{out} + /- (G_k \text{ ó } C_k) = \frac{dM_k}{dt} \quad (16)$$

Donde F_{ik}^{in} es el flujo másico "i" de la especie "k" de entrada al equipo, F_{jk}^{out} es el flujo másico "j" de la especie "k" de salida del equipo, G_k es la generación de la especie k por reacción química, C_k es el consumo de la especie k y M_k es la masa de la especie k en el sistema. En el estado estacionario se cumple que:

$$\sum_i^n F_{ik}^{in} = \sum_j^n F_{jk}^{out} + /- (G_k \text{ ó } C_k) \quad (17)$$

Un ejemplo de cálculo para el metano en el digestor es:

$$F_{2CH_4} = B_{1CH_4} + A_{1CH_4} + G_{CH_4} \quad (18)$$

La entrada del digestor (F_2) se supone sin metano al igual que la salida del digestato (A_1), por lo que:

$$B_{1CH_4} = G_{CH_4} \quad (19)$$

El cálculo de G_{CH_4} se especifica en la sección 10.7.6 en Anexos, luego reemplazando los valores numéricos:

$$B_{1CH_4} = 191,88 \left[\frac{kg}{h} \right] \quad (20)$$

Para los casos de CO_2 , H_2S , N_2 y H_2 se realiza el mismo cálculo utilizando el modelo para el G_k especificado en la sección 10.7.6 en Anexos.

En el caso de los balances de energía para los equipos en general (se excluyen el pasteurizador, digestor, enfriador y equipo de cogeneración; para su balance de energía ver la sección 10.7 en Anexos), se asumen equipos adiabáticos e isotérmicos por lo que en el estado estacionario la temperatura de los flujos de entrada es igual a la de los flujos de salida e igual a la del equipo.

10.7 Anexo G: Dimensionamiento de equipos

A continuación, se presenta el dimensionamiento de los equipos con el cálculo de la principal característica a dimensionar. Es necesario recordar que los cálculos están realizados con la herramienta confeccionada y que se presentan para el caso base definido. Además, se aproxima el número de decimales de los cálculos presentados, por lo que los resultados pueden no coincidir exactamente con las fórmulas.

10.7.1 Anexo G.1: Tanque de almacenamiento (TK-001)

Los flujos involucrados para el cálculo de las dimensiones y la representación del equipo en el diagrama de flujos, se presentan a continuación:

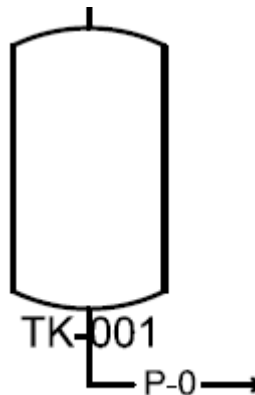


Figura 10-3: Representación del tanque de almacenamiento en el diagrama de flujos.

Los tanques de recepción son utilizados en general para contar con un tiempo de autonomía de producción en caso de fallar la recepción de materia prima o que ocurra cualquier otro imprevisto.

En este caso, el tanque de recepción se dimensiona para contar con 2 días de autonomía (τ), para poseer el tiempo suficiente para arreglar algún tipo de falla o permitir una gestión adecuada en la recepción de los residuos. Así, es necesario conocer el volumen del tanque para cubrir la demanda de materia prima. Luego, el volumen del tanque se define como:

$$V_{TK-001} = \frac{F}{\rho_F} \cdot \tau \quad (21)$$

Donde V_{TK-001} es el volumen del tanque de almacenamiento en $[m^3]$, F el flujo másico de materia prima en $[kg/h]$, ρ_F la densidad de la materia prima en $[kg/m^3]$, y τ el tiempo de autonomía deseado en $[h]$.

Del balance de masa en el equipo en el estado estacionario se desprende que:

$$F^{in} = F^{out} = F \quad (22)$$

En el caso que se utilice la línea de pretratamiento, $F = P_0$ y si no $F = F_1$. Luego para el caso base dado queda:

$$V_{TK-001} = \frac{F_1}{\rho_{F_1}} \cdot \tau = \frac{14.000 \left[\frac{kg}{h} \right]}{1.020 \left[\frac{kg}{m^3} \right]} \cdot 48 [h] = 658,82 [m^3] \cong 659 [m^3] \quad (23)$$

10.7.2 Anexo G.2: Molino de martillos (MILL-001)

Los flujos involucrados para el cálculo de las dimensiones y la representación del equipo en el diagrama de flujos, se presentan a continuación:

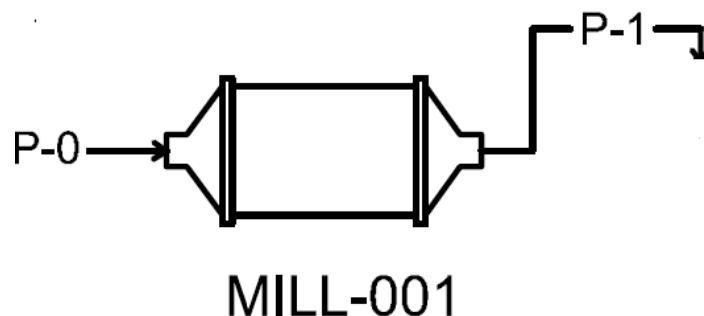


Figura 10-4: Representación del molino de martillos en el diagrama de flujos.

Los parámetros principales de un molino son su capacidad (flujo de entrada) y la potencia requerida para su funcionamiento. Para conocer las características reales de molinos de martillo se utilizó un catálogo de éstos con la siguiente información [72]:

Tabla 10-10: Características de molinos de martillo marca Stedman™ [72].

Tamaño	HP	Capacidad máx. [ton/h]	RPM
1	30	4	3600
2	50	30	3600
3	75	40	3600
4	100	60	2400
5	125	90	1800
6	150	110	1800
7	200	130	1200
8	250	300	900

Luego, para dimensionar la potencia del molino según su capacidad se utiliza la información expuesta en la Tabla 10-10, de manera que el flujo de entrada al molino (P-0) defina la potencia. Así considerando que P-0 es igual a 14 [ton/h], se debe utilizar el tamaño n°2 de equipo por lo que su potencia es de 50 [HP] o 37,3 [kW]. Sin embargo, en el caso base supuesto, la utilización de este equipo es innecesaria por lo que no se considera en la evaluación económica.

Además, en la herramienta de evaluación de proyectos se incluye el caso en que el flujo de entrada en el molino sea mayor a los 300 [ton/h] máximos de los molinos Stedman™. Si esto ocurre se calcula el número de molinos necesarios tales que logren que el flujo de entrada a cada molino sea menor a 300 [ton/h].

10.7.3 Anexo G.3: Tornillo sin fin (SCY-001)

Los flujos involucrados para el cálculo de las dimensiones y la representación del equipo en el diagrama de flujos, se presentan a continuación:

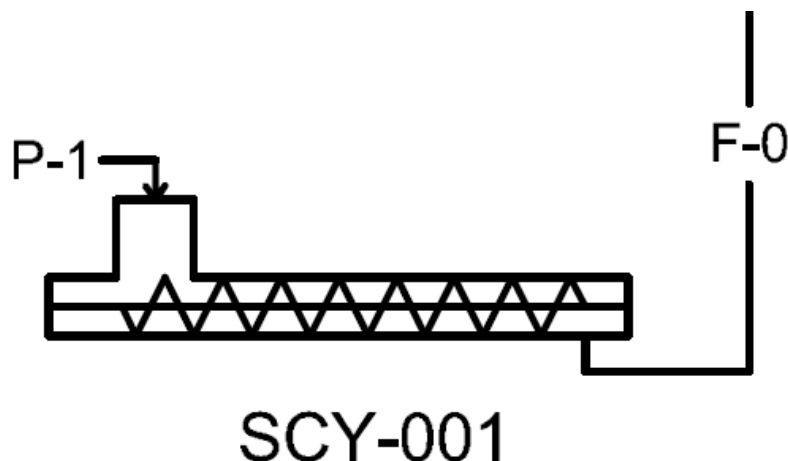


Figura 10-5: Representación del tornillo sin fin en el diagrama de flujos.

Este equipo es utilizado para el transporte de materia prima en el caso que esta posea un porcentaje de sólidos totales mayor al 15% y/o posea alto contenido de fibra (mayor

al 20% de los sólidos totales). En el caso base supuesto no se cumplen estas condiciones, sin embargo el cálculo de sus dimensiones se expone como ejemplo para otros contextos. Sus principales dimensiones son su largo y su potencia.

Para el cálculo de estos parámetros se utilizó la información contenida en el catálogo de WAM® Inc. [73]. Se utiliza un tornillo tipo cinta con un 45% de carga.

Según esta metodología, primero se debe calcular la capacidad equivalente del tornillo, ya que es un tornillo tipo cinta. Para esto se utiliza la siguiente ecuación [73]:

$$Q_{eq} = \frac{F_{SCY-001}^{in}}{\rho_{F_{SCY-001}}^{in}} \cdot CF_1 \cdot CF_2 \cdot CF_3 \quad (24)$$

Donde Q_{eq} es la capacidad equivalente del tornillo en [ft³/h], $F_{SCY-001}^{in}$ es el flujo másico de entrada de materia prima (P-1) en [lb/h], $\rho_{F_{SCY-001}}^{in}$ la densidad de la materia prima en [lb/ft³], CF_1 es el factor de capacidad 1 que depende de la equivalencia entre la separación de las crestas de la cinta y de su diámetro, CF_2 es el factor de capacidad 2 que depende del tipo de tornillo y la carga de éste, y CF_3 es el factor de capacidad 3 que depende del uso de paletas extras en las crestas de la cita.

El valor de los factores se define en la Tablas 1-3, 1-4 y 1-5 del catálogo, así utilizando la separación entre crestas de la cinta igual al diámetro CF_1 es igual a 1; CF_2 es igual a 1,62 ya que se utiliza un tornillo tipo cinta y una carga de 45% y CF_3 es 1 ya que no se considera el uso de paletas [73].

Para el cálculo del tornillo se considerará que P-1 es 14.000 kg/h de residuo con 15% de Sólidos Totales, luego la capacidad equivalente queda definida como:

$$Q_{eq} = \frac{P_1}{\rho_{P_1}} \cdot 1 \cdot 1,62 \cdot 1 = 449,80 \left[\frac{ft^3}{h} \right] \cdot 1 \cdot 1,62 \cdot 1 = 728,68 \left[\frac{ft^3}{h} \right] \quad (25)$$

Para el cálculo de las revoluciones por minuto del tornillo se utiliza la tabla 1-6 del catálogo y la siguiente ecuación:

$$N = \frac{Q_{eq}}{C_{(1\ RPM)}} \quad (26)$$

Donde N son las revoluciones por minuto y $C_{(1\ RPM)}$ es la capacidad del tornillo a 1 RPM. Se debe tener especial cuidado con no sobrepasar los RPM máximos del tornillo. Un resumen de los datos utilizados y el cálculo de N según la ecuación anterior, se muestra a continuación:

Tabla 10-11: Datos y cálculo de las revoluciones por minuto de un tornillo sin fin con 45% de carga.

Diámetro en pulgadas	Capacidad [ft ³ /h]			N calculado
	a 1RPM	al RPM máximo	RPM máximos	
4	0,62	114	184	1.175,28
6	2,23	368	165	326,76
9	8,2	1270	155	88,86
10	11,4	1710	150	63,91
12	19,4	2820	145	37,56
14	31,2	4370	140	23,36
16	46,7	6060	130	15,60
18	67,6	8120	120	10,78
20	93,7	10300	110	7,78
24	164	16400	100	4,45
30	323	29070	90	2,262

Para este caso se utiliza un tornillo de 9 pulgadas y un N de 89 RPM, ya que en ese caso los RPM máximos son menores a los calculados. Luego para el cálculo de la potencia es necesario definir dos tipos de potencia según las siguientes ecuaciones:

$$HP_f = \frac{L_{SCY-001} \cdot N \cdot F_d \cdot F_b}{1.000.000} \quad (27)$$

$$HP_m = \frac{C \cdot L_{SCY-001} \cdot \rho_{P_1} \cdot F_f \cdot F_m \cdot F_p}{1.000.000} \quad (28)$$

Donde HP_f es la potencia para mover el tornillo vacío en [HP], $L_{SCY-001}$ es el largo del tornillo en [ft], F_d es el factor por diámetro igual a 31 (ver tabla 1-12 del catálogo), F_b es el factor por tipo de soporte igual a 4,4 (se usa el tipo de soporte H, ver tabla 1-13 del catálogo), C es la capacidad en [ft³/h], F_f es el factor por tipo de tornillo y carga igual a 1,2 (tornillo de cinta y 45% de carga, ver tabla 1-14 del catálogo), F_m es el factor del tipo de materia prima igual a 1,2 (varias materias primas similares a los residuos considerados poseen este valor, ver tabla 1-2 del catálogo para varios tipos de materias a transportar) y F_p es el factor de uso de paletas igual a 1 (no se usan paletas, ver tabla 1-15 del catálogo).

Utilizando un largo del tornillo igual a 5 [m] (14,27 [ft]) se puede calcular:

$$HP_f = \frac{14,27[ft] \cdot 89 \cdot 31 \cdot 4,4}{1.000.000} = 0,17 \quad (29)$$

$$HP_m = \frac{30.864,72 \left[\frac{lb}{h} \right] \cdot 14,27[ft] \cdot 64,76 \left[\frac{lb}{ft^3} \right] \cdot 1,2 \cdot 1,2 \cdot 1}{1.000.000} = 41,12 \quad (30)$$

Finalmente, para el cálculo de la potencia se utiliza la siguiente ecuación:

$$P_{SCY-001} = \frac{(HP_f + HP_m) \cdot F_0}{e} \quad (31)$$

Donde $P_{SCY-001}$ es la potencia del tornillo en [HP], F_0 es el factor de sobrecarga y e es la eficiencia del tornillo.

Para el cálculo de F_0 se utiliza la información de la Tabla 10-12. Es necesario recalcar que para valores de $(HP_f + HP_m)$ mayores a 5,2, F_0 toma el valor de 1.

Tabla 10-12: Tabla de valores de F_0 según la suma de potencias.

$(HP_f + HP_m)$	F_0
0,2	3
0,3	2,75
0,4	2,58
0,5	2,45
0,6	2,33
0,8	2,16
1	2
2	1,58
3	1,35
4	1,16
5	1,05
5,2	1

Así para $(HP_f + HP_m)$ igual a 41,30, F_0 es igual a 1. Además utilizando que e es 0,87 (moto reductor con conductor de cadena, ver tabla 1-17 del catálogo) se tiene que:

$$P_{SCY-001} = \frac{41,30 \cdot 1}{0,87} = 47,47 [HP] = 35,60 [kW] \quad (32)$$

Es necesario recordar que en el caso base supuesto, la utilización de este equipo es innecesaria por lo que no se considera en la evaluación económica.

10.7.4 Anexo G.4: Tanque de mezcla (MIX-001)

Los flujos involucrados para el cálculo de las dimensiones y la representación del equipo en el diagrama de flujos, se presentan a continuación:

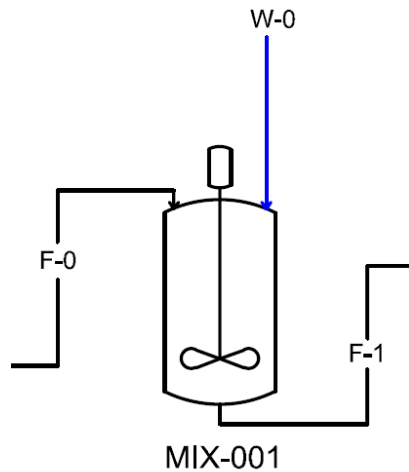


Figura 10-6: Representación del tanque de mezcla en el diagrama de flujos.

En el caso base supuesto no se cumplen las condiciones para el uso de este equipo, sin embargo el cálculo de sus dimensiones se expone como ejemplo para otros contextos. Para este ejemplo de cálculo se expresan resultados para 14.000 [kg/h] de materia prima con 15% de Sólidos Totales, cuya concentración es disminuida con agua hasta el 8%.

El tanque de mezcla consta de 2 componentes principales el tanque y su agitador. Para el primero es necesario definir su volumen. Al igual que para el tanque de recepción el volumen queda definido como:

$$V_{MIX-001} = \frac{F}{\rho_F} \cdot \tau \quad (33)$$

En este caso el balance de masa indica que el flujo de entrada de agua (W-0) más el flujo de materia prima (F-0) son iguales al flujo de salida (F-1) en el estado estacionario. Luego el flujo F es igual a $F-1$ y utilizando un tiempo de residencia de 15 minutos se tiene que:

$$V_{MIX-001}' = \frac{F_1}{\rho_{F_1}} \cdot \tau = \frac{14.000 \left[\frac{kg}{h} \right] + 12.250 \left[\frac{kg}{h} \right]}{1.020 \left[\frac{kg}{m^3} \right]} \cdot 0,25 [h] = 6,43 m^3 \quad (34)$$

Utilizando un factor de seguridad de 20% el volumen final queda:

$$V_{MIX-001} = 6,43 m^3 \cdot 1,2 = 7,72 [m^3] \quad (35)$$

El agitador implica el dimensionamiento de su potencia según el volumen del tanque. Se supone un tanque cilíndrico con un diámetro y altura iguales por lo que:

$$V_{MIX-001} = \frac{\pi \cdot D_{MIX-001}^3}{4} \quad (36)$$

Con $D_{MIX-001}$ el diámetro del tanque en [m]. Entonces,

$$D_{MIX-001} = 2,14 [m] \quad (37)$$

Utilizando una turbina Rushton, se sabe que normalmente el diámetro del agitador es un tercio del diámetro del tanque [74, 75]. Por lo que,

$$D_{a\ MIX-001} = \frac{D_{MIX-001}}{3} = 0,71 [m] \quad (38)$$

Si el diámetro del agitador es mayor a 3 metros, se realiza el cociente entre el diámetro del agitador y 3 y luego se redondea al entero el resultado. Con aquel número se divide el diámetro del agitador para que sea menor a 3, aumentando también el número de agitadores. Para el cálculo de la potencia se utiliza la siguiente ecuación [74, 75]:

$$N_p = \frac{P_{MIX-001} \cdot g_c}{\rho \cdot N_{MIX-001}^3 \cdot D_{a\ MIX-001}^5} \quad (39)$$

Donde N_p es el número de potencia, $P_{MIX-001}$ es la potencia del agitador en [kgf · m/f], g_c es un factor de conversión igual a 9,8 [kg · m/kgf · s²], ρ la densidad del fluido en [kg/m³] y $N_{MIX-001}$ son las revoluciones por segundo iguales a 1.

Para asegurar una buena agitación se requiere un régimen turbulento dentro del tanque [74]. Así, utilizando la Figura 10-7, se tiene que N_p es 8 para una turbina Rushton en régimen turbulento.

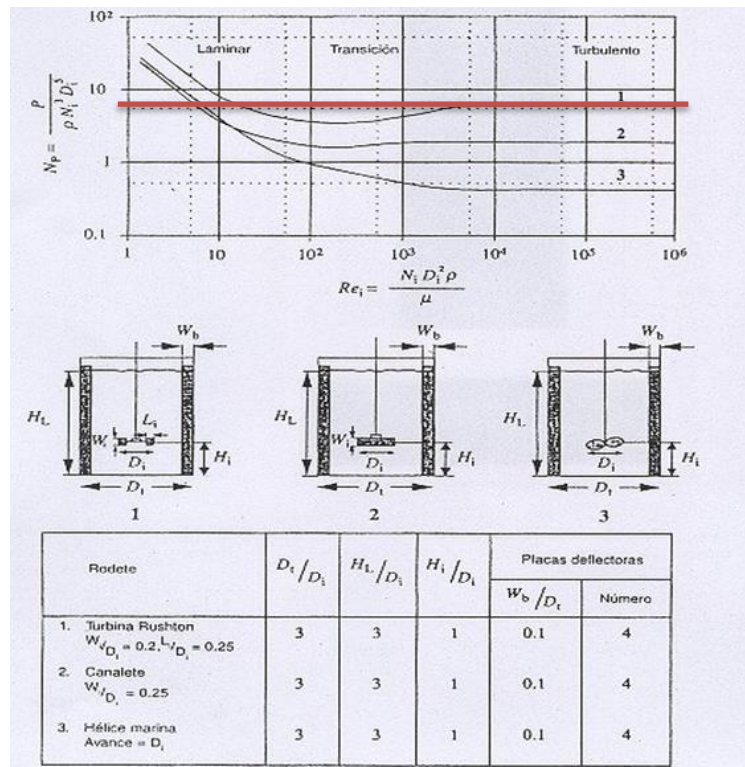


Figura 10-7: Número de potencia para turbina Rushton. En rojo se indica el valor del número de potencia [75].

Entonces, se tiene para la potencia:

$$P_{MIX-001} = \frac{\rho \cdot N_{MIX-001}^3 \cdot D_{a\ MIX-001}^5 \cdot N_p}{g_c} = \frac{1.020 \left[\frac{kg}{m^3} \right] \cdot (1[s^{-1}])^3 \cdot (0,71[m])^5 \cdot 8}{9,8 \left[\frac{kg \cdot m}{kgf \cdot s^2} \right]} \quad (40)$$

$$P_{MIX-001} = 154,57 \left[\frac{kgf \cdot m}{s} \right] = 2,03 [HP] = 1,52 [kW] \quad (41)$$

10.7.5 Anexo G.5: Pasteurizador (PTZ-001)

Los flujos involucrados para el cálculo de las dimensiones y la representación del equipo en el diagrama de flujos, se presentan a continuación:

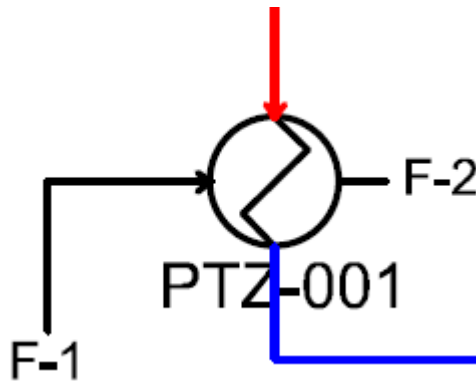


Figura 10-8: Representación del pasteurizador en el diagrama de flujos. El flujo en rojo es ST-1 (vapor saturado) y el flujo en azul es W-PTZ (agua saturada)

El equipo de pasteurización consiste principalmente en dos intercambiadores de calor que aumentan la temperatura del fluido a 70°C y luego la disminuyen a una temperatura ligeramente superior a la del digestor (35°C). Su principal dimensión es el área de intercambio de calor.

La configuración utilizada en este caso es:

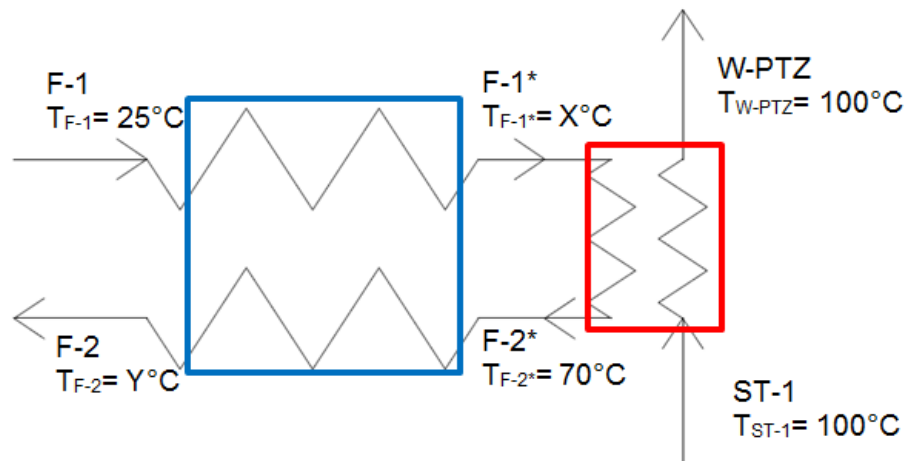


Figura 10-9: Configuración equipo de pasteurización. Las flechas indican la dirección del flujo.

La primera sección indicada en azul en la Figura 10-9 es la de precalentamiento del residuo de entrada o de enfriamiento del de salida, y la segunda sección indicada en rojo es la de calentamiento del residuo a la temperatura de 70°C con el uso de vapor saturado a 100°C.

Como se puede notar en la Figura 10-9 existen dos temperaturas incógnitas en el equipo, la del flujo F-1* (X) y la del flujo de salida F-2 (Y). Según las pérdidas de calor en el digestor se puede calcular la temperatura de salida F-2 para que el digestor se mantenga a 35 [°C], es así como T_{F-2} es igual a 37,07 [°C] (ver sección 10.7.6).

Es posible calcular T_{F-1*}, utilizando un balance de energía en el intercambiador de precalentamiento/enfriamiento, suponiendo que no existen pérdidas de calor [66]. Luego:

$$Q_{enf} = Q_{prec} = F_1 \cdot C_{pF_1} \cdot (T_{F_1^*} - T_{F_1}) = F_2 \cdot C_{pF_1} \cdot (T_{F_2^*} - T_{F_2}) \quad (42)$$

Donde Q_{enf} es el flujo de calor necesario para enfriar el residuo desde T_{F-2*} hasta T_{F-1} en [kJ/h], Q_{prec} es el flujo de calor necesario para precalentar el residuo desde T_{F-1} hasta T_{F-1*} y C_{pi} es el calor específico del flujo "i" en [kJ/kg K].

Del balance de masa se sabe que F-1 es igual a F-1*, F-2* y F-2. Además al tratarse del mismo residuo se supone que en el rango de temperaturas su calor específico no cambia y es igual a 3,99 [kJ/kg K] [42, 76]. Luego el balance de energía se resume como sigue:

$$Q_{enf} = Q_{prec} = 14.000 \left[\frac{kg}{h} \right] \cdot 3,99 \left[\frac{kJ}{kg \cdot K} \right] \cdot (343,15 [K] - 310,22[K]) \quad (43)$$

$$Q_{enf} = Q_{prec} = 510,96 [kW] \quad (44)$$

$$(T_{F_1^*} - T_{F_1}) = (T_{F_2^*} - T_{F_2}) \quad (45)$$

$$T_{F_1^*} = (T_{F_2^*} - T_{F_2}) + T_{F_1} = 343,15 [K] - 310,22[K] + 298,15 [K] \quad (46)$$

$$T_{F_1^*} = 331,08 [K] = 57,93 [°C] \quad (47)$$

Con esta temperatura es posible calcular el flujo de vapor necesario para el calentamiento desde T_{F-1*} hasta T_{F-2*}. Así se utiliza el siguiente balance de energía

$$Q_{vap} = Q_{cal} = ST_1 \cdot \lambda_{ST_1} = F_1 \cdot C_{pF_1} \cdot (T_{F_2^*} - T_{F_1^*}) \quad (48)$$

Donde Q_{vap} es el flujo de calor proveniente del vapor para calentar el residuo desde T_{F-1*} hasta T_{F-2*} en [kJ/h], Q_{cal} es el flujo de calor necesario para calentar el residuo desde T_{F-1*} hasta T_{F-2*} en [kJ/h] y λ_{ST_1} es el calor latente del vapor a 100°C en [kJ/kg]. En este caso se supone que sólo se utiliza el calor de condensación del vapor para calentar el residuo, por lo que ST-1 para el caso base dado queda:

$$Q_{vap} = Q_{cal} = 14.000 \left[\frac{kg}{h} \right] \cdot 3,99 \left[\frac{kJ}{kg \cdot K} \right] \cdot (343,15 [K] - 331,08 [K]) \quad (49)$$

$$Q_{vap} = Q_{cal} = 187,28 [kW] \quad (50)$$

$$ST_1 = \frac{Q_{vap}}{\lambda_{ST_1}} = \frac{674.207,75 \left[\frac{kJ}{h} \right]}{2.256,54 \left[\frac{kJ}{kg} \right]} \quad (51)$$

$$ST_1 = 298,78 \left[\frac{kg}{h} \right] \quad (52)$$

Para el cálculo del área de transferencia de calor se utiliza la siguiente ecuación [66]:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ln} \quad (53)$$

Donde U es el coeficiente de transferencia global de calor en $[W/m^2 K]$, A es el área de transferencia de calor y ΔT_{ln} es la diferencia de temperatura logarítmica o media aritmética. En este caso se tienen 2 intercambiadores de calor (precalentamiento/enfriamiento y calentamiento) por lo que queda:

$$Q_{enf} = U_{prec/enf} \cdot A_{prec/enf} \cdot \Delta T_{ln(prec/enf)} \quad (54)$$

$$Q_{cal} = U_{cal} \cdot A_{cal} \cdot \Delta T_{ln(cal)} \quad (55)$$

En el caso del intercambiador de enfriamiento su ΔT_{ln} queda definido como:

$$\Delta T_{ln(prec/enf)} = \frac{(T_{F_2^*} - T_{F_1^*}) + (T_{F_2} - T_{F_1})}{2} = \frac{(343,15 - 331,08) + (310,22 - 298,15)}{2} [K] \quad (56)$$

$$\Delta T_{ln(prec/enf)} = 12,07 [K] \quad (57)$$

Para el intercambiador de calentamiento queda de la siguiente manera:

$$\Delta T_{ln(cal)} = \frac{(T_{ST_1} - T_{F_2^*}) - (T_{W_{PTZ}} - T_{F_1^*})}{\ln\left(\frac{T_{ST_1} - T_{F_2^*}}{T_{W_{PTZ}} - T_{F_1^*}}\right)} = \frac{(373,15 - 343,15) - (373,15 - 331,08)}{\ln\left(\frac{373,15 - 343,15}{373,15 - 331,08}\right)} [K] \quad (58)$$

$$\Delta T_{ln(cal)} = 35,70 [K] \quad (59)$$

Debido a que el valor del coeficiente de transferencia global de calor varía según el tipo de geometría seleccionada es necesario estimarlo según correlaciones expuestas en la literatura. A continuación se estimará el coeficiente de transferencia de calor para ambos intercambiadores utilizando una configuración de placas.

10.7.5.1 Anexo G.5.1: Cálculo coeficiente de transferencia de calor global para intercambiador de precalentamiento/enfriamiento

10.7.5.1.1 Anexo G.5.1.1: Geometría del intercambiador

La configuración seleccionada es la de placas paralelas corrugadas, debido a que su uso principal es para higienización de fluidos [66]. Un esquema de las características geométricas del intercambiador se presenta a continuación:

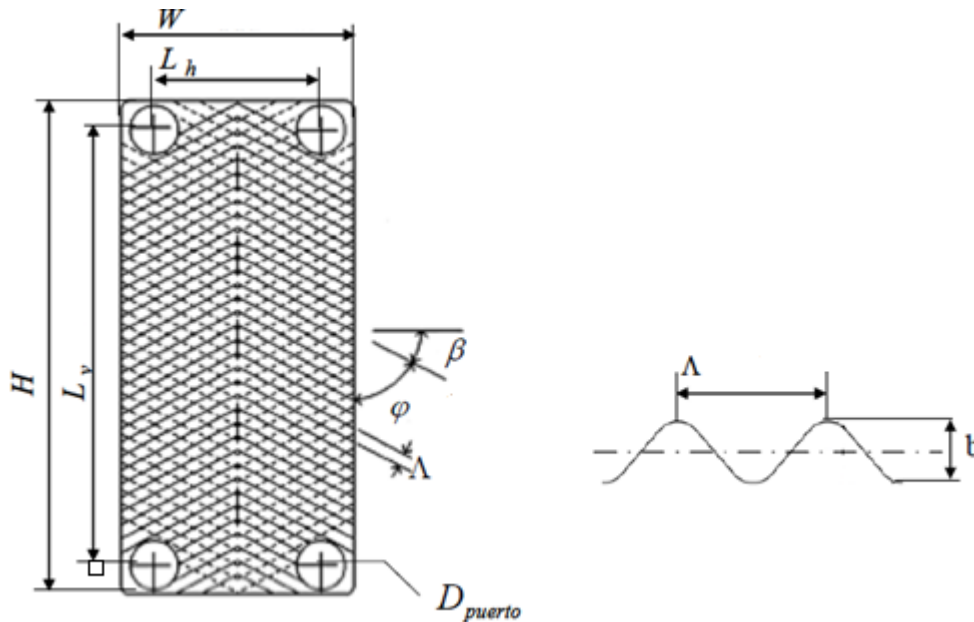


Figura 10-10: Características geométricas del intercambiador de calor de placas [77].

Donde W es el ancho del plato, β es el ángulo chevron que da cuenta de la dirección de las corrugaciones, D_{puerto} es el diámetro de la entrada de fluido al intercambiador, Λ es la separación entre las corrugaciones, b es la profundidad de la placa y L_h es el ancho disponible para la transferencia. Además, es necesario considerar el factor de aumento del área de transferencia debido a las corrugaciones (ϕ). La geometría del intercambiador seleccionada se basa en datos de literatura para flujos similares [77] y se muestra en la Tabla 10-13. Cabe señalar que para flujos mayores los intercambiadores de calor de placas tienen la ventaja de ser modulares, por lo que fácilmente se puede ampliar su capacidad [66].

Tabla 10-13: características geométricas del intercambiador de placas [77].

Característica	Valor
Ancho del plato (L_h) [m]	0,05
Ángulo Chevron (β) [rad]	0,52
Profundidad placa (b) [m]	0,0012
Separación corrugaciones (Λ) [m]	11
Factor aumento área de transferencia (ϕ)	1,17
Espesor del plato [m]	0,005

Luego de la elección de la geometría del intercambiador es posible calcular su diámetro hidráulico (D_h) como:

$$D_h = 2 \cdot b = 2 \cdot 0,0012 \text{ [m]} = 0,0024 \text{ [m]} \quad (60)$$

Con esto se puede calcular el área transversal por canal según:

$$A = D_h \cdot L_h = 0,05 \cdot 0,0024 \text{ [m}^2\text{]} = 0,00012 \text{ [m}^2\text{]} \quad (61)$$

Así la velocidad del flujo se puede calcular según:

$$V = \frac{\frac{F}{\rho}}{A \cdot N} \quad (62)$$

Con F el flujo másico de residuo, ρ la densidad y N el número de canales. Los datos de los flujos involucrados en el lado frío (Flujo F-1) y su velocidad para 1 canal son expuestos a continuación:

Tabla 10-14: flujos involucrados en el lado frío y velocidad para 1 canal.

	Valor
Flujo de residuo frío (F-1) [kg/s]	3,89
Flujo de residuo frío (F-1) [m ³ /s]	0,004
Flujo por canal (F-1/A) [kg/m ² s]	2025,46
Área transversal por canal [m ²]	0,00012
Velocidad [m/s]	31,77

Debido a que la velocidad del flujo es muy alta, es necesario disminuirla aumentando el número de canales. Una velocidad adecuada para este tipo de fluidos es de 2 [m/s] [78]. Así el número de canales queda definido como 16 aproximadamente. Para el lado caliente de fluido, el flujo es igual que en el lado frío por lo que los cálculos son iguales e implican la utilización de 16 canales para este lado.

10.7.5.1.2 Anexo G.5.1.2: Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor U del intercambiador de precalentamiento/enfriamiento

Para el cálculo del coeficiente global de transferencia de calor es necesario conocer tres coeficientes de transferencia tal como se muestra en la siguiente ecuación [66]:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_0} + \frac{\Delta x}{k} + \frac{1}{h_\infty} \quad (63)$$

Donde h_0 es el coeficiente de transferencia de calor por convección en el lado frío en [W/m² K], Δx es el espesor de la placa en [m], k es la conductividad térmica de la placa (16,5 [W/m K] para el acero [79]) y h_∞ es el coeficiente de transferencia de calor por convección en el lado caliente en [W/m² K].

Para estimar h_0 se utiliza el número de Nusselt que está definido como [66]:

$$Nu_0 = h_0 \cdot \frac{D_h}{k_{res}} \quad (64)$$

Donde Nu_0 es el número de Nusselt para el lado frío y k_{res} es la conductividad térmica del residuo. Para estimar el valor del número de Nusselt existen correlaciones para geometrías específicas. En este caso la correlación a utilizar es la de Muley et al. [77], que es válida para intercambiadores de placas con corrugaciones y con convección forzada.

$$Nu = C_1 \cdot C_2 \cdot Re^{C_3} \cdot Pr^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} \quad (65)$$

Donde C_1 , C_2 y C_3 son constantes determinadas de la siguiente manera:

$$C_1 = 0,2668 - 0,006967 \cdot \beta + 7,244 \cdot 10^{-5} \cdot \beta^2 \quad (66)$$

$$C_2 = 20,78 - 50,94 \cdot \phi + 41,16 \cdot \phi^2 - 10,51 \cdot \phi^3 \quad (67)$$

$$C_3 = 0,72 + 0,0543 \cdot \text{sen}\left(\frac{\pi \cdot \beta}{45} + 3,7\right) \quad (68)$$

Es necesario recordar que β y ϕ son el ángulo Chevron y factor de aumento del área de transferencia, respectivamente. Además, Re es el número de Reynolds del fluido definido como [66]:

$$Re = \frac{F}{A} \cdot \frac{D_h}{\mu} \quad (69)$$

También, Pr es el número de Prandtl definido como [66]:

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{k_{res}} \quad (70)$$

Finalmente, se supuso que la viscosidad del fluido en el seno de la placa (μ) es igual a la de la pared (μ_w) y que el residuo poseía propiedades físicas similares a las del agua, las que no cambiarían significativamente en este rango de temperaturas. Luego μ , la viscosidad del residuo es igual a 0,0089 [kg/m s] a 25°C [80], C_p su capacidad calorífica es de 3,99 [kJ/kg K] y k_{res} su conductividad térmica igual a 0,66 [W/m K] [80, 81].

A continuación, se presenta la tabla resumen de los resultados para Nu , Re y Pr .

Tabla 10-15: resultado de los valores de los números adimensionales para el lado frío.

Número adimensional	Valor
Reynolds	5461,92
Prandtl	5,38
Nusselt	120,39

Entonces,

$$h_0 = \frac{Nu_0 \cdot k_{res}}{D_h} = \frac{120,39 \cdot 0,66 \left[\frac{W}{m \cdot K} \right]}{0,0024 [m]} = 33.106,20 \left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right] \quad (71)$$

Para el lado caliente se utiliza una viscosidad de 0,000481 [kg/m s] [80] y los mismos datos que para el lado frío, por lo que:

Tabla 10-16: resultado de los valores de los números adimensionales para el lado caliente.

Número adimensional	Valor
Reynolds	10.106,26
Prandtl	2,91
Nusselt	149,89

Luego,

$$h_\infty = \frac{Nu_\infty \cdot k_{res}}{D_h} = \frac{149,89 \cdot 0,66 \left[\frac{W}{m \cdot K} \right]}{0,0024 [m]} = 41.220,26 \left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right] \quad (72)$$

Además, para el cálculo del otro término queda:

$$\frac{\Delta x}{k} = \frac{0,005 [m]}{16,5 \left[\frac{W}{m \cdot K} \right]} = 0,0003 \left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right] \quad (73)$$

Finalmente,

$$U_{rec/enf} = \frac{1}{\frac{1}{h_0} + \frac{\Delta x}{k} + \frac{1}{h_\infty}} = \frac{1}{\frac{1}{33.106,20} + 0,0003 + \frac{1}{41.220,26}} \left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right] \quad (74)$$

$$U_{rec/enf} = 2.797,23 \left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right] \quad (75)$$

10.7.5.2 Anexo G.5.2: Cálculo coeficiente de transferencia de calor global para intercambiador de calentamiento

Para el intercambiador de calentamiento también se utiliza un intercambiador de placas con corrugaciones y la misma geometría del intercambiador de la sección anterior. Además los supuestos utilizados son similares, salvo en el lado del vapor en donde se asumen simplificaciones para realizar el cálculo.

Para el lado frío (flujo F-1*) se utilizan las mismas ecuaciones de la sección anterior, teniendo cuidado en que los datos sean para la temperatura dada. El resultado de los cálculos se muestra a continuación:

Tabla 10-17: resumen del resultado del cálculo de h para el lado frío, en el intercambiador de calentamiento.

Característica	Valor
Flujo de residuo frío (F-1*) [kg/s]	3,89
Flujo de residuo frío (F-1*) [m ³ /s]	0,004
Flujo por canal [kg/m ² s]	2025,46
Área transversal por canal	1,2·10 ⁻⁴
Velocidad [m/s]	31,77
Velocidad deseada [m/s]	2
Número de canales con 2 [m/s]	16
Reynolds	10.255,51
Prandtl	2,87
Nussel	150,68

10.7.5.2.1 Anexo G.5.2.1: Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor U del intercambiador de calentamiento

Para el lado caliente, al ser vapor saturado el fluido se supone que la transferencia de calor es lo suficientemente buena como para despreciar la resistencia al traspaso de energía. Luego:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_0} + \frac{\Delta x}{k} \quad (76)$$

Entonces:

$$h_0 = \frac{Nu_0 \cdot k_{res}}{D_h} = \frac{150,68 \cdot 0,66 \left[\frac{W}{m \cdot K} \right]}{0,0024 [m]} = 41.436,09 \left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right] \quad (77)$$

Y utilizando que el espesor es de 5 [mm] se tiene que:

$$\frac{\Delta x}{k} = \frac{0,005 [m]}{16,5 \left[\frac{W}{m \cdot K} \right]} = 0,0003 \left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right] \quad (78)$$

Por lo que finalmente:

$$U_{cal} = \frac{1}{\frac{1}{h_0} + \frac{\Delta x}{k}} = \frac{1}{\frac{1}{41.436,09} + 0,0003} \left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right] = 3.056,57 \left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right] \quad (79)$$

10.7.5.3 Anexo G.5.3: Cálculo del área de transferencia de los intercambiadores

Utilizando las (54) y (55) se tiene que:

$$A_{prec/enf} = \frac{Q_{enf}}{U_{prec/enf} \cdot \Delta T_{ln(prec/enf)}} = \frac{510,96 [kW] \cdot 1000 [W/kW]}{2.797,23 \left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right] \cdot 12,07 [K]} = 15,13 [m^2] \quad (80)$$

$$A_{cal} = \frac{Q_{cal}}{U_{cal} \cdot \Delta T_{ln(cal)}} = \frac{187,28 [kW] \cdot 1000 [W/kW]}{3.056,57 \left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right] \cdot 35,70 [K]} = 1,72 [m^2] \quad (81)$$

Además, considerando una eficiencia de transferencia de 80% [66], se tiene finalmente que:

$$A_{prec/enf} = \frac{15,13}{0,8} [m^2] = 18,92 [m^2] \quad (82)$$

$$A_{cal} = \frac{1,72}{0,8} [m^2] = 2,15 [m^2] \quad (83)$$

10.7.6 Anexo G.6: Digestor (DIG-001)

El digestor es uno de los equipos más importantes del proceso de producción de energía a partir de biogás, ya que su configuración determina la producción del energético y por lo tanto la rentabilidad del proyecto. Los flujos involucrados para el cálculo de las dimensiones y la representación del equipo en el diagrama de flujos, se presentan a continuación:

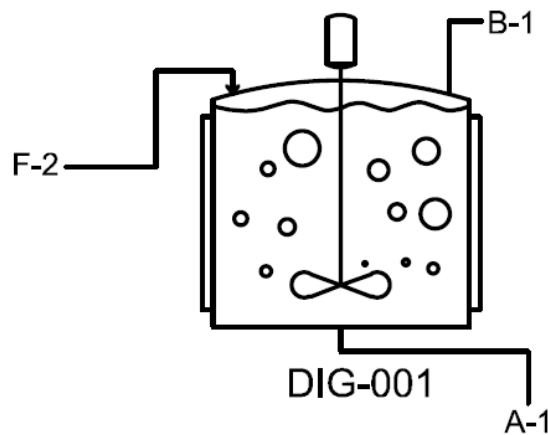


Figura 10-11: Representación del digestor en el diagrama de flujos.

Para el dimensionamiento de los reactores es necesario definir su volumen y los fenómenos que limitan las reacciones que generan el biogás. Al ser un consorcio de microorganismos el participante en la producción del combustible, el número de reacciones involucradas en el proceso y su grado de acople hace que sea complejo obtener una expresión analítica para la cinética de producción de biogás, sin embargo es posible utilizar expresiones empíricas que la describan. El resumen de las condiciones de operación necesarias para la digestión se muestra a continuación:

Tabla 10-18: Resumen de las condiciones de operación típicas para la digestión anaeróbica [13, 15].

Parámetro	Hidrólisis/Acido-génesis	Metanogénesis
Relación C/N	45:1 a 10:1	30:1 a 20:1
ST	< 40%	<30% (continuos), 8 a 12% (semicontinuos), 40 a 60% (por lote)
Temperatura	25 a 35 [°C]	25 a 35 [°C] (mesofílica), 50 a 60 [°C] (termofílica)
Potencial RedOx	-400 a -300 [mV]	-350 a -220 [mV]
TRH	-	Ver Tabla 3-7
TRS	-	15 a 30 [días] (mesofílicos), 5 a 15 [días] (termofílicos)
pH	5,5 a 6,5 (óptimo), 6,8 a 7,4 (cultivo mixto)	7,8 a 8,2 (óptimo), 6,8 a 7,4 (cultivo mixto)
Inhibidores	-	Ver Tabla 3-8
Carga de SV	-	1,6 a 4,8 [kg/m ³ día] (mesofílica)

El principal parámetro a dimensionar en el digestor es su volumen, el que depende de su tiempo de retención hidráulico o tiempo de residencia de los residuos líquidos en el reactor [82]. Como se discutió en la sección 4.3, el digestor utilizado es de mezcla completa o CSTR (*Continuous Stirred Tank Reactor*). Al ser un CSTR el tiempo de retención hidráulico se iguala al tiempo de retención de sólidos [13], por lo que el volumen del reactor puede ser definido como:

$$V_{DIG-001}' = \frac{F_2}{\rho_{F_2}} \cdot THR \quad (84)$$

Donde F_2 es el flujo másico de entrada al reactor en [kg/h], ρ_{F_2} es la densidad del flujo de entrada en [kg/m³] y THR es el tiempo de retención hidráulico en [h].

Para el cálculo del THR se utilizará el método descrito en [82] y [83], y que consiste principalmente en el planteamiento de los balances de masa para la biomasa de microorganismos y para el sustrato. Luego, realizando algunos supuestos se puede calcular el flujo de metano a producir [83]. A continuación, se presenta el método para obtener la expresión que permite el cálculo del THR y de la producción de metano por volumen de reactor.

10.7.6.1 Anexo G.6.1: Método de Chen y Hashimoto [82, 83]

En este caso se supone el reactor como un tanque con un flujo de entrada y uno de salida (sin separación entre el gas y el flujo de digestato). El método descrito implica el desarrollo algebraico de los balances de masa en el reactor (global, de biomasa y de sustrato) y del modelo de crecimiento bacteriano de Contois. Así se puede obtener una

ecuación que describa la producción de metano según las características de la biomasa, del sustrato y del reactor.

El balance global en el reactor queda la de la forma:

$$\frac{d(\rho \cdot V)}{dt} = F^{in} \cdot \rho^{in} - F^{out} \cdot \rho^{out} \quad (85)$$

Donde F^{in} y F^{out} son los flujos de entrada y salida del fluido respectivamente en [m³/h], ρ es la densidad de los flujos en [kg/m³] y V el volumen necesario para el crecimiento de los microorganismos y la producción de biogás. Suponiendo que la densidad se mantiene constante, ya que la masa de biogás es despreciable con respecto a la masa de digestato, y que se está en el estado estacionario, se tiene que:

$$F^{in} = F^{out} \quad (86)$$

El balance de biomasa para esta configuración en el reactor se puede expresar como se muestra a continuación:

$$\frac{d(X_{F^{out}} \cdot V)}{dt} = F^{in} \cdot X_{F^{in}} - F^{out} \cdot X_{F^{out}} + \mu' \cdot X_{F^{out}} \cdot V - \alpha \cdot X_{F^{out}} \cdot V \quad (87)$$

Donde X_i es la concentración de biomasa en el flujo "i" en [kg/m³], μ' es la constante que refleja el crecimiento de los microorganismos en [1/h] y α es la constante que refleja el la muerte de los microorganismos en [1/h].

Suponiendo que la muerte de microorganismos es despreciable en comparación con el crecimiento ($\alpha \cong 0$), que el flujo de entrada no posee microorganismos ($X_{F_2} \cong 0$) y que se está operando en el estado estacionario, se tiene que:

$$F^{in} = \mu' \cdot V \quad (88)$$

Por lo que según (88):

$$\mu' = \frac{V}{F^{in}} = \frac{1}{THR} \quad (89)$$

El balance de sustrato se muestra a continuación:

$$\frac{d(s_{F^{out}} \cdot V)}{dt} = F^{in} \cdot s_{F^{in}} - F^{out} \cdot s_{F^{out}} - \frac{\mu' \cdot X_{F^{out}} \cdot V}{Y_{x/s}} - m \cdot X \cdot V - \frac{q \cdot X_{F^{out}} \cdot V}{Y_{p/s}} \quad (90)$$

Donde s_i es la concentración de sustrato en el reactor o en el flujo "i" en [kg/m³], $Y_{x/s}$ es el rendimiento de biomasa por sustrato consumido en [kg de X/kg de S], m es el coeficiente de consumo de sustrato por mantención de los microorganismos en [1/h], q es el coeficiente de consumo de sustrato por producción de metabolitos o productos en [1/h] y $Y_{p/s}$ es el rendimiento de producto por sustrato consumido en [kg de producto/kg de S]. Luego, suponiendo que la mantención y la producción de metabolitos o productos

es despreciable frente al consumo por crecimiento de la biomasa ($m \cong q \cong 0$) y que se está en estado estacionario, se cumple que:

$$\frac{F^{in}}{V} \cdot (S_{F^{in}} - S_{F^{out}}) = \frac{\mu' \cdot X_{F^{out}}}{Y_{x/s}} \quad (91)$$

$$\frac{S_{F^{in}} - S_{F^{out}}}{THR} = \frac{\mu' \cdot X_{F^{out}}}{Y_{x/s}} \quad (92)$$

Luego se tiene que:

$$\mu' = \frac{Y_{x/s} \cdot (S_{F^{in}} - S_{F^{out}})}{THR \cdot X_{F^{out}}} \quad (93)$$

Además, usando la ecuación (89):

$$\mu' = \mu' \cdot \frac{Y_{x/s} \cdot (S_{F^{in}} - S_{F^{out}})}{X_{F^{out}}} \quad (94)$$

Entonces,

$$X_{F^{out}} = Y_{x/s} \cdot (S_{F^{in}} - S_{F^{out}}) \quad (95)$$

Utilizando el modelo de Contois y la ecuación (89) para definir la constante de crecimiento de los microorganismos [83], se tiene en el reactor que:

$$\mu' = \frac{\mu'_{m\acute{a}x} \cdot S_{F^{out}}}{\beta' \cdot X_{F^{out}} + S_{F^{out}}} = \frac{1}{THR} \quad (96)$$

Con β' la constante de inhibición de crecimiento por el aumento de la biomasa en el reactor. Reemplazando la ecuación (95) en la recién expuesta, se tiene que:

$$\frac{\mu'_{m\acute{a}x} \cdot S_{F^{out}}}{\beta' \cdot Y_{x/s} \cdot S_{F^{in}} - \beta' \cdot Y_{x/s} \cdot S_{F^{out}} + S_{F^{out}}} = \frac{1}{THR} \quad (97)$$

Realizando un pequeño trabajo algebraico esta ecuación puede ser representada como:

$$\frac{S_{F^{in}}}{S_{F^{out}}} = \frac{\beta' \cdot Y_{x/s}}{\mu'_{m\acute{a}x} \cdot THR + \beta' \cdot Y_{x/s} - 1} \quad (98)$$

Definiendo K como:

$$K = \beta' \cdot Y_{x/s} \quad (99)$$

Se tiene la constante adimensional de inhibición, que refleja la inhibición debida al crecimiento de la biomasa en el reactor y la inhibición por la baja en la disponibilidad de

sustrato, debido a los problemas de transferencia de masa que se presentan al aumentar la concentración de microorganismos y disminuir la concentración de sustrato.

Si se define a B como la producción de metano por kilogramo de sustrato cargado [m^3 de CH_4/kg de s_{Fin}] y B_0 como la producción de metano por kilogramo de sustrato cargado en un tiempo infinito ($THR \rightarrow \infty$), se puede asumir que la concentración de salida de sustrato (s_{Fout}) será proporcional a $(B_0 - B)$ y la concentración de entrada será proporcional a B_0 , así se obtiene:

$$\frac{s_{Fin}}{s_{Fout}} \sim \frac{B_0 - B}{B_0} = \frac{K}{\mu'_{m\acute{a}x} \cdot THR + K - 1} \quad (100)$$

Además, si se define V_s como la producción de metano por m^3 de reactor por hora [$\text{m}^3 \text{CH}_4/\text{m}^3 \text{h}$], se tiene la equivalencia:

$$V_s = \frac{B \cdot s_{Fin}}{THR} = \frac{B_0 \cdot s_{Fin}}{THR} \cdot \left(1 - \frac{K}{\mu'_{m\acute{a}x} \cdot THR + K - 1}\right) \quad (101)$$

Para encontrar el valor del THR se utiliza la ecuación (98):

$$THR = \frac{1}{\mu'_{m\acute{a}x}} + \frac{K}{\mu'_{m\acute{a}x}} \left(\frac{s_{Fin} - s_{Fout}}{s_{Fout}}\right) \quad (102)$$

Luego, conociendo los valores de B_0 , s_{Fin} , s_{Fout} , $\mu'_{m\acute{a}x}$ y K , se pueden obtener los valores de V_s y THR .

10.7.6.2 Anexo G.6.2: Cálculo del volumen del digestor

Al ser un CSTR el tiempo de retención hidráulico se iguala al tiempo de retención de sólidos [13], por lo que el volumen del reactor puede ser definido como lo descrito en la ecuación (84). Luego se hace necesario estimar el THR y con el flujo volumétrico de entrada de residuos, se puede estimar el volumen del reactor.

En el caso de $\mu'_{m\acute{a}x}$ y K , la ecuación (102) indica que si realiza una experiencia de laboratorio en donde se obtengan los valores de $((s_{Fin} - s_{Fout})/s_{Fout})$ para distintos THR , se puede confeccionar un gráfico de THR versus $((s_{Fin} - s_{Fout})/s_{Fout})$, donde la función graficada será una recta de pendiente $(K/\mu'_{m\acute{a}x})$ e intersección $(1/\mu'_{m\acute{a}x})$. Los valores utilizados de $\mu'_{m\acute{a}x}$ y K han sido inferidos desde la literatura en la herramienta de evaluación de proyectos de biogás. $\mu'_{m\acute{a}x}$ se calcula según [82]:

$$\mu'_{m\acute{a}x} = 0,013 \cdot (T) + 0,129 \quad (103)$$

Donde T es la temperatura del digestor en $^{\circ}\text{C}$ y $\mu'_{m\acute{a}x}$ tiene unidades de $[1/\text{días}]$. Luego:

$$\mu'_{m\acute{a}x} = 0,013 \cdot 35[^{\circ}\text{C}] + 0,129 = 0,326 \left[\frac{1}{\text{días}}\right] \quad (104)$$

Para el caso de K éste depende de la concentración de entrada (s_{Fin} igual a 67,97 [kg/m³]) y del tipo de residuo. En el caso de residuos bovinos y avícolas revisar [82] y [84] respectivamente. Para los residuos de cerdo se tiene que:

$$K = 0,5 + 0,0043 \cdot e^{(0,091 \cdot s_{Fin})} = 0,5 + 0,0043 \cdot e^{(0,091 \cdot 67,97)} = 2,59 \quad (105)$$

Suponiendo una conversión del 65% de la biomasa se tiene que, el tiempo de retención hidráulico queda:

$$THR = \frac{1}{0,326 \left[\frac{1}{días} \right]} + \frac{2,59}{0,326 \left[\frac{1}{días} \right]} (1,86) = 17,81 [días] = 427,51 [h] \quad (106)$$

Además, los valores de B_0 se encuentran en la literatura [82, 84, 85], por lo que para el caso base se tiene que B_0 es igual a 0,5 [m³ de CH₄/kg de s_{Fin}], por lo que:

$$V_s = \frac{0,5 \left[\frac{m^3 CH_4}{kg} \right] \cdot 67,97 \left[\frac{kg}{m^3} \right]}{17,81 [días]} \cdot \left(1 - \frac{2,59}{0,326 \left[\frac{1}{días} \right] \cdot 17,81 [días] + 2,59 - 1} \right) \quad (107)$$

$$V_s = 1,24 \left[\frac{m^3 CH_4}{m^3 \cdot día} \right] = 0,052 \left[\frac{m^3 CH_4}{m^3 \cdot h} \right] \quad (108)$$

Luego, el volumen del necesario para la producción calculada es:

$$V_{DIG-001}' = 13,73 [m^3/h] \cdot THR = 3,73 [m^3/h] \cdot 427,51 [h] = 5.867,75 [m^3] \quad (109)$$

Así el flujo de metano es de 303,21 [m³/h]. Para el cálculo del volumen final del reactor, es necesario definir el volumen de biogás que se produce, el que tendrá un tiempo de residencia de 0,25 [h] a 1 [atm] y 35 [°C] y, además, se incluye un factor de seguridad de 10% al volumen de 5.867,75 [m³] [13, 20]. En este caso se conoce el volumen de metano producido, por lo que es necesario conocer la composición del biogás y así calcular el volumen final del gas. Para esto se utiliza la ecuación de Buswell y Boyle que se muestra a continuación [86, 87]:

$$C_c H_h O_o N_n S_s + \frac{1}{4} (4c - h - 2o + 3n + 2s) \cdot H_2O \\ \rightarrow \frac{1}{8} (4c - h + 2o + 3n + 2s) \cdot CO_2 + \frac{1}{8} (4c + h - 2o - 3n - 2s) \cdot CH_4 + n \cdot NH_3 + s \cdot H_2S \quad (110)$$

Esta ecuación representa una relación estequiométrica entre la composición atómica de entrada y la composición del biogás. Es utilizada principalmente para el cálculo de composiciones y no de flujos de gas debido a que supone una conversión completa del sustrato y los flujos resultantes no son representativos [87].

Suponiendo una composición como la mostrada en la Tabla 5-3, se puede calcular el número de moles de cada compuesto que entran al digestor utilizando el peso atómico de cada uno de los átomos y luego calcular los moles de dióxido de carbono, de

metano, amoníaco y ácido sulfhídrico según la ecuación descrita. Los resultados de los moles de entrada se muestran a continuación:

Tabla 10-19: Resultado del cálculo de los moles de entrada al digestor.

Elemento	Flujo de entrada [kg/h]	Peso atómico [kg/kmol]	Flujo de entrada [kmol/h]
C	479,54	12	39,96
H	105,89	1	105,89
O	310,21	16	19,39
N	30,32	14	2,17
S	6,99	32	0,22
Total	932,96		167,63

Los resultados del cálculo de los porcentajes en mol/mol y peso/peso se muestran a continuación:

Tabla 10-20: resultados del cálculo de la composición mol/mol y peso/peso del biogás.

Compuesto	Peso molecular [kg/kmol]	Buswell [kmol/h]	Balance [kg/h]	% mol/mol	%p/p
CO₂	44	12,46	548,17	29,42%	53,09%
CH₄	16	27,50	440,05	64,95%	42,62%
NH₃	17	2,17	36,82	5,11%	3,57%
H₂S	34	0,22	7,43	0,52%	0,72%
Total		42,35	1032,48	100,00%	100,00%

En el caso del volumen de cada gas se considera que se cumple la ley de los gases ideales, por lo que para cada gas se tiene que un mol a 1 [atm] y 35 [°C] tiene un volumen de 25,28 [L]. Así es posible calcular el flujo en [kg/h] de metano según:

$$F_{CH_4} = \frac{V_{CH_4}}{0,02528 \left[\frac{m^3}{mol} \right]} \cdot PM_{CH_4} = \frac{303,21 \left[\frac{m^3}{h} \right]}{0,02528 \left[\frac{m^3}{mol} \right]} \cdot \frac{16}{1.000} \left[\frac{kg}{mol} \right] = 191,88 \left[\frac{kg}{h} \right] \quad (111)$$

Debido a que el biogás posee una concentración de agua, nitrógeno e hidrógeno, se considera que el porcentaje de agua en el biogás final es de 3% en %v/v [88] y la composición de nitrógeno e hidrógeno será estequiométrica con respecto al amoníaco, es decir, que para 1 mol de amoníaco se generan 0,5 de nitrógeno gaseoso (82,35% del peso de amoníaco) y 1,5 de hidrógeno gaseoso (17,65% del peso de amoníaco). Luego, se calcula la composición en p/p para el biogás seco (sin agua):

Tabla 10-21: Composición en %p/p del biogás seco considerando nitrógeno e hidrógeno.

Compuesto	Composición en el biogás (%p/p seco)
CO ₂	53,1%
CH ₄	42,6%
N ₂	2,9%
H ₂	0,6%
H ₂ S	0,7%

Entonces se puede calcular el flujo de biogás total seco con la composición de metano y su flujo. Luego, también se pueden calcular los flujos máscicos de cada gas y su flujo volumétrico utilizando la ley de los gases ideales. Los resultados de este cálculo son mostrados en la Tabla 10-22.

Tabla 10-22: Composición del biogás seco en flujos máscicos y volumétricos.

Compuesto	Peso Molecular	Composición (%p/p seco)	Flujo [kg/h]	Flujo [m ³ /h]	Composición (%v/v seco)
CO ₂	44	53,1%	239,02	137,35	27,99%
CH ₄	16	42,6%	191,88	303,21	61,79%
N ₂	28	2,9%	13,22	11,94	2,43%
H ₂	2	0,6%	2,83	35,82	7,30%
H ₂ S	34	0,7%	3,24	2,41	0,49%
Biogás seco total			450,19	490,72	

Finalmente, utilizando que el agua está a una composición del 3% en %v/v se tiene que:

Tabla 10-23: Composición del biogás húmedo en flujos máscicos y volumétricos.

Compuesto	Peso Molecular	Composición (%p/p húmedo)	Flujo [kg/h]	Flujo [m ³ /h]	Composición (%v/v húmedo)
CO ₂	44	51,8%	239,02	137,35	27,15%
CH ₄	16	41,6%	191,88	303,21	59,94%
N ₂	28	2,9%	13,22	11,94	2,36%
H ₂	2	0,6%	2,83	35,82	7,08%
H ₂ S	34	0,7%	3,24	2,41	0,48%
H ₂ O (Vapor de agua en biogás)	18	2,3%	10,80	15,18	3,00%
Biogás Húmedo Total			461,00	505,90	

Así el flujo de biogás calculado es de 505,90 [m³/h]. Entonces, el cálculo del volumen final del reactor considerando un tiempo de residencia del biogás de 0,25 [h] a 1 [atm] y 35 [°C] y un factor de seguridad del 10% sobre el volumen $V_{DIG-001}$ queda:

$$V_{DIG-001} = V'_{DIG-001} \cdot 1,1 + B_1 \left[\frac{m^3}{h} \right] \cdot 0,25 [h] = 5.867,75[m^3] \cdot 1,1 + 505,9 \left[\frac{m^3}{h} \right] \cdot 0,25 [h] \quad (112)$$

$$V_{DIG-001} = 6581,00 [m^3] \quad (113)$$

10.7.6.3 Anexo G.6.3: Cálculo de la agitación en el estanque

Suponiendo una geometría cilíndrica y una relación entre altura y diámetro de 0,50 se puede calcular el diámetro del digestor como:

$$D_{DIG-001} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_{DIG-001}}{\pi \cdot 0,5}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 6.581 [m^3]}{\pi \cdot 0,5}} = 25,59 [m] \quad (114)$$

Luego, la altura total del tanque es de 12,80 [m]. Además, la altura del líquido (H_L) se puede calcular a partir de $V'_{DIG-001}$ y de $D_{DIG-001}$ como sigue:

$$H_L = \frac{4 \cdot V'_{DIG-001}}{\pi \cdot D_{DIG-001}^2} = \frac{4 \cdot 5.867,75[m^3]}{\pi \cdot (25,59 [m])^2} = 11,41 [m] \quad (115)$$

Un resumen de las características geométricas del tanque de digestión se encuentra a continuación:

Tabla 10-24: Características geométricas del digestor.

Dimensión característica	Valor
Volumen Total [m3]	6.581,00
Diámetro total [m]	25,59
Altura total [m]	12,80
Altura Líquido [m]	11,,41
Área de transferencia (sólo manto) [m2]	1.028,67

Utilizando una hélice marina como agitador, se sabe que normalmente el diámetro del impulsor es un tercio del diámetro del tanque [74, 75]. Por lo que,

$$D_{a DIG-001}^* = \frac{D_{DIG-001}}{3} = 8,53 [m] \quad (116)$$

Como el diámetro del agitador es mayor a 3 metros y la potencia necesaria es proporcional al diámetro a la quinta, se realiza el cociente entre el diámetro del agitador y 3, con el fin de tener un mayor número de agitadores de menor potencia. En este caso del número de agitadores necesario será:

$$N^* = \frac{D_{a DIG-001}^*}{3 [m]} = \frac{8,53[m]}{3[m]} = 2,84 \sim 3 \quad (117)$$

Entonces $D_{a DIG-001}$ de cada impeler queda definido como:

$$D_{a DIG-001} = \frac{D_{a DIG-001}^*}{N^*} = \frac{8,53}{3} [m] = 2,84 [m] \quad (118)$$

Donde N^* es el número de impulsores en el tanque. Para el cálculo de la potencia de un agitador se utiliza la siguiente ecuación [74, 75]:

$$N_p = \frac{P_{DIG-001}^* \cdot g_c}{\rho \cdot N_{DIG-001}^3 \cdot D_{a DIG-001}^5} \quad (119)$$

Donde N_p es el número de potencia, $P_{DIG-001}^*$ es la potencia de un agitador en [kgf · m/f], g_c es un factor de conversión igual a 9,8 [kg · m/kgf · s²], ρ la densidad del fluido en [kg/m³] y $N_{DIG-001}$ son las revoluciones por segundo iguales a 0,4.

Para asegurar una buena agitación se requiere un régimen turbulento dentro del tanque [74]. Así, utilizando la Figura 10-12, se tiene que N_p es 0,6 para una turbina Rushton en régimen turbulento.

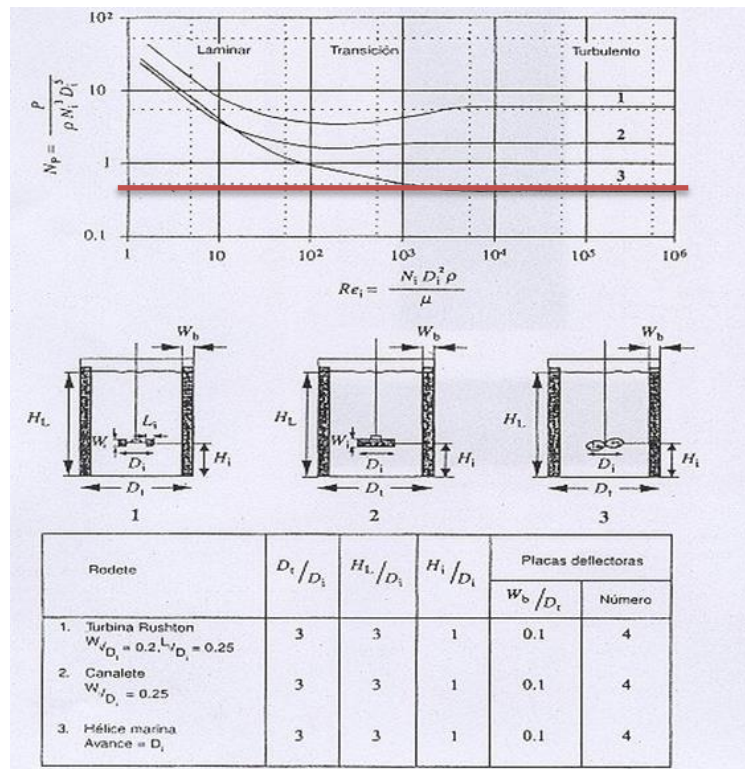


Figura 10-12: Número de potencia para impulsor de hélice marina. En rojo se indica el valor del número de potencia [75].

Entonces, se tiene para la potencia de un impulsor:

$$P_{DIG-001}^* = \frac{\rho \cdot N_{DIG-001}^3 \cdot D_{a DIG-001}^5 \cdot N_p}{g_c} = \frac{1.020 \left[\frac{kg}{m^3} \right] \cdot (0,4[s^{-1}])^3 \cdot (2,84[m])^5 \cdot 0,6}{9,8 \left[\frac{kg \cdot m}{kgf \cdot s^2} \right]} \quad (120)$$

$$P_{DIG-001}^* = 742,81 \left[\frac{kgf \cdot m}{s} \right] = 9,77 [HP] = 7,29 [kW] \quad (121)$$

Luego la potencia total necesaria en el tanque se calcula según:

$$P_{DIG-001} = P_{DIG-001}^* \cdot N^* = 7,29 [kW] \cdot 3 = 21,87 [kW] = 29,32 [HP] \quad (122)$$

10.7.6.4 Anexo G.6.4: Cálculo de pérdidas de calor y temperatura del flujo de entrada al digestor

En la sección 10.7.5, se hizo referencia a la temperatura de entrada al digestor. Esta temperatura es calculada según las pérdidas de energía que tiene el reactor. Para calcular las pérdidas de energía en el tanque, se requiere de la estimación del coeficiente global de transferencia de calor en el tanque.

Se puede calcular el espesor del tanque de hormigón armado según [89, 90]:

$$e = \frac{C \cdot E_s + f_s - n \cdot f_c}{12 \cdot f_c \cdot f_s} \cdot T \quad (123)$$

Donde e es el espesor del tanque en [in], C es el coeficiente de contracción igual a 0,0003, E_s es el módulo de elasticidad del acero igual a 29.000.000 [psi], f_s es el esfuerzo permisible en el acero igual a 18.000 [psi], f_c es el esfuerzo permisible en el concreto igual a 400 [psi] que en este caso se define como el 10% del esfuerzo de compresión (f_c') descrito en la norma ACI 350, n es el cociente entre las elasticidades E_s y E_c igual a 8 y T es la tensión en el anillo de concreto del tanque en [lb/in] [89, 90].

Es posible estimar T utilizando que [91]:

$$P = \frac{\rho_{res} \cdot H_L \cdot g}{2} = 74.716,66 \left[\frac{kg}{m^2} f \right] \quad (124)$$

Luego, T se puede estimar como [91]:

$$T = \frac{P \cdot D_{DIG-001}}{2} = 8.351,56 \left[\frac{kgf}{cm} \right] = 46.761,26 \left[\frac{lbf}{in} \right] \quad (125)$$

Así el espesor queda:

$$e = \frac{0,0003 \cdot 29 \cdot 10^6 [psi] + 18.000 [psi] - 8 \cdot 400 [psi]}{12 \cdot 400 [psi] \cdot 18.000 [psi]} \cdot 46.761,26 \left[\frac{lbf}{in} \right] = 12,72 [in] \quad (126)$$

$$e = 0,32 [m] \quad (127)$$

Para tanque con una altura mayor a los 10 [ft] (3,05 [m]), la norma ACI sugiere que el espesor del tanque sea a lo menos 0,305 [m]. En este caso se cumple que el espesor calculado es mayor, por lo que se utiliza el espesor calculado para continuar con el dimensionamiento [90].

Para el cálculo del coeficiente global de transferencia de calor, se supone un reactor con una capa de poliestireno de 5 [cm] y el uso de hormigón con el espesor (e) calculado. Así, la transferencia de calor se puede definir como [66]:

$$\frac{1}{U_{DIG-001}} = \frac{1}{\frac{D_{DIG-001}^{ext}}{D_{DIG-001}} \cdot \frac{1}{h_0} + \frac{D_{DIG-001}^{ext}}{k_h} \cdot \ln\left(\frac{D_{DIG-001} + e}{D_{DIG-001}}\right) + \frac{D_{DIG-001}^{ext}}{k_p} \cdot \ln\left(\frac{D_{DIG-001} + e}{D_{DIG-001}}\right) + \frac{1}{h_\infty}} \quad (128)$$

Donde h_0 es el coeficiente de transferencia de calor por convección dentro del tanque en [W/m² K], $D_{DIG-001}^{ext}$ es el radio externo del digestor en [m], k_h la conductividad térmica del hormigón igual a 1,63 [W/m K] [92], k_p la conductividad térmica del poliestireno igual a 0,04 [W/m K] [93] y h_∞ el coeficiente de transferencia de calor por convección en el exterior del tanque en [W/m² K].

Para la estimación de h_0 y h_∞ se hace necesaria la utilización de correlaciones con números adimensionales tal como en el caso del pasteurizador (ver sección 10.7.5). En el caso de h_0 , la correlación para el cálculo del número de Nusselt es para un tanque agitado y se describe como [94]:

$$Nu_0 = h_0 \cdot \frac{D_{DIG-001}}{k_{res}} = 0,36 \cdot \left(\frac{D_a^2 DIG-001 \cdot N_{DIG-001} \cdot \rho}{\mu} \right)^{\frac{2}{3}} \cdot (Pr)^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (129)$$

Donde el término con la potencia de valor 2/3 es el número de Reynolds modificado, Pr es el número de Prandtl, μ la viscosidad del fluido en el seno de la placa, μ_w la viscosidad en la pared las que se suponen iguales. Además, se asume que el residuo posee propiedades físicas similares a las del agua las que no cambiarían de sobremanera en este rango de temperaturas. Luego μ , la viscosidad del residuo es igual a 0,00072 [kg/m s] a 35°C [80], C_p (su capacidad calorífica) es de 3,99 [kJ/kg K] y k_{res} su conductividad térmica igual a 0,66 [W/m K] [80, 81].

Luego, el número de Prandtl es:

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{k_{res}} = \frac{3,99 \left[\frac{kJ}{kg \cdot K} \right] \cdot 1000 \left[\frac{J}{kJ} \right] \cdot 0,00072 \left[\frac{kg}{m \cdot s} \right]}{0,66 \left[\frac{W}{m \cdot K} \right]} = 4,56 \quad (130)$$

Así el número de Nusselt para el lado del residuo es:

$$Nu_0 = 0,36 \cdot \left(\frac{(2,84[m])^2 \cdot 0,4[s^{-1}] \cdot 1020 \left[\frac{kg}{m^3} \right]}{0,00072 \left[\frac{kg}{m \cdot s} \right]} \right)^{\frac{2}{3}} \cdot (4,56)^{\frac{1}{3}} \cdot (1)^{0,14} = 16.463,81 \quad (131)$$

Entonces para el coeficiente de transferencia por convección en el lado del residuo queda [66]:

$$h_0 = \frac{Nu_0 \cdot k_{res}}{D_{DIG-001}} = \frac{16.463,81 \cdot 0,66 \left[\frac{W}{m \cdot K} \right]}{25,59 [m]} = 424,62 \left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right] \quad (132)$$

En el caso de h_{∞} se utiliza la correlación para flujo al exterior de un cilindro, ya que existe convección forzada de aire (cuya velocidad se supone en 2 [m/s]). Así el número de Nusselt queda definido como [95]:

$$Nu_{\infty} = 0,027 \cdot Re^{0,805} \cdot Pr^{\frac{1}{3}} \quad (133)$$

Con Pr el número de Prandtl ya definido anteriormente y Re el número de Reynolds igual a:

$$Re = \frac{D_{DIG-001}^{ext} \cdot \rho_{aire} \cdot v_{aire}}{\mu_{aire}} \quad (134)$$

Donde ρ_{aire} es la densidad del aire, v_{aire} su velocidad y μ_{aire} su viscosidad. Los datos a utilizar para el cálculo de los números adimensionales son los mostrados en la Tabla 10-25.

Tabla 10-25: Datos para el cálculo de los números adimensionales por el lado externo al tanque [94, 96].

Propiedad	Valor
Diámetro externo [m]	25,90
Densidad Aire [kg/m ³]	1,293
Viscosidad aire [kg/m s]	$1,9 \cdot 10^{-5}$
Conductividad térmica aire [W/m K]	$2,610^{-2}$
Cp [kJ/kg K]	1,012

Así los resultados de los números adimensionales son:

Tabla 10-26: resultados números adimensionales para el lado del aire.

Número adimensional	Valor
Reynolds	3.620.457,85
Prandtl	0,72
Nusselt	4.602,87

Cabe destacar que la validez de la correlación para la estimación del número de Nusselt es válida para Re entre 40.000 y 400.000. Sin embargo, los valores calculados son mucho mayores y la utilización de esta correlación es debido a que es la más cercana al rango de Re que se maneja. Luego el coeficiente de transferencia de calor por convección queda [66]:

$$h_{\infty} = \frac{Nu_{\infty} \cdot k_{res}}{D_{DIG-001}^{ext}} = \frac{4.602,87 \cdot 0,66 \left[\frac{W}{m \cdot K} \right]}{25,90 [m]} = 117,29 \left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right] \quad (135)$$

Finalmente, reemplazando los valores en la ecuación (128) se obtiene como resultado:

$$U_{DIG-001} = 3,08 \left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right] \quad (136)$$

Luego el calor de pérdida, suponiendo una temperatura ambiente de 25°C y transferencia por el manto del digestor, se puede estimar según:

$$Q_{p\acute{e}rdida} = U_{DIG-001} \cdot A_{DIG-001} \cdot (308,15 - 298,15)[K] = 32,12 [kW] \quad (137)$$

Para estimar la temperatura de entrada, se utiliza la siguiente ecuación.

$$T_{F_2} = T_{in DIG-001} = T_{DIG-001} + \frac{Q_{p\acute{e}rdida}}{C_p \cdot F_2} \quad (138)$$

En este caso se está suponiendo que el flujo de calor de entrada menos el de salida es igual a $C_p \cdot F_2 \cdot (T_{in DIG-001} - T_{DIG-001})$, debido a que el cálculo con tablas de entalpías de los flujos de entrada y salida, no permite implementar en Microsoft Excel® una manera exacta de estimación de $T_{in DIG-001}$. Además, no se conocen las entalpías de los residuos, por lo que si se realiza esta implementación en el futuro es necesario conocerlas o estimarlas con las entalpías del agua como base. Finalmente, la temperatura de entrada al digestor queda:

$$T_{in DIG-001} = 308,15 + \frac{32,12 \left[\frac{kJ}{s} \right] \cdot 3.600 \left[\frac{s}{h} \right]}{3,99 \left[\frac{kJ}{kg \cdot K} \right] \cdot 14.000 \left[\frac{kg}{h} \right]} = 310,22 [K] \quad (139)$$

10.7.7 Anexo G.7: Filtro (SSL-021)

Los flujos involucrados para el cálculo de las dimensiones y la representación del equipo en el diagrama de flujos, se presentan a continuación:

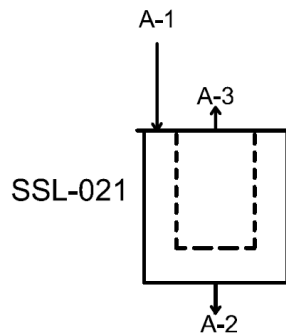


Figura 10-13: Representación del filtro en el diagrama de flujos.

El filtro de digestato se utiliza en la producción de biogás para disminuir el contenido de humedad del residuo digerido, así éste puede ser utilizado como abono en caso que cumpla las normas sanitarias. La ecuación de diseño de un filtro se puede escribir como [97]:

$$Q = \frac{dV}{dt} = \frac{\Delta P \cdot A}{\mu \cdot \left[\alpha \cdot C \cdot \left(\frac{V}{A} \right) + R_M \right]} \quad (140)$$

Donde Q es el caudal a filtrar en $[\text{m}^3/\text{s}]$, ΔP es la diferencia de presión entre la entrada y la salida del fluido [en Pa], A es el área de filtrado en $[\text{m}^2]$, μ es la viscosidad del residuo en $[\text{Pa s}]$, C es la masa de sólidos en la torta por $[\text{m}^3]$ de filtrado en $[\text{kg}/\text{m}^3]$, α es la resistencia específica de la torta en $[\text{m}/\text{kg}]$, V es el volumen de filtrado en $[\text{m}^3]$ y R_M es la resistencia del medio filtrante.

Debido a que se trata de residuos orgánicos, en general la resistencia específica de la torta (α) es variable según la diferencia de presión en el filtro, es decir, la torta es del tipo compresible. Por esto es necesario conocer la variación de α con respecto a ΔP . Los datos utilizados para este cálculo son para el caso de aguas residuales y se muestran a continuación [98]:

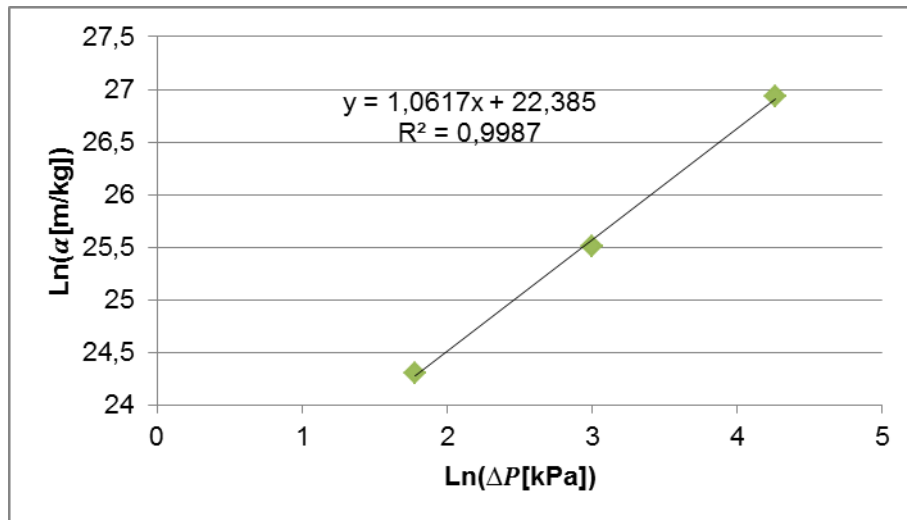


Figura 10-14: Gráfico del logaritmo de alfa versus el logaritmo de la caída de presión [98].

Así, definiendo un cambio de presión el valor de α puede ser calculado. Además, suponiendo que R_M es despreciable la ecuación anterior queda:

$$t = \frac{\mu \cdot \alpha \cdot C}{2 \cdot \Delta P} \cdot \left(\frac{V}{A_{SSL-021}} \right)^2 \quad (141)$$

Siendo t el tiempo de filtrado. Entonces, utilizando los datos de la siguiente tabla se puede despejar el área de filtrado como sigue:

Tabla 10-27: Datos para el cálculo del área de filtrado.

Característica	Valor	Comentario
Delta P [kPa]	1,00	Supuesto.
Alfa [m/kg]	5,27E+09	Valor calculado a partir de la Figura 10-14.
Viscosidad del filtrado [Pa s] (25°C)	0,000891	Se supone como agua.
C [Masa sólidos torta/m ³ filtrado]	41,62	Se calcula a partir del balance de masa, donde se supuso que 1% del agua de A-1 sale en A-2. 80% de los sólidos de A-1 quedan retenidos [64].
V [m ³]	12,87	Volumen del flujo de digestato A-1
t [s]	3.600,00	Tiempo en el que se requiere procesar el volumen de filtrado.

Luego el área de filtrado es [97]:

$$A_{SSL-021} = \sqrt{\frac{\mu \cdot C \cdot \alpha}{2 \cdot \Delta P \cdot t}} \cdot V = \sqrt{\frac{0,000891 [Pa \cdot s] \cdot 41,62 \left[\frac{kg}{m^3}\right] \cdot 5,27 \cdot 10^9 \left[\frac{m}{kg}\right]}{2 \cdot 1000 [Pa] \cdot 3600 [s]}} \cdot 12,87 [m^3] \quad (142)$$

$$A_{SSL-021} = 67,02 [m^2] \quad (143)$$

10.7.8 Anexo G.8: Gasómetro (GAS-011)

Los flujos involucrados para el cálculo de las dimensiones y la representación del equipo en el diagrama de flujos, se presentan a continuación:

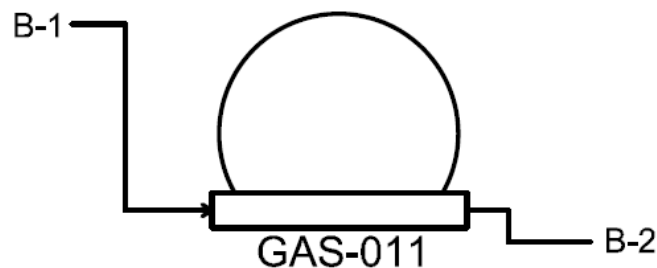


Figura 10-15: Representación del gasómetro en el diagrama de flujos.

Los gasómetros son utilizados en procesos de producción de biogás, para la estabilización de los flujos en caso de emergencia o fluctuación en la producción del gas. En el proceso de considerado, se utiliza un tiempo de residencia de 3 horas (como tiempo de respuesta a fallas) y una presión de 1 [atm] dentro del equipo [99]. El balance de masa indica que el flujo de masa de entrada (B-1) es igual al de salida (B-2). Utilizando la ecuación (21) se tiene que:

$$V_{GAS-011} = \frac{B_1}{\rho_{B_1}} \cdot \tau \quad (144)$$

Luego, utilizando valores numéricos para el caso base el volumen del gasómetro es:

$$V_{GAS-011} = 505,90 \left[\frac{m^3}{h} \right] \cdot 3 [h] = 1.517,70 [m^3] \quad (145)$$

10.7.9 Anexo G.9: Torres de absorción (ABS-011) y desorción (DES-011)

Los flujos involucrados para el cálculo de las dimensiones y la representación de los equipos en el diagrama de flujos, se presentan a continuación:

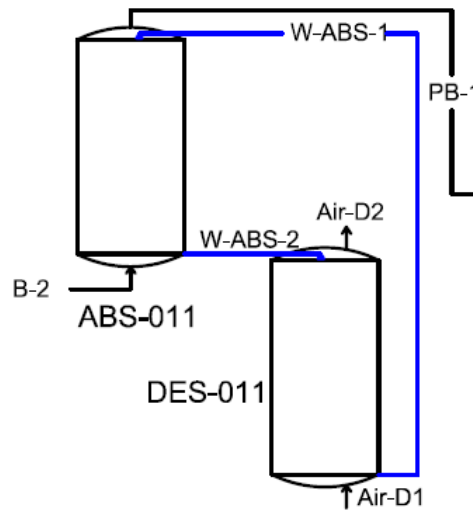


Figura 10-16: Representación de las torres de absorción y desorción en el diagrama de flujos.

Las torres de absorción y desorción son utilizadas principalmente para la separación de los gases contaminantes del biogás. En el proceso descrito el principal objetivo es disminuir la concentración de ácido sulfhídrico (H_2S), mediante una torres de absorción con agua y una de desorción con aire. El principal parámetro a calcular en las torres son las etapas de equilibrio necesarias para la absorción o la desorción. Para esto se utiliza el método de grupos, que consiste principalmente en definir un factor de absorción/desorción a partir de las constantes de equilibrio y los flujos de gas y líquido, para luego calcular el número de etapas según este factor y los parámetros de diseño de la columna [100].

Para una columna con la configuración de la Figura 10-17, se puede definir el factor de absorción como:

$$A_{ij} = \frac{L_j}{K_{ij} \cdot V_j} \quad (146)$$

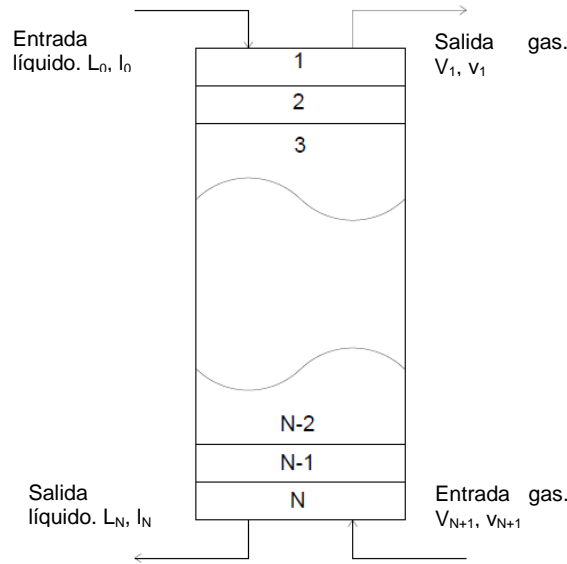


Figura 10-17: Configuración de la columna de absorción o desorción.

Donde A_{ij} es el factor de absorción de la especie "i" en la etapa "j", K_{ij} es la constante de equilibrio de la especie "i" en la etapa "j" para el sistema en cuestión, L_j es el flujo molar de líquido en la etapa "j" y V_j es el flujo molar de gas en la etapa "j" [100]. El factor de desorción se puede definir como:

$$S_{ij} = \frac{1}{A_{ij}} = \frac{K_{ij} \cdot V_j}{L_j} \quad (147)$$

Además, la fracción molar (con respecto a la entrada) de la especie "i" no absorbida en la etapa "j" se puede escribir como sigue:

$$\phi_{A_i} = \frac{1}{A_{i1} \cdot A_{i2} \cdot \dots \cdot A_{iN} + A_{i2} \cdot \dots \cdot A_{iN} + \dots + A_{iN} + 1} \quad (148)$$

Por lo que si se define ϕ_{A_i} para la especie "i" se puede conocer la salida de esta especie en el gas según:

$$v_1 = v_{N+1} \cdot \phi_{A_i} \quad (149)$$

Debido a que no se conocen los A_{ij} para cada etapa, se define A_{ie} como el factor de absorción medio de la columna para la especie "i". Luego se puede escribir que:

$$\phi_{A_i} = \frac{A_{ie} - 1}{A_{ie}^{N+1} - 1} \quad (150)$$

Con N el número de etapas. En el caso de desorción las ecuaciones anteriores son análogas, por lo que:

$$l_N = l_0 \cdot \phi_{S_i} \quad (151)$$

$$\phi_{S_i} = \frac{S_{ie} - 1}{S_{ie}^{N+1} - 1} \quad (152)$$

Para poder dimensionar el número de etapas de equilibrio es necesario conocer las constantes de equilibrio del sistema, el flujo de agua o de aire a utilizar y la fracción no absorbida o desorbida (ϕ).

10.7.9.1 Anexo G.9.1: Cálculo del número de etapas para Absorción

La metodología a seguir en este caso es el cálculo del flujo de agua y el número de etapas necesario para la remoción del 99,70% de la masa de H_2S en el flujo B-2. Con el flujo de agua y el número de etapas calculado, se estima la absorción de dióxido de carbono y de metano, suponiendo los demás gases como inertes.

Para el cálculo de ϕ_{AH_2S} se tiene que:

Tabla 10-28: Composición del flujo de entrada al absorvedor.

Especie	Flujo B2 [kg/h]	Flujo B_2 [mol/h]
CO ₂	239,02	5.432,26
CH ₄	191,88	11.992,39
N ₂	13,22	472,18
H ₂	2,83	1.416,54
H ₂ S	3,24	95,34
H ₂ O	10,80	600,27
Total	461,00	20.008,98

Luego salen 0,010 [kg/h] de H_2S en PB-1 (0,3% de B-1), lo que equivale a 0,29 [mol/h] de H_2S en PB-1. Así:

$$\phi_{AH_2S} = \left(\frac{PB_{1H_2S} [mol/h]}{B_1 [mol/h]} \right) = \frac{0,29 [mol/h]}{20.008,98 [mol/h]} = 1,43 \cdot 10^{-5} \quad (153)$$

Además, las constantes de equilibrio para el sistema $CO_2-CH_4-H_2S-H_2O_{(l)}$ (recordar que los demás gases se consideran inertes) se pueden estimar según [101]:

$$K_{CH_4} = \frac{306.000}{P} + 2,19 \cdot T + 3.910 \cdot \frac{T}{P} - 145 \cdot AG - 121,6 \cdot R \quad (154)$$

$$K_{CO_2} = -\frac{3.500}{P} + 0,12 \cdot T + 360 \cdot \frac{T}{P} + 8,30 \cdot AG - 5.825 \cdot \frac{R}{P} \quad (155)$$

$$K_{H_2S} = 4,53 - \frac{1087}{P} + 110 \cdot \frac{T}{P} + 4,65 \cdot AG \quad (156)$$

Donde P es la presión del sistema igual 29,4 [psia], T es la temperatura del sistema igual 77 [°F], AG es la fracción molar de CO_2 más H_2S en el gas igual a 0,28 y R es la

fracción molar de H_2S en la suma de los moles de CO_2 y H_2S siendo igual a 0,017. Los valores recientemente descritos son para la entrada de gas, sin embargo al trabajar en bajas concentraciones y con la temperatura y la presión constantes, los K_{ij} pueden ser asumidos constantes [36]. Así, el resultado para las constantes de equilibrio es:

Tabla 10-29: Resultados para el cálculo de las constantes de equilibrio del absorbedor.

Constantes de Equilibrio	Valor
K_{CO_2}	831,92
K_{CH_4}	20.775,11
K_{H_2S}	256,94

Estas constantes calculadas se encuentran en el orden de magnitud normal según la literatura [102]. Debido a que no se conocen las composiciones de salida del líquido ni su flujo y además las composiciones de salida del gas, se asume que el factor de absorción de la entrada es el factor de absorción medio de la columna. Luego suponiendo distintos flujos de agua de absorción se puede calcular el factor de absorción medio de H_2S según:

$$A_{H_2S e} = \frac{L}{K_{H_2S} \cdot V} = \frac{L}{256,94 \cdot 20.008,98 \left[\frac{mol}{h} \right]} \quad (157)$$

En el caso del CO_2 y del CH_4 se tiene la misma ecuación, pero en ellos no se conoce el ϕ_{A_i} . Luego se puede realizar el cálculo para distintos flujos de agua como se muestra a continuación:

Tabla 10-30: Resultados para el factor de absorción suponiendo el flujo de líquido (continúa en la siguiente página).

L0 (agua) [mol/h]	A_{CO_2}	A_{CH_4}	A_{H_2S}
0	0,000	0,000	0,000
$5,00 \cdot 10^5$	0,030	0,001	0,097
$1,00 \cdot 10^6$	0,060	0,002	0,195
$1,50 \cdot 10^6$	0,090	0,004	0,292
$2,00 \cdot 10^6$	0,120	0,005	0,389
$2,50 \cdot 10^6$	0,150	0,006	0,486
$3,00 \cdot 10^6$	0,180	0,007	0,584
$3,50 \cdot 10^6$	0,210	0,008	0,681
$4,00 \cdot 10^6$	0,240	0,010	0,778
$4,50 \cdot 10^6$	0,270	0,011	0,875
$5,00 \cdot 10^6$	0,300	0,012	0,973
$5,50 \cdot 10^6$	0,330	0,013	1,070
$6,00 \cdot 10^6$	0,360	0,014	1,167
$6,50 \cdot 10^6$	0,390	0,016	1,264
$7,00 \cdot 10^6$	0,421	0,017	1,362

L0 (agua) [mol/h]	A _{CO2}	A _{CH4}	A _{H2S}
7,50·10 ⁶	0,451	0,018	1,459
8,00·10 ⁶	0,481	0,019	1,556
8,50·10 ⁶	0,511	0,020	1,653
9,00·10 ⁶	0,541	0,022	1,751
9,50·10 ⁶	0,571	0,023	1,848
1,00·10 ⁷	0,601	0,024	1,945
1,05·10 ⁷	0,631	0,025	2,042

También, utilizando la ecuación (150), se puede despejar N según [100]:

$$N = \frac{\ln\left(\frac{\phi_{A_{H_2S}} + A_{H_2Se} - 1}{\phi_{A_{H_2S}} \cdot A_{H_2Se}}\right)}{\ln(A_{H_2Se})} \quad (158)$$

Luego, como se conoce $\phi_{A_{H_2S}}$ se puede estimar el número de etapas para los distintos flujos de agua supuestos, lo que se muestra en el siguiente gráfico:

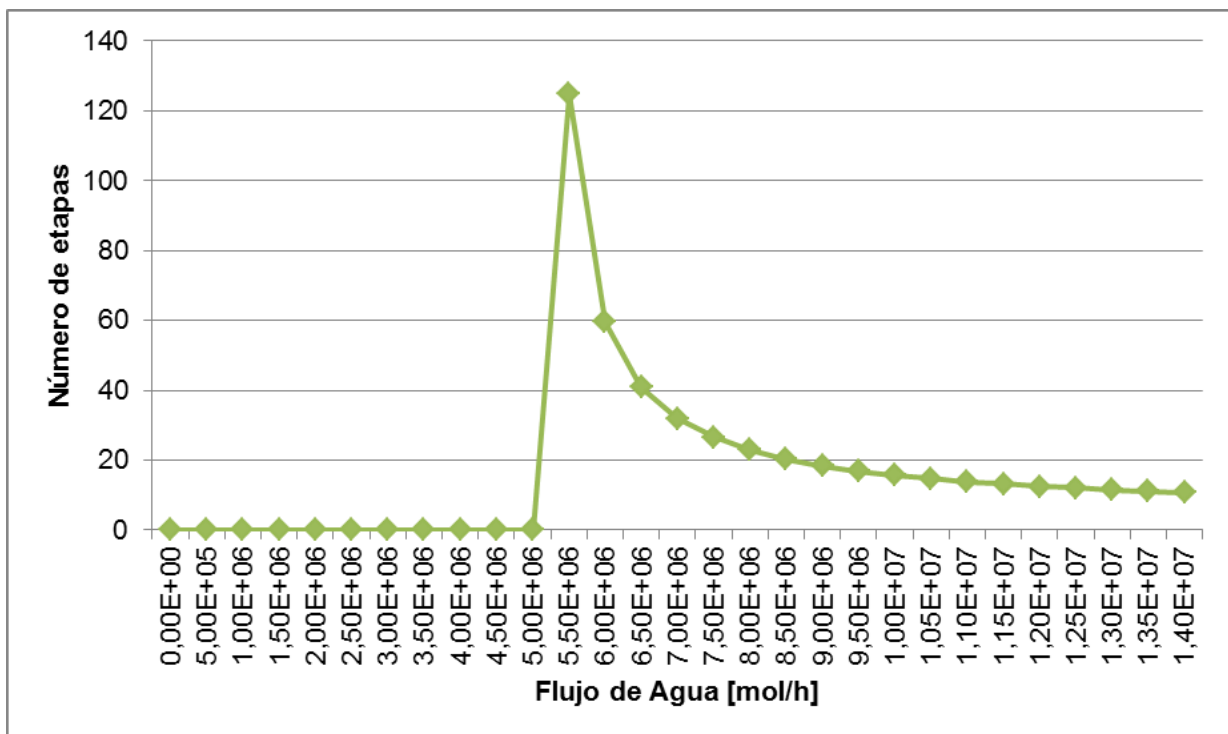


Figura 10-18: Número de etapas según el flujo de agua de absorción.

Se puede notar que para flujos de agua mayores a los 9.000.000 [mol/h], el número de etapas se comienza a estabilizar en un valor cercano a las 15 etapas. Finalmente, se selecciona un flujo de agua de absorción según el criterio de que entre un flujo supuesto y el siguiente exista menos de una etapa de diferencia. Así el flujo es igual a

11.000.000 [mol/h] (198 [m³/h]), con un valor de $A_{H_2S_e}$ igual a 2,14, resultando en 14 etapas de equilibrio.

Así se puede calcular la salida de CO_2 y CH_4 según la (150). Para el caso del CO_2 el factor de absorción de este componente (A_{CO_2e}) es de 0,661 y en el metano (A_{CH_4e}) es de 0,026. Los resultados de los flujos de salida del absorbedor se muestran a continuación:

Tabla 10-31: Resultados de los flujos de salida del absorbedor.

Especie	Peso molecular [kg/kmol]	Flujo PB_1 [mol/h]	Flujo PB-1 [kg/h]	Flujo W-ABS-2 [mol/h]	Flujo W-ABS-2 [kg/h]
CO ₂	44,00	1.846,21	81,23	3.586,06	157,79
CH ₄	16,00	11.675,04	186,80	317,34	5,08
N ₂	28,00	472,18	13,22	0,00	0
H ₂	2,00	1.416,54	2,83	0,00	0
H ₂ S	34,00	0,29	0,01	95,06	3,23
H ₂ O	18,00	600,27	10,805	11.000.000,00	198000,00
TOTAL		16.010,53	294,90	11.003.998,46	198166,10

Lo que finalmente supone una reducción desde 8.905,78 [ppm] de H_2S a 34,51 [ppm].

10.7.9.2 Anexo G.9.2: Cálculo del número de etapas para Desorción

En este caso los supuestos utilizados son los mismos que para el caso de absorción, teniendo principalmente cuidado en que ahora no se conoce el flujo de gas, en vez del de líquido. Además, se supone que el agua de salida del desorbedor está casi pura, debido a que se define a ϕ_{SH_2S} con un valor de $1 \cdot 10^{-8}$. También, la presión de este equipo se supone menor en un valor de 14,7 [psia], ya que esto favorece la desorción [100, 101]. Otro supuesto importante es que las constantes de equilibrio a utilizar serán las mismas que las descritas en la sección 10.7.9.1, ya que al estar trabajando en bajas concentraciones las constantes no debería variar de sobremanera. Así suponiendo un 0,03% de CO_2 y 0% de H_2S en el aire, AG tiene un valor igual a 0,0003 y R igual a 0. Esto se traduce en los resultados mostrados en la tabla a continuación:

Tabla 10-32: Resultados para el cálculo de las constantes de equilibrio del desorbedor.

Constantes de Equilibrio	Valor
K _{CO2}	1.656,86
K _{CH4}	41.465,87
K _{H2S}	506,78

Luego se asume que a partir de los distintos flujos de aire, se pueden estimar los valores de los factores de desorción según la ecuación (147). Los resultados de este cálculo se muestran a continuación:

Tabla 10-33: Resultados para el factor de desorción suponiendo el flujo de aire.

V (aire) [mol/h]	S_CO2	S_CH4	S_H2S
0	0,000	0,000	0,000
$1,00 \cdot 10^4$	1,506	37,683	0,461
$2,00 \cdot 10^4$	3,011	75,365	0,921
$3,00 \cdot 10^4$	4,517	113,048	1,382
$4,00 \cdot 10^4$	6,023	150,730	1,842
$5,00 \cdot 10^4$	7,528	188,413	2,303
$6,00 \cdot 10^4$	9,034	226,095	2,763
$7,00 \cdot 10^4$	10,540	263,778	3,224
$8,00 \cdot 10^4$	12,046	301,460	3,684
$9,00 \cdot 10^4$	13,551	339,143	4,145
$1,00 \cdot 10^5$	15,057	376,825	4,605
$1,10 \cdot 10^5$	16,563	414,508	5,066
$1,20 \cdot 10^5$	18,068	452,191	5,526
$1,30 \cdot 10^5$	19,574	489,873	5,987
$1,40 \cdot 10^5$	21,080	527,556	6,448
$1,50 \cdot 10^5$	22,585	565,238	6,908
$1,60 \cdot 10^5$	24,091	602,921	7,369
$1,70 \cdot 10^5$	25,597	640,603	7,829
$1,80 \cdot 10^5$	27,102	678,286	8,290
$1,90 \cdot 10^5$	28,608	715,968	8,750
$2,00 \cdot 10^5$	30,114	753,651	9,211
$2,10 \cdot 10^5$	31,619	791,333	9,671
$2,20 \cdot 10^5$	33,125	829,016	10,132
$2,30 \cdot 10^5$	34,631	866,699	10,592
$2,40 \cdot 10^5$	36,137	904,381	11,053

Luego, como se asume el valor de $\phi_{S_{H_2S}}$, se puede estimar el número de etapas para los distintos flujos de aire supuestos, lo que se muestra en el siguiente gráfico:

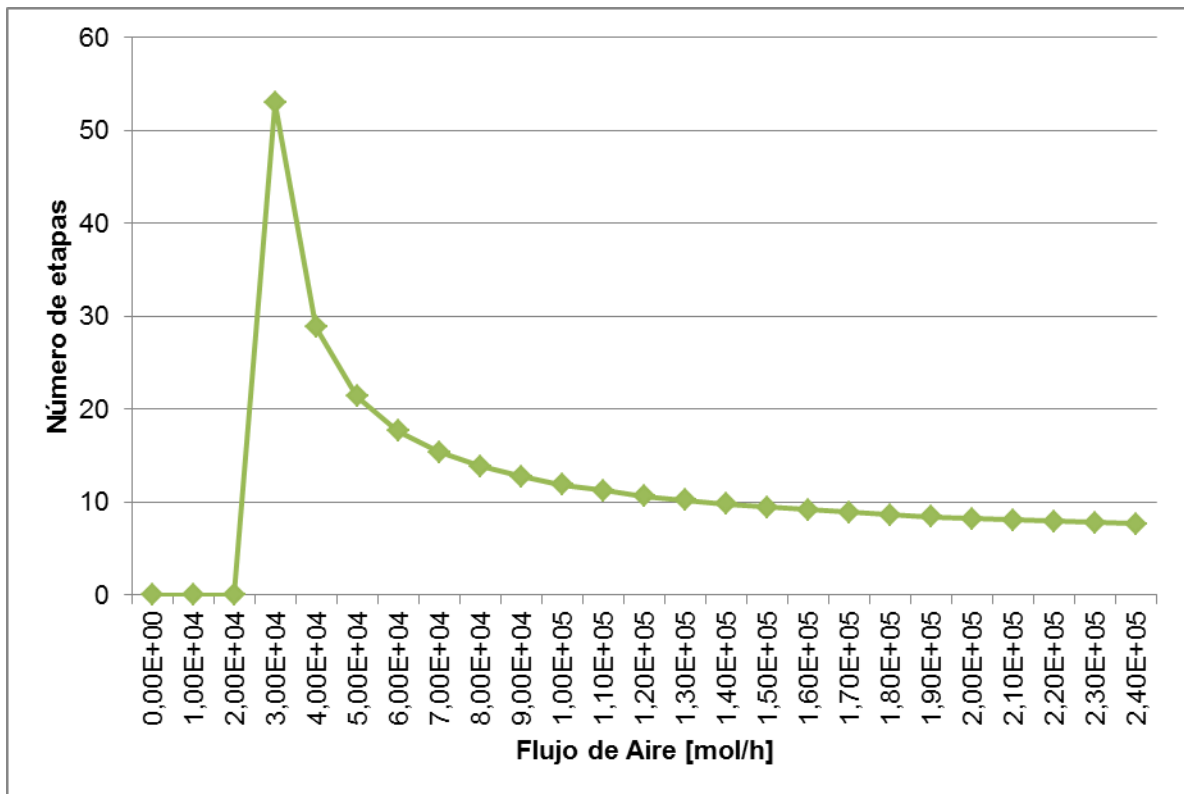


Figura 10-19: Número de etapas según el flujo de aire para desorber.

Se puede observar que para flujos de aire mayores a los 90.000 [mol/h], el número de etapas se comienza a estabilizar en un valor cercano a las 10 etapas. Finalmente, se selecciona un flujo de aire de absorción según el criterio de que entre un flujo supuesto y el siguiente exista menos de la mitad de una etapa de diferencia. Así el flujo es igual a 130.000 [mol/h] (3.180,22 [m³/h]), con un valor de $S_{H_2S e}$ igual a 5,99, resultando en 11 etapas de equilibrio.

Finalmente, se calcula la salida de CO_2 y CH_4 según la ecuación (152). Para el caso del CO_2 el factor de desorción de este componente ($S_{CO_2 e}$) es de 19,574 y en el metano ($S_{CH_4 e}$) es de 489,873. Esto se traduce en que ϕ_{SCO_2} tiene un valor de $5,87 \cdot 10^{-15}$ y ϕ_{SCH_4} un valor de $2,60 \cdot 10^{-30}$. Debido a esto y al bajo valor de ϕ_{SH_2S} se supone que el flujo de W-ABS-1 es de agua casi pura.

Entonces, los resultados del flujo de salida de aire desorbedor se muestran a continuación:

Tabla 10-34: Resultados del flujo de salida de aire del desorbedor.

Especie	Peso molecular [kg/kmol]	Flujo Air D-2 [mol/h]	Flujo Air D-2 [kg/h]
Aire	29,00	130.000,00	3.770,00
CO ₂	44,00	3.586,06	157,79
CH ₄	16,00	317,34	5,08
N ₂	28,00	0,00	0,00
H ₂	2,00	0,00	0,00
H ₂ S	34,00	95,06	3,23
H ₂ O	18,00	0,00	0,00
TOTAL		133.998,46	3.936,10

10.7.9.3 Anexo G.9.3: Cálculo de la altura y el diámetro de las torres

Para la estimación de costos de inversión de las torres de se hace necesario conocer su diámetro y su altura [56]. Para la estimación de éstos parámetros se utilizará las ecuaciones descritas en [53] para columnas de platos. Luego para el cálculo del diámetro se tiene la siguiente ecuación:

$$D_m = \left(\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot C \sqrt{\frac{\rho_l}{\rho_v} - 1}} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (159)$$

Donde D_m es el diámetro en [m], V es el volumen máximo de gas cargado a la torre en [m³/s], C es el factor de espaciado de platos, ρ_l es la densidad del líquido y ρ_v la del gas en [kg/m³].

El factor C se define según el espaciado de los platos el que típicamente es de 30, 45 o 60 [cm]. Luego, se el valor de C es de 0,427 para un espaciado de 45 [cm] entre los platos [53].

Así se puede calcular el diámetro de cada una de las torres utilizando los datos de la desde los balances de masa y las secciones 10.7.9.1y 10.7.9.2.

Tabla 10-35: Datos para el cálculo del diámetro de las torres.

Torre de Absorción		Torre de desorción	
Propiedad	Valor	Propiedad	Valor
ρ_v entrada [kg/m ³]	1,88	ρ_v entrada [kg/m ³]	1,19
ρ_v salida [kg/m ³]	1,51	ρ_v salida [kg/m ³]	2,40
ρ_v promedio	1,70	ρ_v promedio [kg/m ³]	1,79
ρ_l [kg/m ³]	1000,00	ρ_l [kg/m ³]	1000,00
Flujo de gas máximo [m ³ /s]	0,14	Flujo de gas máximo [m ³ /s]	0,88
C (espaciado 45 cm)	0,0427	C' espaciado 45 cm	0,0427

Luego, utilizando la ecuación (159), el diámetro de la columna de absorción es de 0,42 [m] y el de la de desorción es de 1,06 [m]. Utilizando que para la columna de absorción son 14 etapas de equilibrio y un espaciado de 45 [cm] su altura teórica será de 6,3 [m] (14·0,45 [m]). Para el caso del desorbedor su altura teórica es de 4,95 [m] Además, considerando una eficiencia del 60%, que es la que normalmente se da en las torres de absorción y desorción según la literatura [56, 53], la altura final queda de la torre de absorción es de 10,5 [m] y para la torre de desorción es de 8,25 [m].

10.7.10 Anexo G.10: Enfriador (CHL-011)

Los flujos involucrados para el cálculo de las dimensiones y la representación del equipo en el diagrama de flujos, se presentan a continuación:

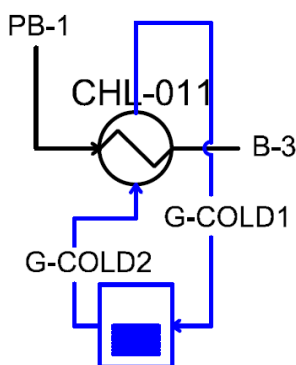


Figura 10-20: Representación del enfriador en el diagrama de flujos.

Este equipo requiere de un enfriamiento del biogás a la temperatura de 4°C para la condensación del vapor de agua, según datos manejados por un experto en el proceso. Para esto se calcula el intercambio de calor en un intercambiador de carcasa y tubos utilizando glicol. En el dimensionamiento del intercambiador es necesario estimar el calor a retirar y el correspondiente coeficiente de transferencia global de calor.

El calor a retirar para cada especie, se calcula según la siguiente ecuación:

$$Q_i = m_i \int_{T_{in}}^{T_{out}} C_{pi} dt \quad (160)$$

$$Q_i = m_i \left[a_i(T_{out} - T_{in}) + b_i \left(\frac{T_{out}^2}{2} - \frac{T_{in}^2}{2} \right) + c_i \left(\frac{T_{out}^3}{3} - \frac{T_{in}^3}{3} \right) + d_i \left(\frac{T_{out}^4}{4} - \frac{T_{in}^4}{4} \right) \right] \quad (161)$$

Donde Q_i es el calor a retirar del gas "i" en [kJ/h], m_i es la masa del gas "i" en [kg/h], T_{in} es la temperatura de entrada del gas igual a 25 [°C], T_{out} es la temperatura de salida del gas igual a 4 [°C] y C_{pi} es el calor específico del gas, que se puede calcular a partir de los coeficientes a_i , b_i , c_i y d_i en una temperatura T según:

$$C_{pi} = a_i + b_i T + c_i T^2 + d_i T^3 \quad (162)$$

Las tablas con los valores de los coeficientes necesarios para el cálculo de los calores específicos, se muestran a continuación:

Tabla 10-36: Coeficientes para el cálculo del calor específico de los gases en [kJ/kmol K] [103].

Cp Gases [kJ/kmol*K]	a	b	c	d
CO ₂	22,26	0,05981	-0,00003501	7,469E-09
CH ₄	19,89	0,05024	0,00001269	-1,101E-08
N ₂	28,9	-0,001571	0,000008081	-2,873E-09
H ₂	29,11	-0,001916	0,000004003	-8,704E-10
H ₂ O	32,24	0,001923	0,00001055	-3,595E-09

Tabla 10-37: Coeficientes para el cálculo del calor específico del ácido sulfhídrico [cal/mol K] [104].

Cp Gas [cal/mol*K]	a	b	c	d
H ₂ S	7,2	0,0036	0	0

Luego los resultados del cálculo para Q_i , considerando la masa de cada uno de los gases se muestra a continuación:

Tabla 10-38: Resultados para el cálculo del calor necesario para enfriar los gases.

Compuesto	Flujo PB-1 [kg/h]	Integral [kJ/kmol*K]	Integral [kJ/kg*K]	Flujo Calor [kJ/h]
CO ₂	81,23	-771,63	-17,54	-1.424,59
CH ₄	186,80	-737,72	-46,11	-8.612,93
N ₂	13,22	-610,02	-21,79	-288,04
H ₂	2,83	-606,26	-303,13	-858,79
H ₂ S	0,01	-722,92	-21,26	-0,21
H ₂ O	10,81	-705,20	-39,18	-423,31
Total	284,11		Total	-11.607,87

Además, es necesario considerar el calor de cambio de fase del vapor de agua por lo que:

$$Q_{H_2O} = m_{H_2O} \cdot \lambda_{H_2O} = -10,81 \left[\frac{kg}{h} \right] \cdot 2.256,54 \left[\frac{kJ}{kg} \right] = -24.381,58 \left[\frac{kJ}{h} \right] \quad (163)$$

Con Q_{H_2O} el flujo de calor de cambio de fase necesario a retirar, m_{H_2O} la masa de vapor de agua y λ_{H_2O} el calor latente de cambio de fase del agua. Así el calor necesario a retirar total es 35.989,44 [kJ/h]. Utilizando que el glicol posee un calor específico de 2,84 [kJ/kg K] y suponiendo que su temperatura de entrada es de 270,15 [K] y de salida de 274,15 [K], se puede estimar la masa a utilizar según:

$$m_{glicol} = \frac{Q_{Total}}{C_{pglicol} \cdot (274,15 [K] - 270,15 [K])} = \frac{35.989,44 \left[\frac{kJ}{h} \right]}{2,84 \left[\frac{kJ}{kg \cdot K} \right] \cdot (274,15 [K] - 270,15 [K])} \quad (164)$$

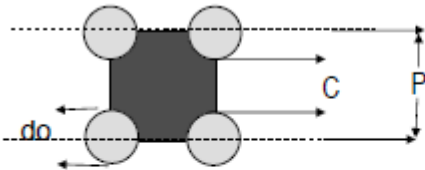
$$m_{glicol} = 3.168,10 \left[\frac{kg}{h} \right] \quad (165)$$

Para dimensionar el área de intercambio de calor es necesario calcular el coeficiente global de transferencia de calor al igual que con el caso del pasteurizador o del digestor. Entonces, se requiere definir la geometría del intercambiador para luego estimar sus números adimensionales y los coeficientes de transferencia.

La geometría seleccionada es un intercambiador de carcasa y tubo. Se debe definir cuál de los fluidos es transportado en los tubos del intercambiador y cuál pasa por la carcasa. En la literatura, generalmente se recomienda pasar el gas por los tubos y el líquido por la carcasa para mejorar la transferencia de energía [66, 105].

Para definir qué fluido pasará por la carcasa o los tubos, se utiliza un arreglo cuadrado de tubos y se calculan las características geométricas del intercambiador en dos casos: si el glicol pasa por los tubos y el biogás por la carcasa o si el glicol pasa por la carcasa y el biogás por los tubos.

La geometría de los arreglos cuadrados de tubos queda definida por:



$$De = \frac{4 \cdot \text{Radio hidraulico}}{\text{perimetro humedo}}$$

Cuadrado
$$De = \frac{4(P_T^2 - \pi d_o^2 / 4)}{\pi d_o}$$

Figura 10-21: Geometría arreglo cuadrado de tubos [105].

Donde D_e es el diámetro equivalente de del arreglo en [m], P_T es la separación entre los tubos en [m], C la separación entre tubos y d_0 el diámetro externo de los tubos. Los flujos involucrados en el intercambio de calor se definen a continuación:

Tabla 10-39: Flujos involucrados en el intercambio de calor en el enfriador [78].

Característica	Valor
Flujo de glicol frío [kg/s]	0,88
Flujo de glicol frío [m ³ /s]	7,90·10 ⁻⁴
Velocidad deseada [m/s]	2
Flujo de biogás caliente [kg/s]	0,08
Flujo de biogás frío [m ³ /s]	0,054
Velocidad deseada [m/s]	20

Si el glicol pasa por la carcasa, el área transversal de los tubos queda definida como siguen:

$$A = \frac{PB_1 \left[\frac{m^3}{s} \right]}{v_d \left[\frac{m}{s} \right]} \quad (166)$$

Donde A es el área transversal y v_d es la velocidad deseada. Así se puede calcular el diámetro del tubo y también su espesor [106].

Tabla 10-40: Dimensiones tubos en el caso del glicol pasando por la carcasa.

Dimensión	Valor
Espesor del tubo [m]	0,005
Área transversal en tubo [m ²]	0,003
Dinterno [m]	0,059
Dexterno [m]	0,064

Así se pueden calcular los parámetros de la Figura 10-21 según la ecuación en la misma figura, y también calcular el número de arreglos cuadrados según el área por arreglo dividido el área requerida para que el glicol tenga una velocidad de 2 [m/s]. Los resultados se muestran a continuación:

Tabla 10-41: Dimensiones para de la carcasa para el caso con el biogás en los tubos.

Dimensión	Valor
P_T [1,25*Dexterno Biogás]	0,0800
D_e [m] (arreglo cuadrado)	0,0633
C [m]	0,0160
Área transversal por cuadrado [m ²]	0,0032
Área transversal requerida para 2 [m/s] [m ²]	0,0004
N de arreglos cuadrados	0,1246

Debido a que el número de arreglos cuadrados es menor a uno, esta opción se descarta preliminarmente. Utilizando los mismos cálculos pero para el caso en que el biogás está en la carcasa, se tiene que:

Tabla 10-42: Resultados para el caso en donde el biogás pasa por la carcasa [105].

Dimensión	Valor
Espesor del tubo [m]	0,0034
Área transversal en tubo [m ²]	0,0004
D_{interno} [m]	0,0225
D_{externo} [m]	0,0259
P_T [1,25*Dexterno Glicol]	0,0323
D_e [m] (arreglo cuadrado)	0,0103
C [m]	0,0065
Área transversal por cuadrado [m ²]	0,0005
Área transversal requerida para 20 [m/s] [m ²]	0,0027
N de arreglos cuadrados	6

Así se puede seleccionar por características geométricas, que el biogás pasa por la carcasa y el glicol por los tubos, teniendo 6 arreglos cuadrados. Para el lado del glicol se debe estimar su número de Nusselt, Reynolds y Prandtl, según las propiedades mostradas a continuación:

Tabla 10-43: Propiedades del glicol [107].

Propiedad	Valor
Densidad Glicol [kg/m ³]	1.109
Viscosidad Glicol [kg/m*s]	0,017
Conductividad Glicol [W/m*K]	0,25
C_p Glicol [kJ/kg*K]	2,84

Luego el número de Reynolds queda [66]:

$$Re = \frac{D_{interno} \cdot v \cdot \rho_{glicol}}{\mu_{glicol}} = 2.932,47 \quad (167)$$

Donde $D_{interno}$ es el diámetro interno del tubo, v la velocidad del fluido, ρ_{glicol} la densidad del glicol y μ_{glicol} su viscosidad. El número de Prandtl es igual a 193,12 recordando que su valor se calcula con el calor específico del glicol por su viscosidad dividido su conductividad térmica [66].

El número de Nusselt se puede estimar para flujo en transición, según [108]:

$$Nu = 0,023 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,4} = 112,16 \quad (168)$$

Así utilizando las ecuaciones descritas en la sección 10.7.5, el coeficiente de transferencia por convección (h_0) es igual a 1247,57 [W/m² K].

En el lado del biogás se tienen las siguientes propiedades

Tabla 10-44: Propiedades del biogás [65].

Propiedad	Valor
Densidad Biogás [kg/m ³]	1,51
Viscosidad [kg/m s]	1,4·10 ⁻⁵
Cp biogás [kJ/kg K]	0,81
Conductividad biogás [W/m K]	0,03

Entonces, el número de Reynolds es igual a 19.680,94 (utilizando el diámetro equivalente de la carcasa) y el número de Prandtl es igual a 0,38. En la carcasa suponiendo que el cambio de fase del agua es despreciable en la transferencia de energía y que la viscosidad del biogás en el seno de la carcasa es similar a la de la pared, se tiene que el número de Nusselt es:

$$Nu = 0,36 \cdot Re^{0,55} \cdot Pr^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} = 60,15 \quad (169)$$

Así el coeficiente de transferencia de calor por convección en el lado del biogás (h_∞) es igual a 171,51 [W/m² K].

Finalmente, el coeficiente global de transferencia de calor es:

$$\frac{1}{U_{CHL-011}} = \frac{1}{\frac{D_{externo}}{D_{interno}} \cdot \frac{1}{h_0} + \frac{D_{externo}}{k_h} \cdot \ln\left(\frac{D_{externo}}{D_{interno}}\right) + \frac{1}{h_\infty}} \quad (170)$$

Lo que se traduce en un valor de 143,43 [W/m² K]. Luego utilizando que [105]:

$$Q_{CHL-011} = \eta \cdot U_{CHL-011} \cdot A \cdot \Delta T_{ln} \cdot F_T \quad (171)$$

Donde η es la eficiencia de intercambio y F_T es un factor de corrección por el uso de carcasa y tubo que no está en perfecta contracorriente. F_T se calcula según:

$$F_T = \frac{\sqrt{(R^2 + 1) \cdot \ln \left[\frac{1 - S}{1 - R \cdot S} \right]}}{(R - 1) \cdot \ln \left[\frac{2 - S \cdot (R + 1 - \sqrt{R^2 + 1})}{2 - S \cdot (R + 1 + \sqrt{R^2 + 1})} \right]}} \quad (172)$$

Donde R es igual a al cociente entra la diferencia de temperaturas del biogás y la diferencia de temperaturas del glicol, y S es el cociente entre la diferencia de temperaturas de entrada y salida del glicol y la diferencia de temperatura de entrada del glicol con la de entrada del biogás. Así los resultados para F_T son:

Tabla 10-45: Resultados para el cálculo del factor de corrección.

Dimensión	Valor
F_T	0,91
Diferencia Temperatura biogás [K]	21,00
Diferencia Temperatura Glicol [K]	4,00
Diferencia de temperatura de entrada del glicol con la de entrada del biogás [K]	28,00
R	5,25
S	0,14

Por lo que el área de intercambio de calor queda definida como:

$$A = \frac{10,00[kW] \cdot 1000 \left[\frac{W}{kW} \right]}{143,43 \left[\frac{W}{m^2 \cdot K} \right] \cdot 11,19 [K] \cdot 0,91 \cdot 0,8} = 2,75 [m^2] \quad (173)$$

10.7.11 Anexo G.11: Equipos de cogeneración (CHP-011) y caldera de recuperación de calor (CAL-011)

Los flujos involucrados para el cálculo de las dimensiones y la representación de los equipos en el diagrama de flujos, se presentan a continuación:

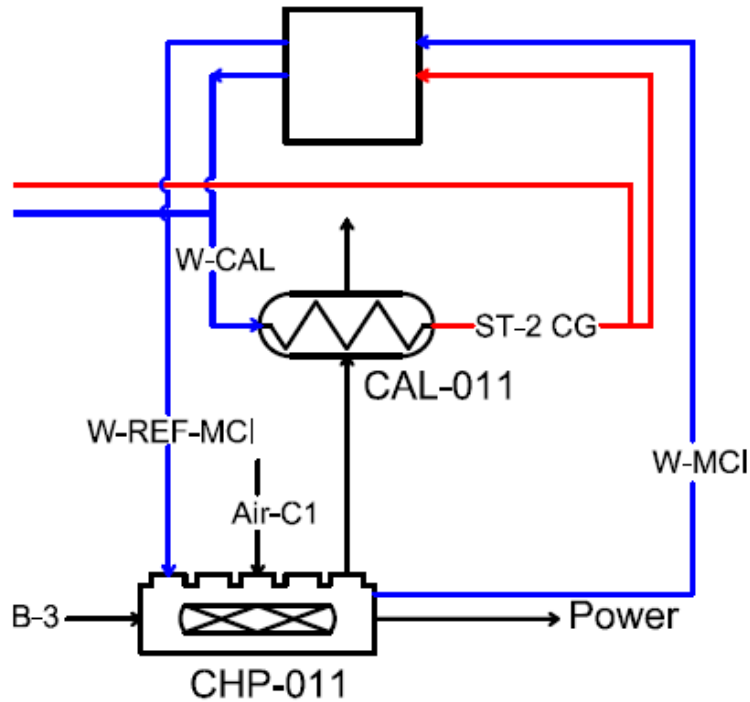


Figura 10-22: Representación de los equipos en el diagrama de flujos.

Para el cálculo de las dimensiones de los equipos de cogeneración, se estima la potencia térmica o eléctrica a generar y con esto se puede obtener los equipos a cotizar. En este caso, se optó por escoger la potencia eléctrica para el dimensionamiento del equipo. Así a partir de la energía disponible del biogás generado, se calculará la potencia del equipo según las características del energético.

En general, en el cálculo del poder calorífico del biogás, se utiliza el poder calorífico inferior (PCI) para no sobrestimar la energía posible a generar. Luego, es posible calcular el PCI del biogás según [67, 109, 110]:

$$PCI_{biogás} = (\%p/p)_{CH_4} \cdot PCI_{CH_4} \quad (174)$$

Las características del gas a utilizar y los resultados del cálculo de la energía disponible se muestra en la Tabla 10-46.

Tabla 10-46: Características del gas a utilizar en el equipo de cogeneración [111].

Característica	Valor
Flujo de gas kg/h	284,11
% de metano (p/p)	65,75%
Poder calorífico inferior metano [MJ/kg]	50,03
Flujo de energía Disponible [MJ/s]=[MW]	2,60

Es importante recalcar que los equipos de cogeneración poseen distintas eficiencias de conversión de energía dependiendo del tipo de tecnología y también de las

características específicas del equipo. Para la evaluación de las tecnologías de motor de combustión interna y de turbina a gas, se utiliza la siguiente tabla de eficiencias promedio extraída de la “Guía para calificación de consultores en Eficiencia Energética” [109]:

Tabla 10-47: Eficiencias promedio de conversión de energía en motores de combustión interna y turbinas a gas [109].

Balance Energía	Motor de Combustión Interna	Turbina a Gas
Calor Gases de combustión (% de la E. Disponible)	29%	59%
-Eficiencia Caldera de recuperación de calor	75%	80%
-Vapor a proceso (% de la E. de gases de combustión)	22%	47%
Calor de refrigeración (Agua caliente 80°C) (% de la E. Disponible)	25%	0%
Electricidad (% de la E. Disponible)	40%	35%
Pérdidas no aprovechables (% de la E. Disponible)	6%	6%
Total	100%	100%

Luego con la energía disponible es posible calcular las potencias del equipo se cogeneración. En este caso al calcular la potencia eléctrica ésta es de 1,04 [MW] (2,6 [MW]·40%), por lo que, como se explicó en la sección 4.5, se utilizará un motor de combustión interna para el caso base definido. Así la distribución de la generación de energía es la siguiente:

Tabla 10-48: Distribución de la generación de energía para el motor de combustión interna.

Generación	Valor
Calor Gases de combustión [MW]	0,75
-Vapor a proceso [MW]	0,56
Calor de refrigeración [MW]	0,65
Electricidad [MW]	1,04
Pérdidas no aprovechables [MW]	0,16
Total	2,60

Para el cálculo del agua necesaria para la refrigeración del equipo y la generación de vapor en la caldera de recuperación de calor, se supone que existe agua en un circuito cerrado, disponible a 25°C la que es calentada a 70°C para el caso de refrigeración y agua saturada a 100 [°C] en un circuito cerrado para el caso del vapor. Luego, se puede calcular el flujo de agua de refrigeración realizando un balance de energía:

$$Q_{ref} = C_{pH_2O} \cdot m_{ref_{H_2O}} \cdot (\Delta T_{H_2O}) \quad (175)$$

$$m_{ref_{H_2O}} = \frac{Q_{ref}}{C_{pH_2O} \cdot (\Delta T_{H_2O})} = \frac{0,65 \left[\frac{MJ}{s} \right] \cdot 1.000 \left[\frac{kJ}{MJ} \right] \cdot 3.600 \left[\frac{s}{h} \right]}{4,18 \left[\frac{kJ}{kg \cdot K} \right] \cdot (343,15 - 298,15)[K]} = 12.428,99 \left[\frac{kg}{h} \right] \quad (176)$$

Donde Q_{ref} es el calor de refrigeración, C_{pH_2O} el calor específico del agua, $m_{ref_{H_2O}}$ la masa de agua de refrigeración en circuito cerrado y ΔT_{H_2O} la diferencia de temperatura de salida y entrada del agua. En el caso del vapor a proceso se utiliza la siguiente ecuación:

$$Q_{vapor} = \lambda_{vap} \cdot m_{vap_{H_2O}} \quad (177)$$

$$m_{vap_{H_2O}} = \frac{Q_{vapor}}{\lambda_{vap}} = \frac{0,56 \left[\frac{MJ}{s} \right] \cdot 1.000 \left[\frac{kJ}{MJ} \right] \cdot 3.600 \left[\frac{s}{h} \right]}{2.256,54 \left[\frac{kJ}{kg} \right]} = 900,79 \left[\frac{kg}{h} \right] \quad (178)$$

Donde Q_{vapor} es la energía del vapor a proceso, λ_{vap} es el calor latente de vaporización y $m_{vap_{H_2O}}$ es la masa de agua en el circuito cerrado.

Finalmente, en el caso de la caldera de recuperación de calor para la generación de vapor, es necesario dimensionar el calor a transferir al agua destinada a la producción de vapor y así poder estimar su costo. El calor está definido en la Tabla 10-48 y es igual 0,56 [MW] o 1,93 [MBTU/h].

10.8 Anexo H: Detalle CAPEX

El detalle de los costos primarios por equipo se muestra en la Tabla 10-49. La estimación de los costos se realizó mediante el uso de la literatura (*Couper et al.* [55] y *Zomosa, Abdón* [56]) y la cotización de dos de los equipos más importantes económicamente (el equipo de cogeneración y el almacenamiento de biogás [30]). Para la actualización de precios se utilizó el índice CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Index*), que es publicado mes a mes y sirve para realizar la proporción entre el precio de un año y el actual [54]. En este caso se utilizaron los índices CEPCI anuales de plantas completas para la actualización del precio de cada equipo.

Además, se realiza la diferencia entre costos de equipos instalados y costos sin instalación ni transporte (FOB), siendo éstos últimos los que deben considerar los porcentajes de los costos directos, los indirectos y otros costos. Los costos de equipos instalados consideran el costo del terreno en los costos directos, los costos indirectos y otros costos asociados (ver Tabla 10-52).

Tabla 10-49: Estimación de los costos de inversión de los equipos [55, 56].

Equipo	Nombre	Dimensión	Unidad	N ^o	Precio Unitario USD\$	Precio Total USD\$	Fecha
TK-001	Tanque recepción	174.089,35	gal	1	\$ 36.345	\$ 36.345	2003
MILL-001	Molino	0,0	ton/h	1	\$ 0	\$ 0	2003
SCY-001	Tornillo sin fin	0,0	ft	1	\$ 0	\$ 0	2003
MIX-001	Tanque mezcla	0,0	gal	1	\$ 0	\$ 0	2003
MIX-001	Agitador del tanque	0,0	HP	1	\$ 0	\$ 0	2003
PTZ-001	Pasteurizador Calentamiento	22,9	ft2	1	\$ 1.853	\$ 1.853	2002
PTZ-001	Pasteurizador Enfriamiento	206,0	ft2	1	\$ 5.392	\$ 5.392	2002
DIG-001	Digestor tanque	6.581,0	m3	1	\$ 340.077	\$ 340.077	1992
DIG-001	Digestor agitador	10,0	HP	3	\$ 16.576	\$ 49.728	2003
SSL-021	Filtro	722,0	ft2	1	\$ 90.662	\$ 90.662	2003
GAS-011	Gasómetro	1.520,0	m3	1	\$ 67.891	\$ 67.891	2014
FLA-111	Antorcha	250,0	m3/h	1	\$ 0	\$ 0	
ABS-011	Absorvedor	14,0	N	1	\$ 32.001	\$ 32.001	1992
DES-011	Desorbedor	11,0	N	1	\$ 55.469	\$ 55.469	1992
CHL-011	Enfriador	29,552	ft2	1	\$ 3.614	\$ 3.614	2003
CHP-011	Equipo Cogeneración MCI	1.100,0	kWe	1	\$ 1.045.000	\$ 1.045.000	2013
CAL-011	Caldera recuperación calor (CHP) MCI	1,9	MBTU/h	1	\$ 56.930	\$ 56.930	2003

Tabla 10-50: Continuación de la estimación de los costos de inversión de los equipos [55, 56].

Equipo	Nombre	CEPCI Fecha 1	CEPCI 2014	Precio Actual [USD\$]	Tipo Costo	Observaciones
TK-001	Tanque recepción	401,7	572,8	\$ 51.826	FOB	Couper et al.
MILL-001	Molino	401,7	572,8	\$ 0	FOB	Couper et al.
SCY-001	Tornillo sin fin	401,7	572,8	\$ 0	FOB	Couper et al.
MIX-001	Tanque mezcla	401,7	572,8	\$ 0	FOB	Couper et al.
MIX-001	Agitador del tanque	401,7	572,8	\$ 0	FOB	Couper et al.
PTZ-001	Pasteurizador Calentamiento	401,7	572,8	\$ 2.643	FOB	Couper et al.
PTZ-001	Pasteurizador Enfriamiento	401,7	572,8	\$ 7.688	FOB	Couper et al.
DIG-001	Digestor tanque	358,2	572,8	\$ 543.819	FOB	Zomoza y Couper et al.
DIG-001	Digestor agitador	401,7	572,8	\$ 70.909	FOB	Couper et al.
SSL-021	Filtro	401,7	572,8	\$ 129.279	FOB	Couper et al.
GAS-011	Gasómetro	572,8	572,8	\$ 67.891	FOB	Cotización
FLA-111	Antorcha	401,7	572,8	\$ 0	FOB	Costo incluido en digestor
ABS-011	Absorvedor	358,2	572,8	\$ 51.173	Instalado	Zomosa
DES-011	Desorbedor	358,2	572,8	\$ 88.700	Instalado	Zomosa
CHL-011	Enfriador	401,7	572,8	\$ 5.153	FOB	Couper et al.
CHP-011	Equipo Cogeneración MCI	564	572,8	\$ 1.061.305	Instalado	Cotización
CAL-011	Caldera recuperación calor (CHP) MCI	401,7	572,8	\$ 81.179	Instalado	Couper et al.

10.8.1 Anexo H.1: Ejemplo de cálculo costo primario equipamiento según Couper et al.

En la sección 0 Dimensionamiento de equipos, se calcula la dimensión característica del equipo y con esto se puede estimar un costo de inversión. Para el caso del estanque de almacenamiento (TK-001) su dimensión característica es el volumen igual a 659 [m³] o 174.089,35 [gal]. Luego se puede utilizar que:

$$Costo_{2003} [USD\$] = 1,218 \cdot F_m \cdot \exp[2,631 + 1,3673 \cdot \ln(V) - 0,06309 \cdot \ln(V)^2] \quad (179)$$

Si el volumen del tanque (V) se encuentra entre los 1.300 y los 21.000 [gal] o:

$$Costo_{2003} [USD\$] = 1,218 \cdot F_m \cdot \exp[11,662 - 0,6104 \cdot \ln(V) + 0,04536 \cdot \ln(V)^2] \quad (180)$$

Si el volumen del tanque se encuentra entre los 21.001 y los 11.000.000 [gal] [55]. Además, F_m es el factor de costo por el material de construcción, que en este caso es concreto, por lo que F_m es igual a 0,55. Luego utilizando la segunda ecuación queda:

$$C = 1,218 \cdot 0,55 \cdot \exp[11,662 - 0,6104 \cdot \ln(174.089,35) + 0,04536 \cdot \ln(174.089,35)^2] \quad (181)$$

$$Costo_{2003} = 36.345 [USD\$] \quad (182)$$

Donde este costo está calculado para el año 2003, como precio sin instalación [55]. Luego el costo para el 2014 se puede estimar según [112, 113]:

$$Costo_{2014} [USD\$] = Costo_{2003} [USD\$] \cdot \frac{CEPCI_{2014}}{CEPCI_{2003}} = 36.345 \cdot \frac{572,8}{401,7} [USD\$] \quad (183)$$

$$Costo_{2014} = 51.826 [USD\$] \quad (184)$$

10.8.2 Anexo H.2: Ejemplo de cálculo costo primario equipamiento según Zomosa, Abdón.

En este caso el costo de inversión, se puede estimar según un gráfico que relaciona el precio del equipo con su característica principal. Para el caso del absorbedor es necesario conocer su número de etapas de equilibrio y su diámetro para estimar su costo. En este caso el cálculo de la sección 10.7.9, indica que el número de etapas es de 14 y que el diámetro es de 0,42 [m]. Así se puede estimar el precio de la torre para el año 1992:

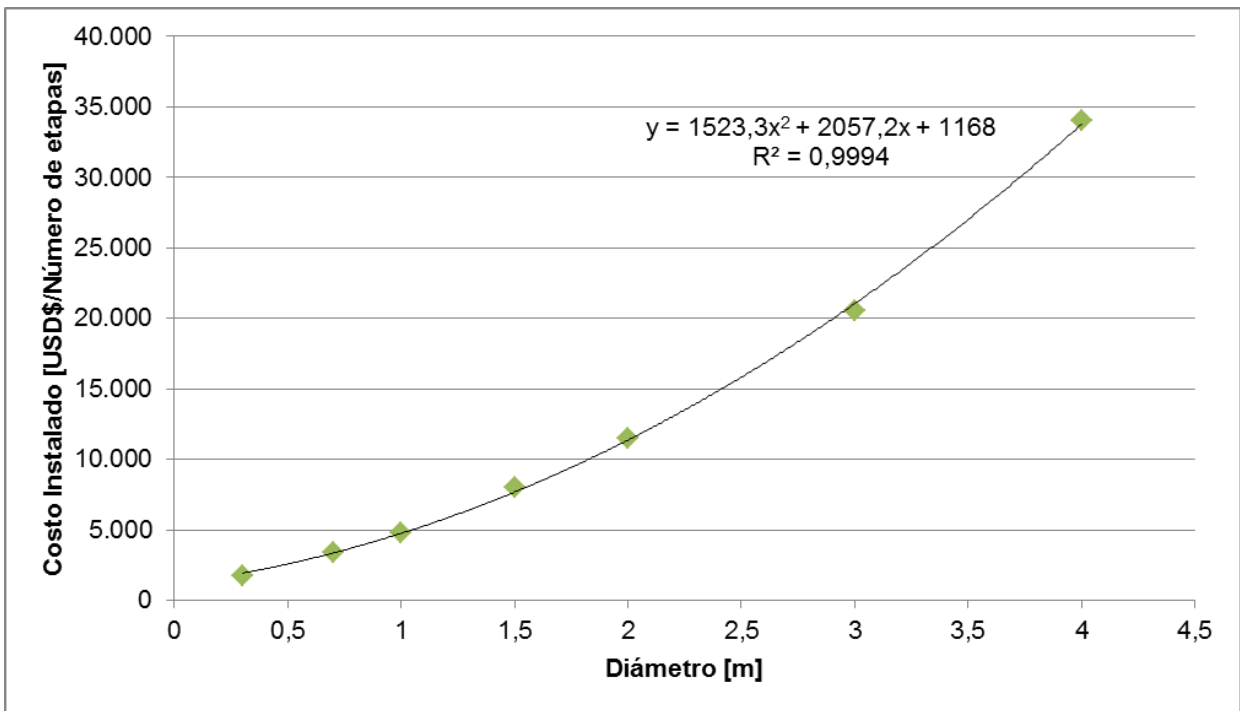


Figura 10-23: Costo de la torre por etapa según el diámetro del equipo [56].

Luego, el costo por etapa para la torre de absorción es 2.286 [USD\$/número de etapas], el que considera el equipo instalado, sólo sin considerar los costos indirectos y el uso de terreno. Finalmente, el precio de la torre es:

$$Costo_{1992}[USD\$] = 2.286 \cdot 14 [USD\$] = 32.001 [USD\$] \quad (185)$$

Considerando que el CEPCI de 1992 es igual a 358,2 [113], entonces el costo final es de 51.173 [USD\$].

10.8.3 Anexo H.3: Equipos cotizados

Los equipos cotizados para la estimación de costos fueron el digestor, el equipo de cogeneración y el gasómetro.

Según cotizaciones para el equipo de cogeneración, éste posee un *Budget Price* (precio de presupuesto) de unos 950 [USD\$/kWe] en el caso de motores de combustión interna para con potencias de generación eléctrica mayores a 250 [kWe]. En el caso de capacidades menores el precio asciende a 1.135 [USD\$/kWe]. Para las turbinas a gas el precio de presupuesto es de 850 [USD\$/kWe] para tamaños mayores a 2 [MWe].

En el caso del gasómetro se pudo conseguir los precios para distintos tamaños, mostrados en la siguiente figura:

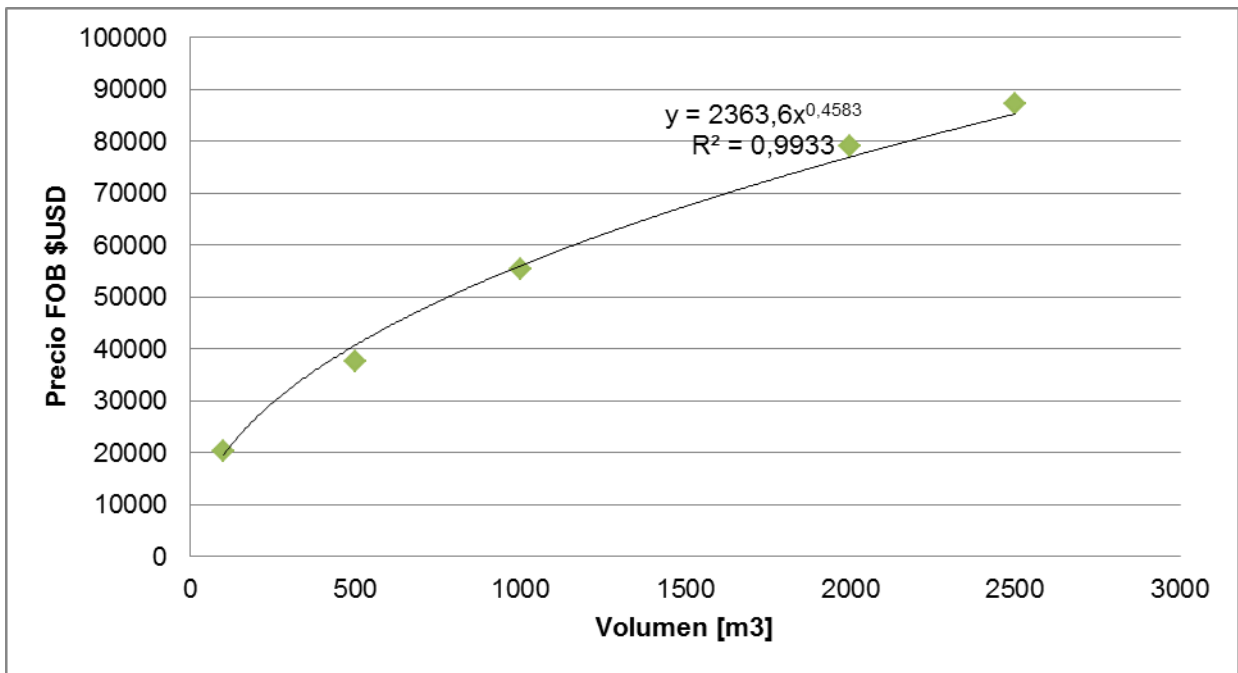


Figura 10-24: Costo cotizado para el gasómetro de doble membrana de PVC.

De la sección 0, se conoce que el volumen del gasómetro es de 1520 [m³], lo que se traduce en un costo de 67.891 [USD\$] sin considerar los gastos de instalación (precio FOB).

10.8.4 Anexo H.4: Estimación costo área general

El costo del área general considera los costos numerados en la Tabla 10-51. Estos buscan principalmente brindar un ambiente grato de trabajo a los operadores y administrativos de la planta. La estimación de estos costos se hace en base a [54].

Tabla 10-51: Estimación de costos del área general, correspondiente al edificio administrativo de control [54].

Área 000: General	Precio Unitario [USD\$]	Unidad	Cantidad	Precio [USD\$]
Pavimentación	\$ 70	m ²	1.000	\$ 70.000
Ed. Personal Paredes	\$ 13	m	40	\$ 500
Ed. Personal Piso y techo	\$ 21	m ²	100	\$ 2.140
Ed. Personal Áreas verdes	\$ 10	m ²	20	\$ 200
Muebles	-	-	-	\$ 1.704
Útiles de oficina	\$ 5	-	20	\$ 100
Herramientas	\$ 60	-	100	\$ 6.000
Sistemas computacionales	\$ 2.500	-	3	\$ 7.500
Total				\$ 88.144

La compra de vehículos para el transporte de materia prima no se considera en el caso base, debido a que el transporte de materia no debería ser necesario si se realiza un

proyecto de autoabastecimiento con residuos propios. Sin embargo, se realiza un análisis de sensibilidad con respecto a este punto en la sección 6.7.

10.8.5 Anexo H.5: Estimación CAPEX

A continuación, se presenta el detalle de los costos de inversión para el caso base estudiado:

Tabla 10-52: Detalle de los costos de inversión para el caso base estudiado [53, 54].

Planta de Biogás para autoabastecimiento Energético		
Productos: Energía térmica, Eléctrica y abono	Capacidad Anual: 108.528.000 [kg/año]	
Fecha: 14-12-2014	Horas operación anuales: 7.752	
	%	Total USD\$
Costos Directos		
Total Equipos precio FOB	69,30%	\$ 1.829.702
<i>Equipamiento primario</i>	33,30%	\$ 879.208
<i>Elevación equipamiento</i>	7,30%	\$ 192.739
<i>Instalación Instrumentación</i>	2,50%	\$ 66.007
<i>Piping Instalado</i>	3,50%	\$ 92.409
<i>Instalación servicios eléctricos</i>	4,10%	\$ 108.251
<i>Edificación</i>	8,00%	\$ 211.221
<i>Preparación del terreno</i>	1,50%	\$ 39.604
<i>Servicios generales y comunicación</i>	8,10%	\$ 213.861
<i>Terreno</i>	1,00%	\$ 26.403
Total Equipos precio Instalado	69,30%	\$ 1.301.132
<i>Suma precio instalado</i>	68,30%	\$ 1.282.357
<i>Terreno equipos instalados</i>	1,00%	\$ 18.775
Área 000: general	69,30%	\$ 88.144
Total Costos directos	69,30%	\$ 3.218.979
Costos Indirectos		
Ingeniería y supervisión	4,00%	\$ 185.800
Construcción	10,20%	\$ 473.789
Contrato constructor	1,50%	\$ 69.675
Contingencias	15,00%	\$ 696.749
Total Costos Indirectos	30,70%	\$ 1.426.012
Otros Costos		
Costos del Dueño (5% [Costo Directo + Costo Indirecto])	5%	\$ 232.250
Costo de ejecución en Chile (8% del costo directo)	8%	\$ 257.518
	CAPEX	\$ 5.134.758

Cabe destacar que los porcentajes utilizados para el equipamiento primario, la elevación equipamiento, la instalación de la instrumentación, el piping instalado, la instalación servicios eléctricos, la edificación, la preparación del terreno, los servicios generales y comunicación, el terreno, la ingeniería y supervisión, la construcción, el contrato con el constructor, las contingencias y costo de ejecución en Chile son los recomendados en el Manual de análisis económico de procesos químicos [53]. La estimación de los costos del dueño se obtiene de [54].

Además, según la Guía de Planificación para proyectos de biogás en Chile los costos de las obras civiles (estanques, salas de máquinas, pavimentaciones y fundaciones) deben ser entre el 43 y el 50% del costo de inversión total [30]. En este caso se consideran el tanque de recepción, el tanque de mezcla, el digestor, el gasómetro y los tanques de absorción y desorción en las obras civiles. Así, considerando los mismos porcentajes del cálculo de la inversión total se puede estimar el CAPEX para las obras civiles en 2.429.087 [USD\$], siendo un 47,3% del total. El detalle de la inversión en obras civiles se muestra en la Tabla 10-53.

Tabla 10-53: Detalle de la inversión en obras civiles.

Obras Civiles	Valor [USD\$]
Equipamiento primario	\$ 663.536
Elevación equipamiento	\$ 145.460
Instalación Instrumentación	\$ 49.815
Piping Instalado	\$ 69.741
Instalación servicios eléctricos	\$ 81.697
Edificación	\$ 159.408
Preparación del terreno	\$ 29.889
Servicios generales y comunicación	\$ 161.401
Terreno	\$ 19.926
Instalado obras Civiles	\$ 141.921
Suma precio instalado	\$ 139.873
Terreno equipos instalados	\$ 2.048
Costos Directos obras civiles	\$ 1.522.794
Ingeniería y supervisión	\$ 87.896
Construcción	\$ 224.134
Contrato constructor	\$ 32.961
Contingencias	\$ 329.609
Costos Indirectos obras civiles	\$ 674.600
Costos del Dueño	\$ 109.870
Costo de ejecución en Chile	\$ 121.824
CAPEX obras civiles	\$ 2.429.087

10.9 Anexo I: Detalle OPEX

El detalle de los costos operacionales se presenta en la Tabla 10-54, donde se detallan las referencias de donde se obtuvieron los costos:

Tabla 10-54: Detalle de los costos operacionales considerados en el proyecto (continúa en la siguiente página).

Item	Cantidad Anual	Unidad	Precio Unitario [USD\$]	Costo Anual [USD\$/Año]	Costo Unitario [USD\$/MWhe]	Referencias
MATERIAS PRIMAS						
Residuos	108.528	ton	\$ 0	\$ 0	\$ 0	-
Sub-total				\$ 0	\$ 0	-
SUMINISTROS						
Energía Térmica (Autoconsumo)	5.457,70	MBTU	\$ 13,9	\$ 75.664	\$ 10	[59]
Electricidad (Autoconsumo)	387.600,00	kWh	\$ 0,1	\$ 26.402	\$ 3	[58]
Potencia	50,00	kW/año	\$ 66,2	\$ 3.308	\$ 0	[58]
Agua	1,00	lt/s	\$ 841,8	\$ 842	\$ 0	[114]
Glicol	2,86	m3	\$ 1.569,0	\$ 4.971	\$ 1	[115]
Sub-total				\$ 111.187	\$ 15	-
PERSONAL CONTRATADO						
Operarios	8		\$ 7.070,71	\$ 56.566	\$ 7	[116]
Jefe de planta	1		\$ 20.202,02	\$ 20.202	\$ 2	[116]
Encargado mantención	1		\$ 16.161,62	\$ 16.162	\$ 2	[116]
Choferes Semana	0		\$ 12.121,21	\$ 0	\$ 0	[117]
Choferes Fin de semana	0		\$ 5.050,51	\$ 0	\$ 0	[117]
Sub-total				\$ 92.929	\$ 12	-
PERSONAL SUBCONTRATADO						
Servicio de aseo	1		\$ 5.050,5	\$ 5.051	\$ 1	[118]
Servicio de seguridad	4		\$ 6.060,6	\$ 24.242	\$ 3	[116]
Sub-total				\$ 29.293	\$ 4	-
TRATAMIENTO DIGESTATO						
Operación Planta de Compostaje	0	ton	\$ 30,0	\$ 0	\$ 0	[63]
Sub-total				\$ 0	\$ 0	
OTROS						
Transporte de materia prima	0,00	km	\$ 0,73	\$ 0	\$ 0	[62]
Mantención (5% costo físico de la planta)				\$ 158.690	\$ 22	[54, 57]
Seguros (0,5% costo físico de la planta)				\$ 15.869	\$ 2	[54, 57]

Item	Cantidad Anual	Unidad	Precio Unitario [USD\$]	Costo Anual [USD\$/Año]	Costo Unitario [USD\$/MWhe]	Referencias
Gastos generales de la planta (50% sueldos del personal)				\$ 46.465	\$ 6	[54, 57]
OPEX (5% contingencias)				\$477.155	\$ 67	

Los costos de operación presentados por MWhe están dentro de los órdenes de magnitud presentados en la literatura [22]. En el cálculo de los costos por energía térmica y eléctrica se utilizan los dimensionamientos de los equipos para conocer cuánta energía de la producida, es consumida dentro de la planta de biogás (autoconsumo). Estos costos se están considerando en el OPEX, ya que en el flujo de caja se utiliza como ingreso toda la energía térmica y eléctrica generada que se usa y como costos la autoconsumida, teniendo el ahorro posible como flujo neto. El OPEX sin gastos de electricidad ni energía térmica es de 369.985 [USD\$], teniendo un costo unitario de 48 [USD\$/MWhe].

El cálculo de cada uno de los requerimientos operacionales se realiza en las secciones siguientes. En la Tabla 10-55 se muestran los datos utilizados para el cálculo del OPEX.

Tabla 10-55: Características del proceso utilizadas para el cálculo del OPEX.

Característica del proceso	Valor	Comentario
Estiércol cerdo [USD\$/ton]	0	Precio de la materia prima
Costo Físico de la planta [USD\$]	\$ 3.173.801	Costos directos de la planta sin los gastos
Precio del dólar [CLP\$/USD\$]	594	Precio del dólar Estadounidense al 14-11-2014
Días de operación anuales	340	Días de operación anuales en la planta de biogás
% horas de operación que se produce	95%	Porcentaje de las horas de operación disponibles en las que realmente se produce
Horas de operación disponibles	8.160	Horas de operación totales considerando los 340 días de operación
Horas de operación reales	7.752	Horas reales de operación de la planta de biogás
% de la potencia eléctrica que utilizado	95%	Porcentaje de la potencia eléctrica generada que se utiliza para ahorro
% de la energía térmica utilizado	95%	Porcentaje de la potencia térmica generada que se utiliza para ahorro
% del abono vendido	60%	Porcentaje del abono generado que es vendido
Energía Eléctrica Anual Usada [Mwhe/año]	7.647	Energía eléctrica que se utiliza y es un ahorro real
Energía Térmica Anual Usada [MWhth/año]	8.938	Energía térmica que se utiliza y es un ahorro real
Potencia eléctrica Usada [MW]	0,99	Potencia eléctrica que se utiliza y es un ahorro real
Abono vendido [kg/año]	3.090.895	Kilogramos de abono que se vende de lo que está disponible
Producción Energía Eléctrica Anual [Mwhe/año]	8.050	Producción total de energía eléctrica
Producción Energía Térmica Anual [MWhth/año]	9.408	Producción Total de energía térmica
Potencia eléctrica [MW]	1,04	Potencia eléctrica instalada por el equipo de generación
Producción Abono [kg/año]	5.151.491	Kilogramos de abono totales producidos en la planta

10.9.1 Anexo I.1: Cálculo energía autoconsumida y costos

La energía consumida por la planta de biogás se puede estimar según el dimensionamiento de los equipos. Es importante señalar que el consumo promedio de energía eléctrica de una planta de biogás se encuentra entre el 5 y 10% de la energía generada y para el caso de la energía térmica entre 15 y 40% [30].

10.9.1.1 Anexo I.1.1: Energía eléctrica

En el caso de la energía eléctrica se tiene que la potencia total requerida por los equipos dimensionados es de aproximadamente 33 [kW] o 45 [HP] (agitadores del digester con 30 [HP] y equipo de filtración con una potencia de 15 [HP]). Sin embargo, se debe tener en cuenta que existirán otros equipos consumidores de energía eléctrica

(bombas, compresores, iluminación, control, etc.), los que se suponen como un 50% de la potencia requerida por los equipos dimensionados. Así la potencia total requerida por la planta de biogás es de aproximadamente 50 [kW] que corresponde al 5,07% de la potencia instalada.

Los precios históricos para la tarifa AT.3 de Chilectra en el año 2014 se muestran a continuación:

Tabla 10-56: Tarifas históricas AT.3 Chilectra S.A [58].

Mes	Año	Cargo Fijo	Cargo por demanda máxima parcialmente presente en punta [CLP/kW]	Cargo por demanda máxima Presente en punta[CLP/kW]	Cargo por energía [CLP/kWh]
Enero	2014	904,70	3.183,34	4.683,03	39,87
Febrero	2014	912,15	3.192,09	4.693,97	39,87
Marzo	2014	914,93	3.195,47	4.698,19	39,87
Abril	2014	917,90	3.201,83	4.706,15	39,87
Mayo	2014	918,46	2.843,14	4.148,18	40,85
Junio	2014	922,99	2.842,81	4.147,76	40,85
Julio	2014	928,72	2.847,76	4.153,96	40,85
Agosto	2014	927,71	2.845,55	4.151,18	40,85
Septiembre	2014	934,29	2.853,32	4.160,90	40,85
Octubre	2014	936,39	2.861,87	4.171,60	40,85

La tarifa AT.3 posee cobros por cargo fijo, por energía y por potencia, siendo éste último diferenciado para en horas punta (leídas desde 18:00 a 23:00 hrs. en los meses de abril a septiembre) o fuera de punta.

El precio de la energía eléctrica utilizado es de 40,46 [CLP\$/kWh]. Este precio corresponde al promedio cobrado para una tarifa AT.3 de la empresa distribuidora Chilectra, entre enero y octubre de 2014. La utilización del precio de la energía se justifica en que la variación de éste no supera el 4% con respecto a su correspondiente periodo anterior, en los últimos 3 años [58].

Para el precio de la potencia eléctrica, debido a que no se conocen las demandas eléctricas de las empresas a evaluar, se asume que las horas punta al mes serán 150 y las totales serán 720 [h]. Luego el cálculo simplificado de este precio se asume como un promedio ponderado para el año como sigue:

$$\text{Precio Potencia} \left[\frac{\$CLP}{kW} \right] = \left[\overline{\$Fuera} \cdot \left(1 - \frac{150 [h]}{720 [h]} \right) + \overline{\$Punta} \cdot \frac{150 [h]}{720 [h]} \right] \cdot 12 [meses] \quad (186)$$

Donde $\overline{\$Fuera}$ es el precio promedio fuera de punta entre enero y octubre de 2014 y $\overline{\$Punta}$ es el precio promedio en horario punta entre enero y octubre de 2014. Así el precio a utilizar para un año en el cálculo del ahorro es de 39.302,56 [CLP\$/kW].

10.9.1.2 Anexo I.1.2: Energía térmica

El ahorro por energía térmica a utilizar se realiza estimado el gasto en el que se incurriría para generar vapor a partir de gas natural. El autoconsumo de energía térmica se puede estimar desde los requerimientos de vapor para el equipo de tratamiento térmico. En este se utilizan 185,70 [kW] de potencia térmica, equivalentes a 1.439,54 [MWh] por año o el 16% de la energía térmica disponible anualmente.

El calor requerido proviene de vapor saturado a 100 [°C], por lo que la estimación del Gas Natural requerido se basará en la energía necesaria para evaporar agua saturada a 100[°C]. Suponiendo que 1 [m³] de Gas Natural combustionado equivale a 10,81[kWh] y que existe una eficiencia de transferencia de calor de un 90%, se tiene que [59]:

$$GN[m^3] = \frac{1.439,54[MWh] \cdot 1.000[kWh/MWh]}{10,81 [kWh] \cdot 0,90} = 147.985,33 [m^3] \quad (187)$$

Siendo *GN* consumo en gas natural anual. Además suponiendo que 1 [m³] es equivalente a 36.880 [BTU], se tiene que el consumo anual de gas natural equivaldría a 5.457,70 [MBTU]. Utilizando el tarifado industrial de la empresa distribuidora de gas natural Metrogas S.A. se puede estimar el precio por MBTU equivalente a 13,86 [USD\$/MBTU] [59]. Además, considerando las conversiones anteriores se tiene que los 8.937,69 [MWh] de energía térmica ahorrada equivalen a 826.916,42 [m³] de gas natural equivalentes ahorrados o a 30.496,68 [MBTU].

10.9.2 Anexo I.2: Cálculo Agua y Glicol requerido

Los requerimientos de agua anuales según las horas de operación, se muestran en la tabla a continuación:

Tabla 10-57: Flujos de agua en utilizados en el proceso.

Flujo	Valor
Requerimientos Mixer [kg/h]	0,00
Requerimientos Absorvedor-Desorvedor[kg/h] (circuito cerrado)	198.000,00
Requerimientos CHP [kg/h] (circuito cerrado)	13.329,78
Req agua Circuito cerrado [kg/año] (cambio 4 veces al año)	845.319,12
Total Agua Requerida [kg/año]	845.319,12

Debido a que no existen circuitos abiertos de agua que se pierda en el proceso en el caso base (no existiría agua para la mezcla con el residuo), se supone que el cambio del agua en los circuitos cerrados será 4 veces al año. Así el agua requerida para estos circuitos es de 845.319,12 [kg] anuales. En el caso del glicol el recambio se asume 1 vez al año por lo que su requerimiento anual es de 3.168,08 [kg].

10.9.3 Anexo I.3: Cálculo del costo de transporte

En el caso estudiado no se considera el uso de transporte, sin embargo se realiza un análisis de sensibilidad con respecto a estos costos, por lo que la metodología de cálculo debe ser explicada.

El costo de transporte se estima según el documento “Análisis de costo y competitividad de modos de transporte terrestre de carga interurbana” [62]. Este indica que los costos para un camión, se pueden estimar por km, así considerando un precio del petróleo Diésel de 600 [CLP\$] y un rendimiento de 2,25 km por litro para un camión con estanque y carga de 25 ton, se puede estimar el precio en 436,28 [CLP\$/km] (ver Tabla 10-58) [62].

Tabla 10-58: Costos de transporte para un camión

Costo	Valor [CLP\$/km]
Costo combustible	\$ 291,03
Costo de circulación	\$ 26,38
Costo Mantenimiento	\$ 73,09
Costo gestión y administración	\$ 27,25
Otros gastos de operación	\$ 18,53
Total	\$ 436,28

Además, es necesario conocer el número de camiones y así el número de operarios para poder estimar sus costos. Para esto se sigue la siguiente metodología:

1. Primero se estima la distancia promedio del viaje a la planta de biogás de ida y vuelta en [km],
2. Así considerando una velocidad de transporte promedio de 60 [km/h] se puede estimar el tiempo de viaje, y sumándole una hora de carga y una hora de descarga, se estima el tiempo total de una carga de 25 [ton].
3. Utilizando que las jornadas diarias de trabajo son de 9 horas se puede estimar el número de viajes posibles al día para 1 camión.
4. Un día de trabajo requiere de 336 [ton] de residuo, por lo que el número de repartos necesarios al día resulta del cociente entre 336 y 25 [ton].
5. Con el número de repartos necesarios y el número de viajes posibles para 1 camión, se puede estimar el número de camiones necesarios con el cociente entre los repartos necesarios y los viajes posibles.
6. El número de choferes que trabajan en turnos en la semana será igual al número de camiones y considerando cubrir los fines de semana, se debe contratar igual número para cubrir sábados y domingos.

Un ejemplo de cálculo de estos valores para una distancia de 10 [km] se resume en la Tabla 10-59. Es necesario señalar que las cifras se encuentran redondeadas, para que tengan sentido en la realidad.

Tabla 10-59: Ejemplo de cálculo del costo de transporte para una distancia de transporte de 10 [km]

Característica	Valor
Distancia promedio a planta de biogás [km]	10
Velocidad promedio camión [km/h]	60
Tiempo de viaje promedio [min]	10
Tiempo Carga [min]	60
Tiempo Descarga [min]	60
Tiempo total [min]	130
Horas de trabajo diaria camiones [h]	9
Número estimado de viajes al día por camión	4
Capacidad camión [ton]	25
Requerimiento 1 día [ton]	336
Número de repartos necesarios al día (total)	14
Número de camiones necesario al día (total)	4
Choferes semana necesarios	4
Choferes de fin de semana necesario	4
km anuales Totales (4 camiones)	54.400
Costo anual [CLP\$]	\$ 23.733.523
Costo anual [USD\$]	\$ 39.955

10.10 Anexo J: Flujo de caja

Tabla 10-60: Flujo de caja caso base esperado

	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10	Año 11	Año 12	Año 13	Año 14	Año 15
(+) Ahorro Energía Eléctrica		520.908	520.908	520.908	520.908	520.908	520.908	520.908	520.908	520.908	520.908	520.908	520.908	520.908	520.908	520.908
(+) Ahorro Potencia Eléctrica		65.272	65.272	65.272	65.272	65.272	65.272	65.272	65.272	65.272	65.272	65.272	65.272	65.272	65.272	65.272
(+) Ahorro Energía térmica		422.799	422.799	422.799	422.799	422.799	422.799	422.799	422.799	422.799	422.799	422.799	422.799	422.799	422.799	422.799
(+) Ventas abono		218.636	218.636	218.636	218.636	218.636	218.636	218.636	218.636	218.636	218.636	218.636	218.636	218.636	218.636	218.636
(-) OPEX		-477.155	477.155	477.155	477.155	-477.155	-477.155	477.155	477.155	477.155	477.155	477.155	477.155	477.155	477.155	-477.155
(-) Pago Interés crédito		-361.743	348.420	334.032	318.492	-301.709	-283.583	264.008	242.866	220.033	195.373	168.741	139.978	108.914	-75.365	-39.132
(+/-) Ganancias/pérdidas de Capital		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	150.506
(-) Depreciaciones		-651.764	651.664	644.062	644.162	-644.062	-17.895	-21.745	-22.497	-21.747	-20.995	-17.895	-17.895	-21.745	-3.750	-852
(-) Pérdidas ejercicio anterior		0	263.048	512.674	740.309	-952.504	-1.147.816	698.836	234.130	0	0	0	0	0	0	0
(=) Utilidad antes de Impuesto		-263.048	512.674	740.309	952.504	-1.147.816	-698.836	234.130	250.965	508.678	534.090	563.823	592.586	619.800	671.344	860.981
Impuesto (20%)		0	0	0	0	0	0	0	-50.193	101.736	106.818	112.765	118.517	123.960	134.269	-172.196
(=) Utilidad después de Impuesto		-263.048	512.674	740.309	952.504	-1.147.816	-698.836	234.130	200.772	406.943	427.272	451.058	474.068	495.840	537.075	688.785
(+) Depreciaciones		651.764	651.664	644.062	644.162	644.062	17.895	21.745	22.497	21.747	20.995	17.895	17.895	21.745	3.750	852
(-/+) Ganancias/pérdidas de Capital		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-150.506
(+) Pérdida ejercicio anterior		0	263.048	512.674	740.309	952.504	1.147.816	698.836	234.130	0	0	0	0	0	0	0
(=) Flujo de caja Operacional	0	388.716	402.038	416.427	431.967	448.750	466.875	486.451	457.400	428.690	448.267	468.953	491.964	517.585	540.825	539.131
(-) Inversiones	-5.134.758	0	0	-100	0	0	-7.600	-1.704	-6.000	-100	0	0	-7.600	0	-1.704	0
(-) IVA de la inversión	-975.604	0	0	-19	0	0	-1.444	-324	-1.140	-19	0	0	-1.444	0	-324	0
(+) Recuperación del IVA de la inversión	0	975.604	0	0	19	0	0	1.444	324	1.140	19	0	0	1.444	0	324
(+) Valor Residual de los activos	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1.460.118
(-) Capital de trabajo	-184.992	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
(+) Recuperación del Capital de Trabajo	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	184.992
(+) Préstamos	4.521.788	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
(-) Amortizaciones	0	-166.535	179.858	194.247	209.787	-226.570	-244.695	264.271	285.412	308.245	332.905	359.537	388.300	419.364	452.914	-489.147
(=) Flujo de Capitales	-1.773.567	809.069	179.858	194.366	209.768	-226.570	-253.739	264.855	292.229	307.224	332.886	359.537	397.344	417.920	454.941	1.156.287
Flujo de caja Neto	-1.773.567	1.197.784	222.180	222.061	222.199	222.180	213.136	221.596	165.171	121.465	115.381	109.416	94.619	99.664	85.884	1.695.418

El financiamiento supone una cuota fija durante 15 años del proyecto a una tasa de interés del 8%. A continuación se detalla el flujo para el caso en que se posee el 15% de la inversión total (CAPEX y capital de trabajo) como capital propio.

Tabla 10-61: Cálculo del préstamo necesario para el caso base estudiado.

Característica	Valor
% Capital propio	15%
CAPEX	\$ 5.134.758
Capital de Trabajo	\$ 184.992
Capital propio	\$ 797.963
Préstamo Total	\$ 4.521.788

Tabla 10-62: Flujos para el financiamiento del proyecto, años 0 a 7.

	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7
Deuda Inicial	\$ 4.521.788	\$ 4.521.788	\$ 4.355.253	\$ 4.175.395	\$ 3.981.148	\$ 3.771.361	\$ 3.544.792	\$ 3.300.096
Cuota	\$ 0	\$ 528.278	\$ 528.278	\$ 528.278	\$ 528.278	\$ 528.278	\$ 528.278	\$ 528.278
Interés	\$ 0	\$ 361.743	\$ 348.420	\$ 334.032	\$ 318.492	\$ 301.709	\$ 283.583	\$ 264.008
Amortización	\$ 0	\$ 166.535	\$ 179.858	\$ 194.247	\$ 209.787	\$ 226.570	\$ 244.695	\$ 264.271
Deuda Final	\$ 4.521.788	\$ 4.355.253	\$ 4.175.395	\$ 3.981.148	\$ 3.771.361	\$ 3.544.792	\$ 3.300.096	\$ 3.035.826

Tabla 10-63: Flujos para el financiamiento del proyecto, años 8 a 15.

	Año 8	Año 9	Año 10	Año 11	Año 12	Año 13	Año 14	Año 15
Deuda Inicial	\$ 3.035.826	\$ 2.750.413	\$ 2.442.168	\$ 2.109.263	\$ 1.749.725	\$ 1.361.425	\$ 942.060	\$ 489.147
Cuota	\$ 528.278	\$ 528.278	\$ 528.278	\$ 528.278	\$ 528.278	\$ 528.278	\$ 528.278	\$ 528.278
Interés	\$ 242.866	\$ 220.033	\$ 195.373	\$ 168.741	\$ 139.978	\$ 108.914	\$ 75.365	\$ 39.132
Amortización	\$ 285.412	\$ 308.245	\$ 332.905	\$ 359.537	\$ 388.300	\$ 419.364	\$ 452.914	\$ 489.147
Deuda Final	\$ 2.750.413	\$ 2.442.168	\$ 2.109.263	\$ 1.749.725	\$ 1.361.425	\$ 942.060	\$ 489.147	\$ 0

Además, las depreciaciones se calculan según la metodología del Servicio de Impuestos Internos (SII). Luego para los bienes físicos de la planta se tiene que [119]:

Tabla 10-64: Depreciaciones para la planta de producción de biogás [119].

	Vida útil	Depreciación acelerada	Costo inicial	Depreciación anual
Terreno			\$ 1.308.759	\$ 0
Edificación	40	13	\$ 232.636	\$ 17.895
Camiones	6	2	\$ 0	\$ 0
Maquinaria	15	5	\$ 3.130.835	\$ 626.167
Útiles de oficina	3	1	\$ 100	\$ 100
Muebles	7	2	\$ 1.704	\$ 852
Herramientas	8	2	\$ 6.000	\$ 3.000
Sistemas computacionales	6	2	\$ 7.500	\$ 3.750

Luego, el flujo anual de depreciaciones y de reinversiones según la vida útil de los bienes es:

Tabla 10-65: Flujo de depreciaciones y reinversiones anuales, años 1 a 7.

Bienes Físicos	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7
Terreno	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
Edificación	\$ 17.895	\$ 17.895	\$ 17.895	\$ 17.895	\$ 17.895	\$ 17.895	\$ 17.895
Camiones	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
Maquinaria	\$ 626.167	\$ 626.167	\$ 626.167	\$ 626.167	\$ 626.167	\$ 0	\$ 0
Útiles de oficina	\$ 100	\$ 0	\$ 0	\$ 100	\$ 0	\$ 0	\$ 100
Muebles	\$ 852	\$ 852	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
Terreno	\$ 3.000	\$ 3.000	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
Edificación	\$ 3.750	\$ 3.750	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 3.750
Total Depreciaciones	\$ 651.764	\$ 651.664	\$ 644.062	\$ 644.162	\$ 644.062	\$ 17.895	\$ 21.745
Reinversiones	\$ 0	\$ 0	-\$ 100	\$ 0	\$ 0	-\$ 7.600	-\$ 1.704

Tabla 10-66: Flujo de depreciaciones y reinversiones anuales, años 7 a 15.

Bienes Físicos	Año 8	Año 9	Año 10	Año 11	Año 12	Año 13	Año 14	Año 15
Terreno	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
Edificación	\$ 17.895	\$ 17.895	\$ 17.895	\$ 17.895	\$ 17.895	\$ 17.895	\$ 0	\$ 0
Camiones	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
Maquinaria	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
Útiles de oficina	\$ 0	\$ 0	\$ 100	\$ 0	\$ 0	\$ 100	\$ 0	\$ 0
Muebles	\$ 852	\$ 852	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 852
Terreno	\$ 0	\$ 3.000	\$ 3.000	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
Edificación	\$ 3.750	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 3.750	\$ 3.750	\$ 0
Total Depreciaciones	\$ 22.497	\$ 21.747	\$ 20.995	\$ 17.895	\$ 17.895	\$ 21.745	\$ 3.750	\$ 852
Reinversiones	-\$ 6.000	-\$ 100	\$ 0,00	\$ 0,00	-\$ 7.600	\$ 0,00	-\$ 1.704	\$ 0,00

Finalmente, la depreciación total, el valor libro, el número de reinversiones y el valor residual de los bienes se muestra en la Tabla 10-67.

Tabla 10-67: Depreciación total, valor libro, número de reinversiones y valor residual de los bienes.

Bienes Físicos	Depreciación total	Valor libro	Número de reinversiones	Valor Residual
Terreno	\$0	\$1.308.759	0	\$ 1.308.759
Edificación	\$232.636	\$0	0	\$ 145.398
Camiones	\$0	\$0	2	\$ 0
Maquinaria	\$3.130.834	\$0	0	\$ 0
Útiles de oficina	\$100	\$0	4	\$ 0
Muebles	\$852	\$852	2	\$ 1.461
Terreno	\$6.000	\$0	1	\$ 750
Edificación	\$7.500	\$0	2	\$ 3.750
Total	\$ 3.377.923	\$1.309.611,3	11	\$ 1.460.118