



UNIVERSIDAD DE LEÓN

INSTITUTO DE MEDIO AMBIENTE, RECURSOS NATURALES
Y BIODIVERSIDAD

Grupo de Ingeniería Química, Ambiental y Bioprocesos

Valorización de residuos mediante
microplantas descentralizadas de digestión
anaerobia

*Waste valorization through anaerobic digestion
decentralised microplants*

León, octubre de 2019

Tesis presentada por
Rubén González González
para optar al grado de doctor

Directores:
Xiomar Gómez Barrios
Daniel Blanco Cobián

AGRADECIMIENTOS

Quiero dar las gracias a la Dra. Xiomar Gómez Barrios y al Dr. Daniel Blanco Cobián por su disposición, guía y apoyo en la dirección de esta tesis y al Dr. Antonio Morán por darme la oportunidad de formar parte del IRENA. Sin ellos este trabajo no hubiera sido posible.

Quisiera extender mi agradecimiento a los compañeros que he tenido a lo largo de estos años. Sin duda alguna, siempre ocuparéis un lugar en mi memoria.

Gracias a todos.

ÍNDICE GENERAL

Índice general.....	I
Índice de figuras.....	VII
Índice de tablas.....	XI
Glosario de abreviaturas.....	XV
Resumen.....	XVII
Abstract.....	XIX

1 DIGESTIÓN ANAEROBIA DE RESIDUOS. PROCESO Y ESTADO DEL ARTE	1
1.1 INTRODUCCIÓN	3
1.2 EL PROCESO DE DIGESTIÓN ANAEROBIA	5
1.2.1 Descripción general del proceso	5
1.2.2 Parámetros que influyen en el proceso.....	8
1.3 ESTADO DEL ARTE DE LAS TECNOLOGÍAS DE DIGESTIÓN ANAEROBIA DE RESIDUOS.....	11
1.3.1 Situación actual.....	11
1.3.2 Tecnologías del proceso de digestión anaerobia.....	12
1.3.3 Valorización del biogás.....	24
1.4 OBJETIVOS Y PLAN DE TRABAJO	27
1.4.1 Objetivos específicos.....	27
1.4.2 Plan general de trabajo	28
1.5 BIBLIOGRAFÍA.....	30
2 MATERIALES Y MÉTODOS.....	37
2.1 MATERIALES UTILIZADOS	39
2.1.1 Sustratos	39
2.1.2 Inóculos.....	40
2.2 MÉTODOS ANALÍTICOS.....	40
2.2.1 Caracterización de residuos y digeridos. Técnicas analíticas	40
2.2.2 Caracterización y cuantificación de gases	44
2.3 ANÁLISIS DE CICLO DE VIDA Y COSTE DE CICLO DE VIDA	45
2.3.1 Análisis de ciclo de vida.....	45
2.3.2 Coste de ciclo de vida.....	46
2.4 BIBLIOGRAFÍA.....	47

3 ESTUDIO DE LA INFLUENCIA DEL PRETRATAMIENTO MEDIANTE TRITURACIÓN E HIDRÓLISIS EN EL PROCESO DE DIGESTIÓN ANAEROBIA DE FRUTAS Y VERDURAS.... 49

3.1	INTRODUCCIÓN	51
3.2	OBJETIVOS.....	54
3.2.1	Objetivo principal.....	54
3.2.2	Diseño experimental	54
3.3	MATERIALES Y MÉTODOS.....	55
3.3.1	Caracterización de los residuos	55
3.3.2	Ensayos de trituración e hidrólisis.....	56
3.3.3	Ensayos de biodegradabilidad	57
3.3.4	Ensayos de digestión anaerobia en semicontinuo.....	60
3.4	RESULTADOS Y DISCUSIÓN	63
3.4.1	Caracterización de los residuos	63
3.4.2	Ensayos de trituración e hidrólisis.....	65
3.4.3	Ensayos de biodegradabilidad	71
3.4.4	Ensayos de digestión anaerobia en semicontinuo.....	74
3.5	CONCLUSIONES	82
3.6	BIBLIOGRAFÍA.....	84

4 APPLICATION OF THERMAL ANALYSIS FOR EVALUATING THE EFFECT OF GLYCERINE ON DIGESTION OF SWINE MANURE..... 89

4.1	INTRODUCTION	91
4.2	MATERIALS AND METHODS.....	93
4.2.1	Inoculum and substrate	93
4.2.2	Digestion experiments	93
4.2.3	Analytical techniques	95
4.3	RESULTS AND DISCUSSION	96
4.3.1	Digestion experiments	96
4.3.2	TA of substrate samples	101
4.3.3	TA of digested samples	103
4.4	CONCLUSIONS	108
4.5	REFERENCES	109

5 ANAEROBIC DIGESTION OF FOURTH RANGE FRUIT AND VEGETABLE PRODUCTS: COMPARISON OF THREE DIFFERENT SCENARIOS FOR ITS VALORISATION BY LIFE CYCLE ASSESSMENT AND LIFE CYCLE COSTING..... 113

5.1	INTRODUCTION	115
5.2	OBJECTIVES.....	118
5.2.1	Main objective	118

5.2.2	Analysis strategy	118
5.3	MATERIALS AND METHODS.....	120
5.3.1	Life Cycle Assessment and Life Cycle Costing	120
5.3.2	Definition of the goal and scope	120
5.3.3	Description of the different scenarios.....	122
5.3.4	Definition of the process parameters.....	125
5.3.5	Life Cycle Assessment	131
5.3.6	Life Cycle Costing	132
5.4	RESULTS AND DISCUSSION	133
5.4.1	Life Cycle Assessment	133
5.4.2	Life Cycle Costing	139
5.5	CONCLUSIONS	144
5.6	REFERENCES	145
6	OPERACIÓN DEL PROTOTIPO DE MICROPLANTA FLEXIBLE DE DIGESTIÓN ANAEROBIA.....	153
6.1	INTRODUCCIÓN	155
6.2	OBJETIVOS.....	156
6.2.1	Objetivo principal.....	156
6.2.2	Diseño experimental	157
6.3	MATERIALES Y MÉTODOS.....	158
6.3.1	Residuos utilizados.....	158
6.3.2	Prototipo de microplanta flexible de digestión anaerobia	159
6.3.3	Operación del prototipo.....	164
6.3.4	Balances de materia.....	166
6.3.5	Parámetros químicos del proceso	168
6.3.6	Análisis de rendimiento biológico	168
6.3.7	Análisis energético	169
6.4	RESULTADOS Y DISCUSIÓN	173
6.4.1	Balances de materia.....	173
6.4.2	Parámetros químicos del proceso	176
6.4.3	Análisis de rendimiento biológico	178
6.4.4	Análisis energético	182
6.5	CONCLUSIONES	187
6.6	BIBLIOGRAFÍA.....	189
7	EVALUACIÓN DE LA EFICIENCIA Y MADUREZ TECNOLÓGICA DE LA MICROPLANTA FLEXIBLE DE DIGESTIÓN ANAEROBIA.....	193
7.1	INTRODUCCIÓN	195

7.2	OBJETIVOS.....	197
7.2.1	Objetivo principal.....	197
7.2.2	Estrategia de evaluación	198
7.3	MATERIALES Y MÉTODOS.....	200
7.3.1	Modelización de la planta	200
7.3.2	Determinación del nivel de madurez tecnológica	206
7.4	RESULTADOS Y DISCUSIÓN	208
7.4.1	Contenido en SV del sustrato de alimentación.....	209
7.4.2	Velocidad de carga orgánica	209
7.4.3	Demanda de energía térmica y uso del sistema de calefacción	210
7.4.4	Volumen de alimentación por ciclo.....	211
7.4.5	Tasa de recirculación.....	212
7.4.6	Producción de biogás	213
7.4.7	Balance energético.....	214
7.5	CONCLUSIONES	216
7.6	BIBLIOGRAFÍA.....	218
8	CONCLUSIONES GENERALES	221
9	ANEXO 1: DATOS ANÁLISIS DE CICLO DE VIDA Y COSTE DE CICLO DE VIDA	227
9.1	INTRODUCCIÓN.....	229
9.2	TRITURACIÓN E HIDRÓLISIS.....	229
9.2.1	Datos de partida.....	229
9.2.2	E1, E2 Y E3	230
9.3	TRANSPORTE	231
9.3.1	Datos de partida.....	231
9.3.2	E1 Transporte por carretera (diésel)	232
9.3.3	E2 Transporte por carretera (biometano)	233
9.3.4	E3 Transporte por sistema de tuberías	234
9.4	PLANTA DE DIGESTIÓN ANAEROBIA	236
9.4.1	Datos de partida.....	236
9.4.2	E1, E2 y E3	237
9.5	APROVECHAMIENTO DE BIOGÁS.....	242
9.5.1	E1 y E3 CHP	242
9.5.2	E2 Producción de biometano	244
9.6	PRODUCCIÓN DE BIOFERTILIZANTE.....	252
9.6.1	E1, E2 y E3	252
9.6.2	Datos de partida.....	252

9.7	COSTES E INGRESOS GLOBALES DE LA INSTALACIÓN	258
9.7.1	Datos de partida.....	258
9.7.2	E1	258
9.7.3	E2	259
9.7.4	E3	260
9.8	RESUMEN GENERAL	261
9.8.1	E1	261
9.8.2	E2	266
9.8.3	E3	272
10	ANEXO 2: DESCRIPCIÓN DEL PROTOTIPO DE MICROPLANTA FLEXIBLE DE DIGESTIÓN ANEROBIA.....	279
10.1	COMPONENTES DEL PROTOTIPO DE MICROPLANTA FLEXIBLE DE DIGESTIÓN ANAEROBIA	281
10.1.1	Unidad de pretratamiento.....	281
10.1.2	Digestor principal	281
10.1.3	Depósito auxiliar.....	283
10.1.4	Depósito de digerido	283
10.1.5	Caseta de control.....	284
10.1.6	Sistema de tuberías y valvulería	284
10.1.7	Sistema de calefacción	287
10.1.8	Sistema de evacuación, medición y análisis de biogás.....	288
10.1.9	Unidad de control.....	291
10.1.10	Sinóptico de control.....	293
10.1.11	Registro de datos.....	297
10.2	DESCRIPCIÓN DEL ALGORITMO DE CONTROL	299
10.2.1	Modos de operación.....	299
10.2.2	Estados de funcionamiento	300
11	ANEXO 3: MODELOS DE ANÁLISIS.....	303
11.1	BALANCE DE MATERIA A LA UNIDAD DE PRETRATAMIENTO.....	305
11.2	MODELO PARA EL CÁLCULO DE LA CAPACIDAD DE OPERACIÓN DEL SISTEMA DE CALEFACCIÓN	307
11.2.1	Modelo energético	307
11.2.2	Características de la instalación.....	310
11.3	DETERMINACIÓN DE LA FRECUENCIA DE FUNCIONAMIENTO DE LOS CALENTADORES DE AGUA ELÉCTRICOS	314

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1 Esquema del proceso de digestión anaerobia de la materia orgánica compleja	7
Figura 1.2 a) Digestión anaerobia en discontinuo; b) Digestión anaerobia en continuo una etapa; c) Digestión anaerobia en continuo dos etapas. Elaboración propia, basado en Bouallagui et al. (2005).	14
Figura 1.3 Sistema Biocel (IGWsrl, 2015)	15
Figura 1.4 Sistema 3A Biogas (3A Biogas, 2016).....	16
Figura 1.5 Sistema Bekon Mini (Bekon, 2018).....	16
Figura 1.6 Sistema Valorga (Valorga International, 2006).....	17
Figura 1.7 Sistema BTA. a) Agitación mecánica; b) Agitación mediante recirculación de biogás (BTA International, 2017)	18
Figura 1.8 Sistema Xergi (Xergi, 2016)	19
Figura 1.9 Sistema PowerRing (Biogest, 2019).....	19
Figura 1.10 Sistema Kompogas (Hz-innova, 2017)	21
Figura 1.11 Sistema Dranco (OWS, 2013)	22
Figura 1.12 Sistema Home Biogas (Home Biogas, 2018)	24
Figura 1.13 a) Sistema de micro-CHP; b) Estación de biometano (CCI Bioenergy, 2017)	26
Figura 1.14 Plan de trabajo	28
Figura 2.1 Residuos de frutas y verduras procedentes de la industria alimentaria de productos de cuarta gama	39
Figura 2.2 Digerido procedente de un digestor anaerobio de un centro de tratamiento de residuos	40
Figura 2.3 Diagrama de Van Soest	43
Figura 2.4 Equipo para la determinación del tamaño de partícula	44
Figura 3.1 Diseño experimental	55
Figura 3.2 Banco de digestores de 3 L usado en los ensayos de digestión anaerobia en semicontinuo	61
Figura 3.3 Residuos utilizados	63
Figura 3.4 Distribución volumétrica del tamaño de partícula del residuo tras el triturado inicial.....	65
Figura 3.5 Distribución volumétrica del tamaño de partícula de la fracción triturada menor de 1 mm	66
Figura 3.6 Distribución volumétrica relativa del tamaño de partícula	70
Figura 3.7 a) Tasa de producción acumulada de metano; b) Tasa de producción de metano	72

Figura 3.8 Correlación entre los parámetros SSA y k	73
Figura 3.9 Evolución del pH y la producción de metano durante el periodo de adaptación de los digestores DA-MF y DA-MH.....	75
Figura 3.10 Evolución de los principales parámetros del ensayo de digestión anaerobia en semicontinuo	79
Figura 3.11 Rendimientos de producción de metano. a) Periodos 1-30 y 31-57; b) Periodo 31-42.....	80
Figura 3.12 Aspecto del digerido al finalizar los ensayos en los digestores a) DA-MF; b) DA-MH	81
Figura 3.13 Digerido estabilizado durante 6 meses. a) Centrifugado; b) Sedimentado	82
Figure 4.1 Cumulative biogas curves obtained from batch digestion experiments of glycerine and swine manure (SM) along with fitted curves for the exponential and modified Gompertz equation (a); Biogas curves from co-digestion experiments at different volumetric percentage of glycerine in the mixture (b); Their fitted biogas curves (c).....	97
Figure 4.2 Concentration of volatile fatty acids measured in glycerine batch digestion system (main VFA figure) and VFA concentration of co-digestion systems for the different volumetric proportions of glycerine content tested (represented as insert in the main figure)	101
Figure 4.3 TG, DTG and DSC curves obtained from substrate samples: swine manure (a); Glycerine (b)	103
Figure 4.4 TG (a); DTG (b); DSC curves of digestate samples obtained from semi-continuous co-digestion experiments for the different volumetric proportion of glycerine tested (dSM_G4, dSM_G6, dSM_G8) and final stabilisation phase (dSM_Gend) (c).....	107
Figure 5.1 Analysis strategy	119
Figure 5.2 Treatment process	120
Figure 5.3 Scenario 1	123
Figure 5.4 Scenario 2	124
Figure 5.5 Scenario 3	125
Figure 5.6 Analysis of impact of the anaerobic digestion plant.....	134
Figure 5.7 Analysis of impact of the waste treatment system. a) Scenario 1; b) Scenario 2; c) Scenario 3	137
Figure 5.8 Comparison of environmental impacts of three scenarios for the use of methane obtained from the digestion of organic waste.....	138
Figure 5.9 Comparison of the LCC across the three scenarios	143
Figura 6.1 Diseño experimental	157
Figura 6.2 a) Recepción y triaje del residuo; b) Sistema de transporte de residuo	158

Figura 6.3 Esquema general de la microplanta flexible de digestión anaerobia	159
Figura 6.4 a) Triturador JWCE Muffin Monster; b) Unidad de pretratamiento	160
Figura 6.5 Unidad de pretratamiento y digestor principal.....	161
Figura 6.6 Intercambiador de calor. a) Integrado en el sistema de calefacción; b) Desmontado	163
Figura 6.7 Unidad de control ubicada en el interior de la caseta de control.....	164
Figura 6.8 Distribución temporal de las entradas (residuo triturado y líquido de dilución) y salidas (sustrato alimentado) de la unidad de pretratamiento según la aplicación del modelo de alimentación	174
Figura 6.9 Balance de materia del sistema de digestión anaerobia. a) Flujos máxicos durante el periodo d55 - d90; b) Flujos máxicos durante el periodo completo; c) Sólidos volátiles durante el periodo d55 - d90; d) Sólidos volátiles durante el periodo completo	175
Figura 6.10 Evolución de los parámetros químicos del digerido durante el proceso. a) Contenido en ST y SV; b) pH y contenido en nitrógeno amoniacal; c) Contenido en AGV; d) Alcalinidad	176
Figura 6.11 Evolución de la riqueza en metano del biogás	180
Figura 6.12 Evolución de la VCO y la producción de metano	181
Figura 6.13 Evolución del TRH y la tasa de producción de biogás.....	182
Figura 6.14 Diagrama de Sankey del balance energético del prototipo según el escenario B.....	187
Figura 7.1 Estrategia de evaluación	199
Figura 7.2 Escala de niveles TRL.....	208
Figura 7.3 Representación del contenido en SV del sustrato alimentado al digestor ($\text{g SV L}_{\text{alim.}}^{-1}$).....	209
Figura 7.4 Representación de la VCO del digestor ($\text{g SV L}_{\text{dig}}^{-1} \text{d}^{-1}$)	210
Figura 7.5 Representación del uso del sistema de calefacción (%)	211
Figura 7.6 Representación del funcionamiento del sistema de alimentación. Volumen de alimentación ($\text{L}_{\text{alim.}} \text{ciclo}^{-1}$).....	212
Figura 7.7 Representación del sistema de recirculación. Renovaciones (h^{-1}).....	213
Figura 7.8 Representación de la capacidad de evacuación del contador de gas (%)...	213
Figura 7.9 Diagrama de Sankey en el punto de operación teórico con VCO de $2,7 \text{ g SV L}_{\text{dig}}^{-1} \text{d}^{-1}$	215
Figura A1.1 Balance de materia en la planta digestión anaerobia	239
Figura A1.2 Balance de materia y energía para la producción de biometano	249
Figura A1.3 Balance de materia en la separación sólido-líquido	254
Figura A2.1 Unidad de pretratamiento	281
Figura A2.2 Digestor principal.....	283

Figura A2.3 Sistema de tuberías y valvulería.....	284
Figura A2.4 Configuración para agitación/calefacción	285
Figura A2.5 Configuración para alimentación/purga	287
Figura A2.6 Sistema de calefacción.....	288
Figura A2.7 Pestaña "Proceso"	294
Figura A2.8 Pestaña "Parámetros".....	296
Figura A2.9 Pestaña "Tendencias"	297
Figura A2.10 Flujograma de prioridades del sistema de control.....	302
Figura A3.1 Modelo de operación de la unidad de pretratamiento.....	306
Figura A3.2 Diagrama de Sankey de la energía aportada al proceso	308
Figura A3.3 Curva límite de operación del sistema de calefacción	314

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 3.1 Composición del residuo	63
Tabla 3.2 Caracterización química del residuo.....	64
Tabla 3.3 Producción de gas durante los ensayos de hidrólisis.....	67
Tabla 3.4 Contenido en DQO, AGV, ST y SV en los ensayos de hidrólisis	68
Tabla 3.5 Parámetros de distribución volumétrica del tamaño de partícula	70
Tabla 3.6 Ajuste al modelo de producción acumulada de metano	73
Tabla 3.7 Caracterización de los digeridos	81
Table 4.1 Characteristics of inoculum and substrates.....	93
Table 4.2 Methane yield (Y_{CH_4}) from batch tests and yields calculated from the digestion of the sole substrate. Parameters from the exponential and modified Gompertz equation are also listed.....	99
Table 4.3 Parameters calculated from the thermal profiles obtained from digested samples.....	106
Table 5.1 Parameters of the Inventory of LCA common to the three scenarios	126
Table 5.2 Scenario specific parameters for each stage of the LCA.....	127
Table 5.3 Initial capital investment in facilities and equipment and operating costs of three scenarios	140
Table 5.4 Costs and revenues for the operational stage based on the functional unit of the LCA, for treating 1.000 tonnes of hydrolysed waste per year based on assumptions proposed by Hadidi, et al. (2017) and Mills et al. (2014)	141
Table 5.5 End of life disposal costs for facilities and equipment.....	142
Tabla 6.1 Datos recogidos para el balance de materia y el rendimiento biológico	167
Tabla 6.2 Porcentajes de operación en cada estado de funcionamiento.....	171
Tabla 6.3 Indicadores de rendimiento biológico	178
Tabla 6.4 Distribución de consumo energético periodo 55-90	185
Tabla 7.1 Parámetros de consumo energético para VCO de $2,7 \text{ g SV } L_{\text{dig}}^{-1} \text{ d}^{-1}$	207
Tabla 7.2 Distribución de tiempos de funcionamiento de los diferentes actuadores en el punto de operación ensayado y en punto de operación teórico	215
Tabla A1.1 Datos de partida trituración e hidrólisis E1, E2 y E3	229
Tabla A1.2 Materiales trituración e hidrólisis E1, E2 y E3	230
Tabla A1.3 Energía trituración e hidrólisis E1, E2 y E3	230
Tabla A1.4 Costes trituración e hidrólisis E1, E2 y E3.....	230
Tabla A1.5 Ingresos trituración e hidrólisis E1, E2 y E3	231
Tabla A1.6 Datos partida transporte E1, E2 y E3.....	231
Tabla A1.7 Datos partida transporte E1	232
Tabla A1.8 Materiales transporte E1	232

Tabla A1.9 Costes transporte E1	233
Tabla A1.10 Datos de partida transporte E2	233
Tabla A1.11 Materiales transporte E2	233
Tabla A1.12 Costes transporte E2	234
Tabla A1.13 Datos de partida transporte E3	234
Tabla A1.14 Materiales transporte E3	235
Tabla A1.15 Energía transporte E3.....	235
Tabla A1.16 Costes transporte E3	236
Tabla A1.17 Ingresos transporte E3	236
Tabla A1.18 Datos de partida planta digestión anaerobia E1, E2 y E3	237
Tabla A1.19 Materiales planta digestión anaerobia E1, E2, y E3.....	239
Tabla A1.20 Energía planta digestión anaerobia E1, E2 y E3.....	240
Tabla A1.21 Costes planta digestión anaerobia E1, E2 y E3	241
Tabla A1.22 Ingresos planta digestión anaerobia E1, E2 y E3	241
Tabla A1.23 Datos partida CHP E1 y E3.....	242
Tabla A1.24 Materiales CHP E1 y E3	243
Tabla A1.25 Energía CHP E1 y E3	243
Tabla A1.26 Costes CHP E1 y E3.....	244
Tabla A1.27 Ingresos CHP E1 y E3	244
Tabla A1.28 Datos de partida producción de biometano E2.....	245
Tabla A1.29 Materiales producción de biometano E2	250
Tabla A1.30 Energía producción de biometano E2	250
Tabla A1.31 Costes producción de biometano E2.....	251
Tabla A1.32 Ingresos producción de biometano E2.....	252
Tabla A1.33 Datos de partida producción biofertilizante E1, E2 y E3.....	253
Tabla A1.34 Materiales producción biofertilizante E1, E2 y E3	256
Tabla A1.35 Energía producción biofertilizante E1, E2 y E3	257
Tabla A1.36 Costes producción biofertilizante E1, E2 y E3.....	257
Tabla A1.37 Ingresos producción biofertilizante.....	258
Tabla A1.38 Datos de partida ingresos globales	258
Tabla A1.39 Ingresos globales instalación E1.....	259
Tabla A1.40 Costes globales instalación E2.....	259
Tabla A1.41 Ingresos globales instalación E2.....	260
Tabla A1.42 Ingresos globales instalación E3.....	260
Tabla A1.43 Resumen general materiales E1	261
Tabla A1.44 Resumen general energía E1.....	263
Tabla A1.45 Distribución consumo energía térmica E1.....	263
Tabla A1.46 Distribución consumo energía eléctrica E1	264

Tabla A1.47 Balance global energía E1	264
Tabla A1.48 Costes globales E1.....	265
Tabla A1.49 Ingresos globales E1.....	265
Tabla A1.50 Resumen general materiales E2.....	266
Tabla A1.51 Resumen general energía E2.....	268
Tabla A1.52 Distribución consumo energía térmica E2.....	269
Tabla A1.53 Distribución consumo energía eléctrica E2	269
Tabla A1.54 Costes globales E2.....	270
Tabla A1.55 Ingresos globales E2.....	271
Tabla A1.56 Resumen general materiales E3.....	272
Tabla A1.57 Resumen general energía E3.....	274
Tabla A1.58 Distribución consumo energía térmica E3.....	274
Tabla A1.59 Distribución consumo energía eléctrica E3	275
Tabla A1.60 Balance global energía E3	276
Tabla A1.61 Costes globales E3.....	276
Tabla A1.62 Ingresos globales E3.....	277
Tabla A2.1 Campos del registro de datos.....	297
Tabla A3.1 Características térmicas del cerramiento del digestor	310
Tabla A3.2 Características térmicas del sistema de tuberías	311
Tabla A3.3 Características térmicas del intercambiador	311
Tabla A3.4 Características térmicas de la bomba principal.....	312

GLOSARIO DE ABREVIATURAS

AD	<i>Anaerobic Digestion</i>
AGV	Ácidos Grasos Volátiles
BMP	<i>Biochemical Methane Potential</i>
B ₀	Producción última de metano
BG	Biogás
CHP	<i>Combined Heat and Power</i>
COP _{el}	<i>Coefficient Of Performance</i> (eléctrico)
COP _{th}	<i>Coefficient Of Performance</i> (térmico)
CSTR	<i>Continuous Stirred Tank Reactor</i>
C/N	Carbono-Nitrógeno
DQO	Demanda Química de Oxígeno
DQO _s	Demanda Química de Oxígeno soluble
DQO _t	Demanda Química de Oxígeno total
DSC	<i>Differential Scanning Calorimetry</i>
DTG	<i>Derivative Thermogravimetric</i>
FORSU	Fracción Orgánica de los Residuos Sólidos Urbanos
GEI	Gases de Efecto Invernadero
HRT	<i>Hydraulic Retention Time</i>
LCA	<i>Life Cycle Assessment</i>
LCC	<i>Life Cycle Costing</i>
OLR	<i>Organic Load Rate</i>
PCI	Poder Calorífico Inferior
PFR	<i>Plug Flow Reactor</i>
PGPR	<i>Plant Growth-Promoting Rhizobacteria</i>
SSA	<i>Specific Superficial Area</i>
SM	<i>Swine Manure</i>
ST	Sólidos Totales
SV	Sólidos Volátiles
TA	<i>Thermal Analysis</i>
TG	<i>Thermogravimetric</i>
TRH	Tiempo de Retención Hidráulica
TRL	<i>Technology Readiness Level</i>
TS	<i>Total Solids</i>
UE	Unión Europea
VCO	Velocidad de Carga Orgánica
VFA	Volatile Fatty Acids
VS	<i>Volatile Solids</i>

RESUMEN

Este trabajo se centra en la determinación de la viabilidad técnica, ambiental y económica del tratamiento descentralizado de residuos orgánicos, mediante el uso de microplantas de digestión anaerobia, en consonancia con las estrategias europeas en materia medioambiental y energética. Se ha tenido en cuenta el desarrollo del proceso de digestión, el estado del arte de la tecnología y también las implicaciones coyunturales de la implantación de dicha estrategia, destacando el transporte de los residuos y la valorización de los diferentes productos como elementos clave. Para ello se han utilizado las herramientas de análisis de ciclo de vida y coste de ciclo de vida.

La estrategia de gestión de los residuos se basa en su digestión anaerobia a pequeña escala y cerca de sus puntos de generación, evitando así la emisión de gases de efecto invernadero producidos durante su degradación incontrolada. El proceso permite llevar a cabo, por un lado, la recuperación de energía en forma de biogás, considerando diferentes posibilidades de aprovechamiento, y por otro, una recuperación de nutrientes con la aplicación agronómica del digerido.

Inicialmente se valoró la influencia de la logística del residuo en la evolución de la digestión, fijándose principalmente en los parámetros de estabilidad y rendimiento del proceso. Para ello se realizaron ensayos a escala de laboratorio en los que se evaluaron parámetros químicos y biológicos, unido al grado de estabilización alcanzado. Se observó que el pretratamiento permite llevar a cabo el proceso de forma estable sin reducir su rendimiento, el cual fue de $338 \text{ mL CH}_4 \text{ g SV}^{-1}$. Asimismo, se determinó que el análisis termogravimétrico resulta relevante a la hora de evaluar la degradación de los digeridos, específicamente la aplicación de la calorimetría diferencial de barrido que permitió observar relaciones significativas en diferentes puntos del rango de temperatura entre los 200 y los 700 °C.

En la siguiente etapa del trabajo, se evaluaron ambiental y económicamente tres escenarios de valorización del biogás y de logística del residuo, ya que un adecuado suministro no solo influiría de manera directa en su cadena de valor y en la viabilidad económica, sino también en el impacto medioambiental de la estrategia de aprovechamiento. Se utilizaron para la evaluación herramientas de análisis de ciclo de

vida y coste de ciclo de vida. Este análisis permitió conocer la influencia de las diversas alternativas utilizadas en diferentes indicadores ambientales como el agotamiento de recursos abióticos, calentamiento global, agotamiento del ozono estratosférico, ecotoxicidad acuática y terrestre o eutrofización entre otros. Este análisis puso de manifiesto que el transporte por carretera del residuo y la valorización del biogás en unidades de cogeneración resulta ser la mejor opción medioambiental debido al hecho de que la energía eléctrica y térmica producida mediante cogeneración sustituye a la producida mediante combustibles fósiles. A pesar de que ninguno de los escenarios evaluados resultó viable económicamente, la valorización del biogás mediante unidades de cogeneración, resultó ser la opción más favorable ya que presentó la menor cuantía de pérdidas (130.146 €) de los tres escenarios propuestos. El estudio también demostró que es necesario aumentar el valor ambiental y económico del proceso valorizando los digeridos para la producción de biofertilizantes.

Posteriormente, se evaluó el estado de la técnica de las microplantas de digestión anaerobia mediante el análisis técnico y funcional de un prototipo. Para ello, se llevó a cabo un ensayo que se prolongó durante 15 semanas. Se evaluó el rendimiento biológico, la estabilidad del proceso, la producción de metano y el rendimiento energético mediante la determinación de los consumos asociados a los diferentes estados y sistemas de la instalación. Se puso de manifiesto la capacidad del prototipo para poder llevar a cabo el proceso, así como sus rendimientos energéticos (COP_{th} de 2,64 y COP_{el} de 0,95) para una velocidad de carga orgánica de $1,06 \text{ g SV } L_{dig}^{-1} \text{ d}^{-1}$.

Por último, se evaluó dicha instalación en función de diferentes variables técnicas y operativas (p.e. carga orgánica del residuo, relación de dilución, periodo de alimentación, etc.) las cuales definen diferentes regímenes de funcionamiento. Esta evaluación permitió predecir la influencia de las variables para distintos parámetros del proceso (velocidad de carga orgánica, tiempo de retención hidráulica, tasa de recirculación, etc.) y en los principales indicadores de rendimiento energético (COP_{th} de 3,37 y COP_{el} de 1,68) para una velocidad de carga orgánica de $2,7 \text{ g SV } L_{dig}^{-1} \text{ d}^{-1}$. Por otra parte, se puso de manifiesto que la tecnología se encuentra en un estado de madurez tecnológica avanzado (TRL de 7) pero que aún resulta necesario realizar mejoras en algunos de sus sistemas para disponer de un prototipo completamente desarrollado.

ABSTRACT

This work focuses on determining the technical, environmental and economic feasibility of the decentralised treatment of organic wastes, through the use of anaerobic digestion micro-plants, in line with the European environmental and energy strategies. The study considers the performance of the anaerobic digestion process, the state of the art of the technology and also the circumstantial implications of the implementation of this strategy, highlighting the transport of wastes and the evaluation of different products as key elements. For this purpose, the life cycle and life cycle cost analysis tools have been used.

The waste management strategy is based on the anaerobic digestion at small scale and close to the generation points, thus avoiding the emission of greenhouse gases produced during its uncontrolled degradation. The process allows to carry out, on the one hand, the recovery of energy in the form of biogas, considering different valorization options, and on the other, the recovery of nutrients by the agronomic application of the digested product.

To analyze this management strategy, the influence of the logistic of wastes on the development of the anaerobic process was initially assessed, focusing mainly on stability and performance parameters. For this, different tests were carried out at laboratory scale in which chemical and biological parameters were evaluated, along with the degree of stabilization achieved. It was observed that the pretreatment allowed to carry out the process in a stable way without disturbances in performance with a methane yield of 338 mL CH₄ g SV⁻¹. Likewise, it was determined that the thermal analysis is relevant when evaluating degradation of digestates, specifically the application of differential scanning calorimetry that allowed the observation of relevant relationships at different points in the temperature range between 200 and 700 °C.

In the next stage of the work, three scenarios of biogas valorization and waste logistics were evaluated environmentally and economically, since an adequate supply would not only influence directly its value chain and economic viability, but also on the environmental impact of the exploitation strategy. Life cycle analysis tools and life cycle cost were used for this evaluation. This analysis established the influence of different

alternatives used for several environmental indicators such as depletion of abiotic resources, global warming, depletion of stratospheric ozone, aquatic and terrestrial ecotoxicity or eutrophication, among others. This analysis showed that transport by road of the waste and the recovery of biogas in cogeneration units is the best environmental option because of the replacement in the use of fossil fuels for producing electric and thermal energy. Economically, this option was also the most favorable since it presented the smallest amount of losses (130,146 €) of the three proposed scenarios, which presented all a negative balance. The study also demonstrated that it is necessary to increase the environmental and economic value of the process by valuing the digestate for the production of biofertilizers.

Subsequently, the state of the art of anaerobic digestion micro-plants was evaluated through the technical and functional analysis of a prototype. For this, an assay lasting 15 weeks was performed. The biological process was evaluated, the process stability, the production of methane and the efficiency of the energy use by determining the consumption associated with the different states and systems of the installation. It was demonstrated the capacity of the pilot unit for successfully treating the feeding wastes and energy yields which were calculated (COP_{th} of 2.64 and COP_{el} of 0.95) when operating at an organic loading rate of $1.06 \text{ g SV } L_{dig}^{-1} \text{ d}^{-1}$.

Finally, this installation was evaluated according to different technical and operational variables (e. g. organic loading of the waste, dilution ratio, feeding period, etc.) which define different operating regimes. This analysis allowed to prediction of the influence of different variables on process parameters (organic loading rate, hydraulic retention time, recirculation rate, etc.) and on the main indicators of energy efficiency (COP_{th} of 3.37 and COP_{el} of 1.68) for an organic loading rate of $2.7 \text{ g SV } L_{dig}^{-1} \text{ d}^{-1}$. On the other hand, it was demonstrated that technology is in a state of advanced technological readiness (TRL of 7) but still being necessary improvements in some of its systems to have a fully developed technology.

CAPÍTULO 1

DIGESTIÓN ANAEROBIA DE RESIDUOS.
PROCESO Y ESTADO DEL ARTE

1.1 INTRODUCCIÓN

La seguridad energética, el agotamiento de los recursos y la prevención de la contaminación son los problemas más importantes a los que se enfrentará Europa en los próximos años (Hagos et al., 2017). Estos problemas se verán agravados por un aumento de la población mundial que se espera supere los 9.000 millones de habitantes en 2050. Ante esta situación los estados miembros de la Unión Europea (UE) se han comprometido para 2030 a (European Commission, 2018):

- Reducir las emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) un 40% respecto a 1990.
- Obtener al menos el 32% del consumo energético a partir de fuentes renovables.
- Reducir un 32,5% el consumo de energía mediante una mayor eficiencia energética.

Esto permitirá a la UE avanzar hacia una economía baja en carbono e implementar sus compromisos en virtud del Acuerdo de París. Para lograr estos objetivos, los sectores involucrados en el sistema de comercio de emisiones de la UE deberán reducir las emisiones en un 43% mientras que los sectores no involucrados deberán reducirlas un 30% (ambos en comparación con 2005), lo que significa que cada uno de los Estados miembros dispondrá, individualmente, de unos objetivos vinculantes.

Por otra parte, la excesiva generación de residuos orgánicos y su inadecuada gestión suponen un problema ambiental grave en las sociedades modernas. Este incremento en la generación de residuos ha tenido lugar fundamentalmente en los países desarrollados, de forma paralela a su crecimiento económico, y aunque actualmente se ha conseguido una mayor sensibilización de la sociedad e incrementado las infraestructuras para su tratamiento, las actuaciones aún son insuficientes. Solo en la UE se generan cada año entre 118 y 138 millones de toneladas de residuos orgánicos (Cabbai et al., 2016) de los cuales se estima una emisión de 1,9 toneladas de dióxido de carbono equivalente por cada tonelada de residuo generado (Priefer et al., 2016). De la cantidad total de residuos orgánicos generados, el 40% se deposita en vertederos, lo que supone riesgos ambientales como la emisión de GEI, la contaminación de suelos y

aguas debido a la producción de lixiviados, la ocupación de un espacio que posiblemente no admitirá usos posteriores o la pérdida de recursos valiosos (materia y energía). Los vertederos constituyen la tercera fuente de emisión de GEI del mundo, representando el 11% del total, solo por detrás de los combustibles fósiles con un 33% y la fermentación entérica con un 27% (Fisgativa et al., 2016). En los últimos años se ha incrementado la preocupación social frente al impacto asociado a la degradación de residuos orgánicos, ya que generan volúmenes importantes de metano, óxido nitroso y dióxido de carbono (Porter et al., 2016). Por tanto, se requiere someterlos a procesos de reciclaje y recuperación de nutrientes y energía.

Una maximización en el reciclado y recuperación de residuos orgánicos permitiría evitar la emisión de alrededor de 1 millón de toneladas de dióxido de carbono equivalente o el cumplimiento del 2% del objetivo global de energía renovable de la UE si estos se transformaran en energía. La UE ha abordado este tema en el Plan de Acción del Paquete de Economía Circular (Stoknes et al., 2016), por el que los estados miembros deberán limitar el vertido de residuos orgánicos en vertederos y fomentar la recuperación de materia y energía (Comision Europea, 2010). La recogida selectiva de residuos orgánicos junto con su tratamiento biológico con recuperación de materia y energía representa una solución óptima para cumplir con la estrategia europea para la gestión de residuos (Fisgativa et al., 2016).

La digestión anaerobia se presenta como un proceso adecuado y eficiente para la gestión de residuos orgánicos (Bouallagui et al., 2005) y se prevé que desempeñará un papel fundamental en el futuro de la producción de energía renovable (Hagos et al., 2017). Este proceso permite realizar el tratamiento de residuos orgánicos (agroganaderos, municipales, lodos de depuradora, etc.) y producir, por un lado digerido, un fertilizante con diferentes aplicaciones agrícolas, y por otro biogás, un biocombustible (Wittmann and Yildiz, 2013). Esta estrategia de gestión de residuos orgánicos permite evitar la emisión de GEI por dos vertientes, la primera de ellas asociada a la degradación incontrolada de la materia orgánica y la segunda, a la sustitución en el uso de combustibles fósiles (Stoknes et al., 2016).

La digestión anaerobia descentralizada, a pesar de no presentar una gran implantación en los países desarrollados en la actualidad, es una forma de gestión que se espera

aumente su presencia en los próximos años ya que entre sus principales ventajas destacan (Walker et al., 2017):

- La reducción de las necesidades de transporte (tanto de sustratos como de productos).
- La generación y el consumo local de la energía producida (reducción de las pérdidas en el transporte de energía).
- La accesibilidad a ciertos sustratos que, por su baja cantidad, dispersión o lejanía, su uso no resulta rentable para las grandes plantas.
- Su contribución al aumento en la seguridad de suministro energético.
- Su contribución a la independencia energética en lugares remotos.
- El potencial para involucrar a la comunidad en su uso.

Dichas características convierten a las instalaciones descentralizadas en más eficientes desde el punto de vista energético, ambiental y económico, ya que uno de los principales factores que determinan la viabilidad son las necesidades de transporte (Budzianowski, 2016). Por otra parte, un uso generalizado de esta tecnología fomentaría el desarrollo de la economía circular, principalmente en los entornos rurales (Yazdanie et al., 2016), y contribuiría a alcanzar los objetivos marcados por las estrategias europeas en materia ambiental y energética (Bourguignon, 2016).

El nicho de mercado de este tipo de instalaciones serían los centros de producción o tratamiento de residuos orgánicos: explotaciones agroganaderas, industrias agroalimentarias y hortofrutícolas, centros de tratamiento de residuos, etc.

1.2 EL PROCESO DE DIGESTIÓN ANAEROBIA

1.2.1 Descripción general del proceso

La digestión anaerobia es un proceso de degradación de la materia orgánica en el que las moléculas complejas son degradadas de manera secuencial en compuestos orgánicos simples y nutrientes disueltos por la acción de diferentes grupos microbianos en ausencia de oxígeno (Blanco, 2009).

Este proceso ocurre en la naturaleza cuando tienen lugar determinadas condiciones físico-químicas (principalmente anaerobiosis), las cuales pueden reproducirse artificialmente dentro de un digestor, facilitando la proliferación de los microorganismos responsables. Como sustratos para la alimentación del proceso suelen utilizarse residuos de diferente naturaleza (deyecciones ganaderas, residuos urbanos, residuos agroalimentarios, lodos de depuradora, etc.), los cuales poseen diferentes características físico-mecánicas (estado de agregación, viscosidad, distribución de los tamaños de partícula, etc.), y químicas (pH, alcalinidad, relación carbono-nitrógeno (C/N), etc.). (Lobato, 2012). Los productos del proceso de digestión anaerobia son el biogás y el digerido. El biogás consiste fundamentalmente en una mezcla de metano y dióxido de carbono, cuyas proporciones dependen del material degradado y del propio proceso de digestión. Por otra parte, el digerido contiene los componentes orgánicos difíciles de degradar junto con otros elementos minerales presentes inicialmente (Mata-Álvarez, 2015).

El proceso de digestión anaerobia se compone de cuatro fases consecutivas durante las que tiene lugar la degradación del sustrato. En cada una de ellas intervienen diferentes poblaciones de microorganismos que se caracterizan por tener diferentes velocidades de crecimiento, lo que implica que cada fase presenta diferentes velocidades de reacción y, por lo tanto, para alcanzar un desarrollo estable del proceso se requiere cierto equilibrio entre ellas. En la figura 1.1 se representan las fases del proceso de digestión anaerobia (Massé, 2000).

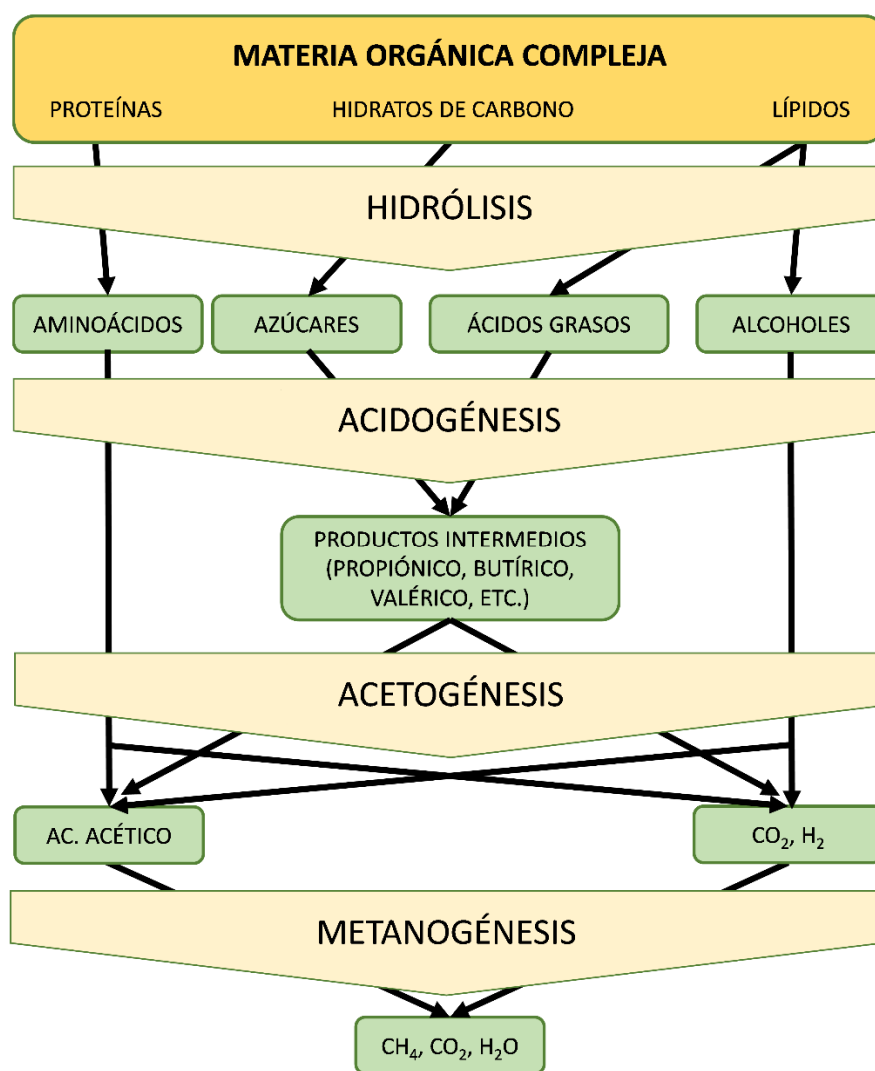


Figura 1.1 Esquema del proceso de digestión anaerobia de la materia orgánica compleja

La hidrólisis es la primera fase del proceso y en ella se produce la degradación de polímeros complejos (proteínas, polisacáridos, lípidos, ácidos nucleicos) a monómeros (azúcares, aminoácidos, ácidos grasos, glicerol, purinas y pirimidinas). En esta fase participan enzimas hidrolíticas de múltiples microorganismos anaerobios estrictos o anaerobios facultativos. Durante su desarrollo también tiene lugar la generación de gases como hidrógeno o dióxido de carbono. Esta fase resulta indispensable para la digestión anaerobia ya que los microorganismos involucrados en las etapas posteriores únicamente pueden metabolizar la materia orgánica disuelta (Lobato, 2012). Por lo tanto, puede resultar limitante para la velocidad del proceso (Bouallagui et al., 2005; Halalshah et al., 2011; Vavilin et al., 2001). La limitación de velocidad de esta fase guarda relación con las condiciones en las que se desarrolla, destacando parámetros como pH,

temperatura, tamaño del material particulado, tipo y composición del sustrato. Por otra parte, la actividad enzimática que tiene lugar durante la hidrólisis puede verse afectada por la acumulación de productos intermedios que actúan como sustancias inhibidoras, los cuales también puede afectar a las reacciones posteriores del proceso (Veeken et al., 2000).

La segunda etapa, conocida como acidogénesis, comprende la transformación de la materia orgánica disuelta en ácidos orgánicos, alcoholes, hidrógeno y dióxido de carbono principalmente. Estos procesos están considerados como la base energética de las poblaciones no metanogénicas (Bouallagui et al., 2005). En la siguiente fase, la acetogénesis, los componentes más reducidos (fundamentalmente los ácidos grasos volátiles (AGV) con tres carbonos o más y los ácidos grasos de cadena larga), son transformados por bacterias acetógenas en ácido acético, dióxido de carbono e hidrógeno, los cuales sirven como sustratos para la fase de metanogénesis. Durante la acetogénesis también tiene lugar la respiración acetogénica de bicarbonato por bacterias homoacetogénicas, las cuales catabolizan el dióxido de carbono y el hidrógeno a compuestos de carbonos múltiples, entre ellos el ácido acético (Lobato, 2012).

Por último, la metanogénesis engloba dos tipos de reacciones, la que convierte el ácido acético en metano y dióxido de carbono, llevada a cabo por microorganismos denominados acetoclásticos y en la que se combinan el dióxido de carbono y el hidrógeno para producir metano y agua, llevada a cabo por los microorganismos hidrogenotróficos (Blanco, 2009). Durante esta fase también tiene lugar la producción de otros compuestos entre los que se destacan el ácido fórmico y el metanol como más importantes (Miron et al., 2000). Cuando el proceso global tiene lugar de manera equilibrada, se evita la acumulación significativa de productos intermedios, siendo el resultado una conversión prácticamente completa del material orgánico biodegradable (Xiong et al., 2012).

1.2.2 Parámetros que influyen en el proceso

Entre los parámetros de influencia más destacables se encuentran la temperatura, el pH y los niveles de nitrógeno amoniacal, aunque son muchos más los que también presentan una relevancia marcada en el proceso. La temperatura de funcionamiento se

suele centrar en el régimen mesófilo y termófilo, con puntos óptimos en torno a 37 y 55 °C respectivamente (Van Lier et al., 2001). Aunque el régimen psicrófilo presenta menor relevancia industrial, en los últimos años está ganando importancia gracias a la ausencia de demanda térmica del proceso. La operación en el rango termófilo se justifica gracias a la mayor producción de biogás obtenida y a una mayor tasa de eliminación de materia orgánica soluble (Kim et al., 2006). También se ha observado una mayor degradación de proteínas, lo que conlleva la obtención de niveles de nitrógeno amoniacal más elevados en los sistemas que operan en este régimen (Gallert and Winter, 1997). Chae et al. (2008) han demostrado que, si bien los cambios bruscos de temperatura reducen significativamente la producción de gas, la recuperación del proceso frente a estos fenómenos se realiza de forma rápida sin evidenciar daños permanentes.

El rango de pH considerado adecuado para un proceso de digestión anaerobia estable está entre 6,6 y 7,6, encontrándose el punto óptimo para los metanógenos en 6,8 (Lay et al., 1997). Sin embargo, se ha conseguido procesos estables a valores de pH mayores (Chen et al., 2008). Por otro lado, la monitorización del pH no permite anticiparse a los fallos del proceso, resultando únicamente indicativo de los problemas que ya han tenido lugar (Fisgativa et al., 2016).

Con respecto al nitrógeno amoniacal, este proviene de la degradación de aminoácidos, proteínas y urea (Kayhanian, 1999). El nitrógeno amoniacal en disolución acuosa presenta dos formas, amoniaco libre (NH_3) y amonio (NH_4^+). El equilibrio químico de estas dos formas depende directamente del pH y la temperatura. El nitrógeno amoniacal, aunque resulta beneficioso a bajas concentraciones (Liu and Sung, 2002), en su forma libre (amoniaco) es el principal compuesto inhibidor, afectando principalmente a la población metanogénica y acidogénica (Chen et al., 2008). A pesar de sus características como inhibidor existen experiencias que han puesto de manifiesto la capacidad de las poblaciones microbianas para su adaptación y supervivencia bajo concentraciones superiores a los 3.000 mg N- NH_3 L⁻¹, las cuales son consideradas inhibitorias por algunos autores (Chen et al., 2008; Cabbai et al., 2016).

A pesar de la importancia de los parámetros anteriores para la estabilidad del proceso, existen otros parámetros que pueden influir en su rendimiento o en su estabilidad a largo plazo. Entre ellos destacan:

- Agitación, por su papel homogeneizador en el proceso, poniendo en contacto los sustratos y la masa bacteriana, evitando la sedimentación del sustrato, la estratificación térmica y facilitando la evacuación del biogás producido (Lobato, 2012).
- Contenido en nutrientes, resulta fundamental que la biomasa bacteriana disponga de los nutrientes necesarios para su desarrollo. Destacan carbono, nitrógeno y fósforo principalmente, pero también son importantes otros como azufre, magnesio, hierro, potasio, cobalto, níquel, molibdeno, etc. (Fierro, 2014).
- Presencia de tóxicos e inhibidores, estos pueden estar contenidos en el propio sustrato que alimenta el proceso como por ejemplo antibióticos o desinfectantes, los cuales pueden condicionar su funcionamiento (Massé, 2000), o ser un producto propio del proceso como por ejemplo los AGV, que provocan su inhibición por la toxicidad que suponen para los microorganismos acetogénicos y metanogénicos (Salminen and Rintala, 2002).
- Características del sustrato, ya que condicionarán el posterior desarrollo y funcionamiento del proceso. Entre ellas cabe destacar su contenido en sólidos, granulometría, biodegradabilidad o composición química. Asimismo, resulta importante considerar el uso de cosustratos ya que presentan ciertas ventajas como un mejor balance de nutrientes o la producción de efectos sinérgicos que mejoran el rendimiento de la producción de biogás (Sosnowski, 2003).

La combinación de los efectos de parámetros como la temperatura, el pH, el contenido en nitrógeno amoniacal y el contenido en AGV explica las dificultades encontradas al pretender explicar el comportamiento de la digestión anaerobia en función exclusiva de un único parámetro. Por ejemplo, un incremento del pH provoca que una mayor fracción de nitrógeno amoniacal presente en la fase líquida se transforme en amoníaco libre. El efecto inhibitor producido por este compuesto conlleva una acumulación de intermediarios ácidos, que a su vez reducen el pH del sistema, disminuyendo nuevamente la cantidad de amoníaco libre (Chen et al., 2008). Estos hechos hacen

posible encontrar sistemas anaerobios operando en condiciones estables con algunos de sus parámetros en valores considerados inhibitorios (Angelidaki and Ahring, 1993).

1.3 ESTADO DEL ARTE DE LAS TECNOLOGÍAS DE DIGESTIÓN ANAEROBIA DE RESIDUOS

1.3.1 Situación actual

Hasta el momento la instalación de plantas de digestión anaerobia a nivel global ha sido muy heterogénea, dependiendo principalmente del nivel de desarrollo del país donde ha tenido lugar. En los países desarrollados las plantas son de tipo centralizado, con instalaciones de mediano o gran tamaño, orientadas al tratamiento de residuos como la fracción orgánica de residuos sólidos urbanos (FORSU), residuos agroalimentarios, lodos de depuradora, o cultivos energéticos (Mata-Álvarez et al., 2014; Walker et al., 2017). Por otra parte, el uso de sistemas descentralizados ha imperado principalmente en los países en desarrollo, especialmente en China e India, en los que se estima la existencia de alrededor de 5 millones de digestores domésticos. Estos son utilizados como una forma de gestión e higienización de los residuos domésticos y agroganaderos (Lansing et al., 2008).

En los países desarrollados, las instalaciones han sido construidas fundamentalmente en hormigón, con un alto grado de tecnificación y monitorización. En cambio, en los países en desarrollo, estas instalaciones son mucho más rudimentarias, normalmente construidas en ladrillo o simplemente consisten en una bolsa tubular de polietileno, sin disponer de ningún tipo de monitorización ni control del proceso, teniendo lugar este a las condiciones ambientales imperantes (Lansing et al., 2008).

En los países desarrollados, el biogás producido en estas instalaciones normalmente es utilizado para la alimentación de una unidad de cogeneración de energía térmica y eléctrica (CHP por sus siglas en inglés). La energía eléctrica producida es inyectada a red y la energía térmica es utilizada para el mantenimiento del proceso de digestión y el suministro térmico de algún proceso conjunto como la deshidratación de purines o el secado de lodos (García-González et al., 2015). Otros usos menos extendidos del biogás han sido su uso como combustible en automoción (Proyecto Life Methamorphosis,

2015) o su inyección a la red de gas natural. En cambio, en los países en desarrollo el biogás producido es utilizado como combustible doméstico para cocinar o para la iluminación, sustituyendo otro tipo de energías o combustibles como la electricidad o el propano. Por otra parte, el digerido obtenido del proceso es utilizado en los terrenos de cultivo como enmienda orgánica en ambos casos (Lansing et al., 2008).

La digestión anaerobia descentralizada, entendida como pequeñas instalaciones vinculadas a productores locales de residuos (núcleos urbanos, pequeñas ganaderías, pequeñas industrias), ha sido implantada en menor medida en los países desarrollados. En la UE destacan principalmente países como Alemania con más de 4.000 instalaciones de pequeño tamaño o microinstalaciones, Italia con unas 500, Suiza con más de 200 o Dinamarca con unas 60 (Mata-Álvarez et al., 2014). Este reducido número de instalaciones con respecto a los países en desarrollo se explica desde el contexto socioeconómico de la UE que hace que este tipo de tecnologías solo resulten atractivas si se facilita su instalación mediante medidas político-económicas (Wittmann and Yildiz, 2013). Es el caso de Alemania, donde el elevado número de instalaciones, no solo descentralizadas si no también centralizadas respecto al resto de países de la UE, encuentra explicación en los incentivos económicos que tiene la producción de energía térmica y eléctrica a partir de biogás (André et al., 2018). Las instalaciones de digestión anaerobia descentralizada dentro de la UE se han enfocado principalmente al aprovechamiento de residuos ganaderos en codigestión con cultivos energéticos, utilizando el digerido producido para su aplicación a terreno como enmienda orgánica.

1.3.2 Tecnologías del proceso de digestión anaerobia

Actualmente existen diferentes tecnologías para llevar a cabo el proceso de digestión, las cuales pueden clasificarse según su forma de alimentación, el contenido en sólidos totales (ST) del sustrato o el tamaño de la instalación.

Según su forma de alimentación

La alimentación de los sustratos al sistema puede llevarse a cabo en discontinuo (por lotes), de manera continua en una etapa (un único digestor) o de manera continua en dos etapas (dos digestores en serie) (Ver figura 1.2). Se describen a continuación:

- *Sistemas en discontinuo*: Este tipo de sistemas son conocidos como ASBR (Anaerobic Sequencing Batch Reactor). Su operación consiste en el llenado del digestor con el sustrato y, habitualmente, con un inóculo que acelera el comienzo del proceso. El proceso se divide secuencialmente en dos etapas, la primera comprende la acidificación del sustrato y de forma secundaria la metanogénesis. La segunda de las etapas es complementaria a la primera, predominando la metanogénesis sobre la acidificación, de modo que los AGV generados previamente se transforman en biogás. El principal inconveniente de esta metodología se encuentra en la logística del proceso, ya que obliga a disponer de grandes espacios de almacenamiento (para el sustrato y el digerido). Por otra parte, esta metodología puede presentar problemas de inhibición debido a la acumulación inicial de AGV. Estos inconvenientes han provocado que este tipo de sistema no haya tenido éxito en su implantación a pesar de presentar ventajas como la simplicidad de diseño y control de proceso o los bajos costes de inversión (De Baere, 2000; Suthaker et al., 1991).
- *Sistemas en continuo en una etapa*: Esta metodología es la predominante en las instalaciones industriales existentes en Europa (Lissens et al., 2001; Sen et al., 2016), debido a que implica un diseño simple, reduciendo el coste de inversión respecto a los sistemas en dos etapas. Su funcionamiento consiste en la alimentación del sustrato de forma continua y la obtención también de forma continua de biogás y digerido, manteniendo constante el volumen de llenado del digestor. En este caso, las distintas fases del proceso de digestión tienen lugar de manera simultánea, lo que hace necesario que se desarrolle dentro de unos determinados parámetros, evitando así la acumulación de compuestos intermedios y por lo tanto la inhibición del proceso. El principal parámetro limitante es la velocidad de carga orgánica (VCO) (Mata-Álvarez et al., 1992). No existe un valor de funcionamiento estipulado para este parámetro ya que depende principalmente del sustrato utilizado (Liu et al., 2012). Por ejemplo, el uso de un sustrato fácilmente biodegradable en un proceso en una sola etapa no permite la operación a VCO elevadas ya que los microorganismos acidógenos aumentan su actividad y por lo tanto la generación de compuestos intermedios

C1. Digestión anaerobia de residuos. Proceso y estado del arte

ácidos, los cuales no pueden ser asimilados por los metanógenos debido a su crecimiento más lento (Poggi-Varaldo et al., 1997).

- *Sistemas en continuo en dos etapas:* Comprende la división del proceso en dos subprocesos, cada uno de ellos en digestores específicos conectados en serie. En el primero tiene lugar las fases de hidrólisis y acidogénesis, y en el segundo las fases de acetogénesis y metanogénesis (Lee et al., 1999). Esta modalidad permite que cada fase se desarrolle en unas condiciones determinadas, que a nivel de proceso son principalmente: requisitos nutricionales, pH óptimo y cinética de metabolización de nutrientes, adaptándose a las requeridas por los microorganismos involucrados y su capacidad para resistir los factores de estrés ambiental (Bouallagui et al., 2005). De esta manera se facilita la optimización de funcionamiento en ambos digestores de manera independiente, alcanzando altas tasas de degradación y producción de biogás (Bouallagui et al., 2005; Budzianowski, 2016).

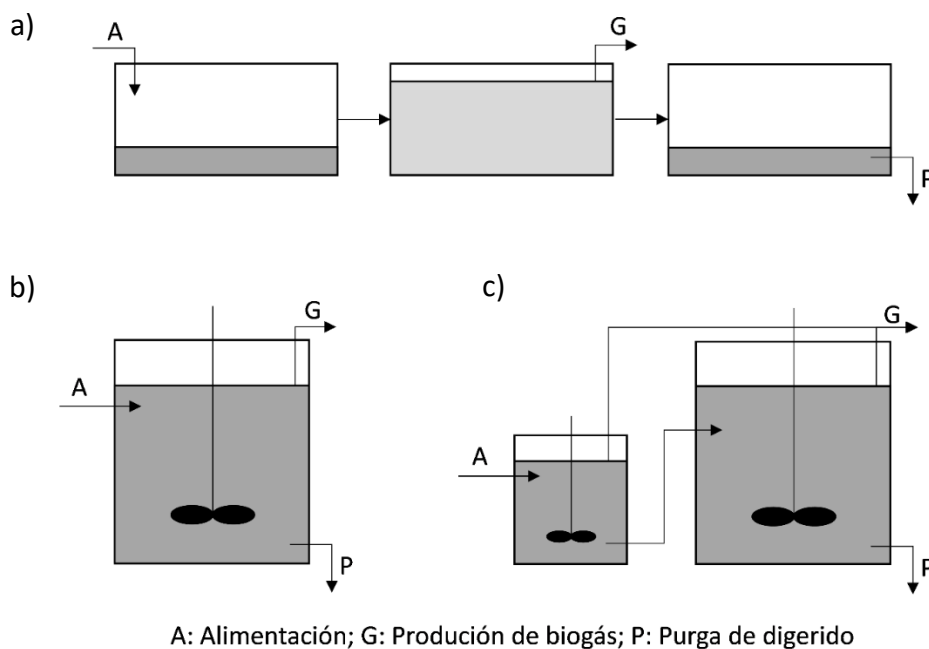


Figura 1.2 a) Digestión anaerobia en discontinuo; b) Digestión anaerobia en continuo una etapa; c) Digestión anaerobia en continuo dos etapas. Elaboración propia, basado en Bouallagui et al. (2005).

El proceso de digestión anaerobia en discontinuo para grandes necesidades de tratamiento se lleva a cabo mediante el denominado comúnmente como sistema de garajes. El sistema comercial más conocido es el sistema Biocel desarrollado por IGW.

C1. Digestión anaerobia de residuos. Proceso y estado del arte

Para pequeñas necesidades de tratamiento normalmente se utilizan sistemas modulares como 3A Biogas o el sistema Bekon Mini desarrollado por la casa BEKON.

El sistema Biocel (figura 1.3) opera en discontinuo y en seco y se encuentra orientado al tratamiento de FORSU en grandes centros de tratamiento de residuos. Está compuesto por varios digestores de hormigón con puertas de cierre hermético, distribuidos a modo de garajes. El sistema es modular, lo que le permite adaptarse a prácticamente cualquier necesidad de tratamiento. Estos digestores disponen de rociadores que permiten mantener las condiciones de humedad en su interior y de suelos perforados que sirven como sistema de drenaje. Una vez finalizado el proceso de digestión anaerobia el digerido producido se somete a un proceso de compostaje para su completa estabilización antes de su aplicación a los cultivos como enmienda orgánica (IGWsrI, 2015).



Figura 1.3 Sistema Biocel (IGWsrI, 2015)

El sistema 3A Biogas (figura 1.4) es un sistema modular de digestión en seco, en discontinuo con una capacidad de tratamiento a partir de las 300 t año⁻¹, utilizado habitualmente para el tratamiento de residuos ganaderos. El sistema está compuesto por un módulo de control central y varios módulos digestores, diseñados como un sistema de contenedor para camiones que facilita su manejo y transportabilidad. Su característica principal es que el proceso consta de tres fases (aerobia-anaerobia-aerobia) que permiten combinar el compostaje y la digestión anaerobia. De esta manera el sustrato tiene un calentamiento inicial durante la primera fase antes de entrar en la fase anaerobia. La tercera fase permite la estabilización del digerido una vez finalizada la fase anaerobia (3A Biogas, 2016).



Figura 1.4 Sistema 3A Biogas (3A Biogas, 2016)

El sistema Bekon Mini (figura 1.5) opera de forma similar al sistema Biocel, pero a una escala similar a 3A Biogas. Se encuentra orientado al tratamiento por lotes de residuos con un alto contenido en ST con un postratamiento de estabilización mediante compostaje antes de su aplicación a los cultivos como enmienda orgánica (Bekon, 2018).

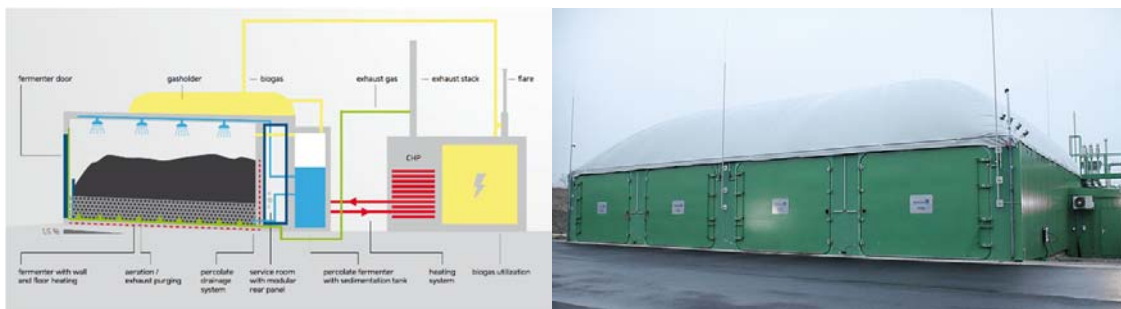


Figura 1.5 Sistema Bekon Mini (Bekon, 2018)

En cuanto a sistemas que operan en continuo en una etapa, el uso de digestores cilíndricos resulta predominante, destacando los sistemas comerciales Valorga y el desarrollado por BTA International.

El sistema Valorga (figura 1.6) está orientado al tratamiento de FORSU en codigestión con lodos de depuradora o residuos industriales en seco, en una etapa, en continuo y dispone de capacidades de tratamiento hasta las 300.000 t año⁻¹. Se caracteriza por disponer de un digestor vertical con una pared interior de dos terceras partes de su diámetro. La entrada y salida de residuos se encuentran a ambos lados de dicha pared. Esta disposición obliga al sustrato a seguir una ruta vertical, de abajo hacia arriba y de arriba hacia abajo, y circular, recorriendo toda la virola del digestor. Dispone de un sistema neumático de recirculación de biogás que permite bombearlo por la parte inferior del digestor para homogeneizar su contenido,

evitando la separación de fases y favoreciendo la degradación del sustrato. (Valorga International, 2006).



Figura 1.6 Sistema Valorga (Valorga International, 2006)

El sistema desarrollado por BTA International (figura 1.7) opera en húmedo, en una etapa, en continuo. Es utilizado habitualmente para el tratamiento de residuos ganaderos en codigestión con lodos de depuradora, residuos agrícolas o cultivos energéticos. Su capacidad de tratamiento es de unas 500 t año⁻¹ por unidad instalada, aunque permite adaptarse a las necesidades de tratamiento durante la fase de diseño. Se caracteriza por el uso de una unidad de pretratamiento para la eliminación de impropios basada en la flotación y sedimentación de las diferentes fases del sustrato, permitiendo aprovechar únicamente la fracción orgánica digerible. El sistema puede ser implementado con dos tipos diferentes de agitación, mecánica o por recirculación de biogás. (BTA International, 2017).



Figura 1.7 Sistema BTA. a) Agitación mecánica; b) Agitación mediante recirculación de biogás (BTA International, 2017)

Para la operación en dos etapas en continuo los equipos predominantes también son los digestores cilíndricos, normalmente siendo estos independientes entre ellos, como es el caso del sistema Xergi, aunque también existen geometrías particulares como el sistema PowerRing desarrollado por BIOGEST.

El sistema Xergi (figura 1.8) dispone de una fuerte presencia en Alemania y se encuentra orientado principalmente al tratamiento de residuos ganaderos codigeridos con cultivos energéticos en húmedo, en dos etapas, en continuo. Se caracteriza por su elevada capacidad de tratamiento, superior a las 100.000 t año⁻¹ y por qué al menos uno de sus digestores opera en régimen termófilo (normalmente el primario), ya que mejora la producción de biogás de los cultivos energéticos. En ocasiones dispone de unidades de pretratamiento mediante pasteurización para poder tratar residuos de matadero. El digerido obtenido es utilizado como fertilizante agrícola (Xergi, 2016).



Figura 1.8 Sistema Xergi (Xergi, 2016)

El sistema PowerRing (figura 1.9) dispone de una capacidad de tratamiento de hasta 200.000 t año⁻¹ y habitualmente se utiliza para el tratamiento de residuos ganaderos en codigestión con cultivos energéticos o lodos de depuradora, en húmedo, en dos etapas, en continuo. Se caracteriza por disponer de dos digestores concéntricos (el primero de ellos exterior y el segundo interior), optimizando así las necesidades de espacio. El sustrato es introducido al digestor primario que opera como tipo flujo de pistón (PFR por sus siglas en inglés). Una vez que el sustrato ha realizado todo el recorrido circular en el digestor primario pasa al secundario a través de un vertedero. Ya en la segunda etapa del proceso el digestor opera como CSTR (Continuous Stirred Tank Reactor), utilizando agitación mecánica. (Biogest, 2019).



Figura 1.9 Sistema PowerRing (Biogest, 2019)

La tecnología objeto de estudio de este trabajo se clasifica dentro de los sistemas de alimentación continua en dos etapas. Se ha optado por esta tecnología por los requerimientos de adaptación del tratamiento al proceso generador del residuo y las ventajas que presenta esta metodología frente a la alimentación en continuo en una etapa de cara a la estabilidad del proceso de digestión anaerobia.

Según el contenido en sólidos totales del sustrato alimentado

Las metodologías de tratamiento pueden clasificarse según el contenido en ST del sustrato alimentado, considerándose tratamiento en seco cuando el contenido en ST es superior al 15% y en húmedo cuando es inferior (André et al., 2018). Este umbral es orientativo dado que la clasificación se refiere esencialmente a la consistencia del sustrato, semisólida o acuosa, y esta no está relacionada únicamente con el contenido en sólidos y en agua del material sino también con otras propiedades como su reología y su estructura. Habitualmente suele utilizarse el tratamiento en seco cuando el sustrato es FORSU o cultivos energéticos, mientras que sustratos como las deyecciones ganaderas o los lodos de depuradora suelen tratarse en húmedo (Budzianowski, 2016).

Los sistemas que operan en seco suelen hacerlo mediante sistemas en discontinuo o mediante sistemas en continuo en una etapa. Los sistemas en discontinuo se caracterizan por disponer de varios digestores operando en cascada para lograr una producción continua de gas. Por otra parte, los sistemas que operan en seco, en una etapa, en continuo se caracterizan por disponer de un digestor cilíndrico con una relación 2:3 H:D (altura:diámetro) ya que habitualmente operan como PFR. Habitualmente disponen de un sistema de alimentación con capacidad para el bombeo de sustratos con un elevado contenido en ST y normalmente carecen de sistema de agitación. Estos sistemas también se caracterizan por sus menores requerimientos energéticos asociados a la agitación y al calentamiento, sin embargo, requieren de cierta cantidad de inóculo inicial para comenzar el proceso y habitualmente presentan problemas de autoinhibición e inestabilidad del proceso (Budzianowski, 2016).

Los sistemas de tratamiento en húmedo suelen trabajar en una o dos etapas, en continuo. Los digestores son tipo CSTR y se caracterizan por disponer de un sistema de agitación que permite homogeneizar su contenido. Habitualmente constan de un sistema de pretratamiento que permite reducir los límites de digestibilidad del sustrato, mediante procesos como triturado, hidrólisis o tratamientos térmicos o químicos, antes de ser introducido al digestor. (Budzianowski, 2016).

Para el tratamiento en seco las tendencias actuales se dividen en dos, dependiendo de si el tratamiento se realiza en discontinuo o en continuo. Si el tratamiento es en discontinuo la tecnología predominante es el sistema de garajes. El sistema comercial

más conocido es el ya comentado sistema Biocel. Si la alimentación se lleva a cabo en continuo lo habitual es el uso de digestores cilíndricos trabajando en PFR. En este caso normalmente se trabaja sin agitación, aunque también existen tecnologías que la incluyen. Los sistemas comerciales más utilizados en estos casos son el sistema Kompogas desarrollado por HZ INNOVA y el sistema Dranco desarrollado por OWS.

El sistema Kompogas (figura 1.10) es un túnel de digestión anaerobia en seco, en una etapa, en continuo, con agitación central. Este sistema es modular y se encuentra orientado al tratamiento de FORSU y residuos orgánicos separados en origen. Tiene una capacidad de tratamiento en torno a las 20.000 t año⁻¹ por cada módulo instalado. Cada módulo consiste en un cilindro horizontal con un agitador axial en el que tanto la alimentación como la purga al sistema se realizan mediante una bomba de tornillo. El digerido obtenido se somete a una separación sólido-líquido mediante un tornillo prensa. La fracción sólida suele ser sometida a un postratamiento mediante compostaje para su estabilización antes de su aplicación como enmienda orgánica, mientras que la fracción líquida se divide en dos corrientes, una de ellas se retorna al digestor y la otra se utiliza en el proceso de compostaje, en ambos casos para mantener unas ciertas condiciones de humedad (Hz-innova, 2017).

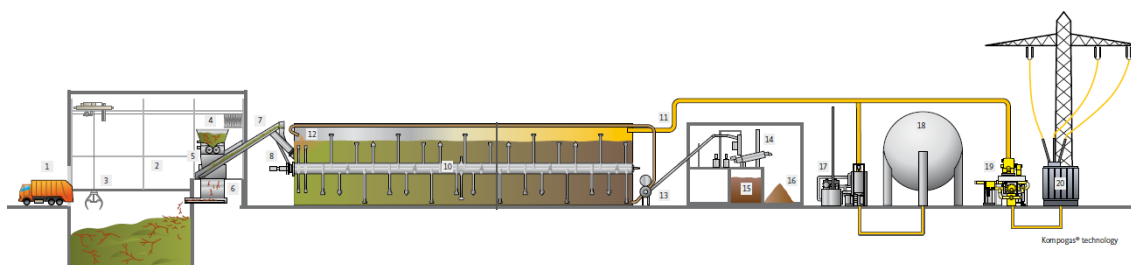


Figura 1.10 Sistema Kompogas (Hz-innova, 2017)

El sistema Dranco (figura 1.11) se caracteriza por llevar a cabo el tratamiento de FORSU codigerido con cultivos energéticos o lodos deshidratados en seco, en una etapa, en continuo. Habitualmente dispone de una fase de pretratamiento que permite la eliminación de impropios, la reducción de tamaño de partícula del sustrato, así como su precalentamiento y mezcla con digerido para su inoculación antes de ser alimentado al digestor. Dicha alimentación tiene lugar por la parte superior del digestor mediante una bomba de tornillo. El sistema trabaja en PFR con un flujo vertical de arriba hacia abajo y

C1. Digestión anaerobia de residuos. Proceso y estado del arte

carece de cualquier tipo de agitación. El digerido, una vez extraído del digestor, es destinado en parte a la inoculación de la nueva alimentación, el resto se envía a un postratamiento consistente en una posterior separación sólido-líquido. La fracción sólida es sometida a un proceso de compostaje antes de su aplicación a terreno y la fase líquida a un tratamiento de agua residual. Tiene una capacidad de tratamiento entre 50.000 y 100.000 t año⁻¹ por unidad instalada (OWS, 2013).

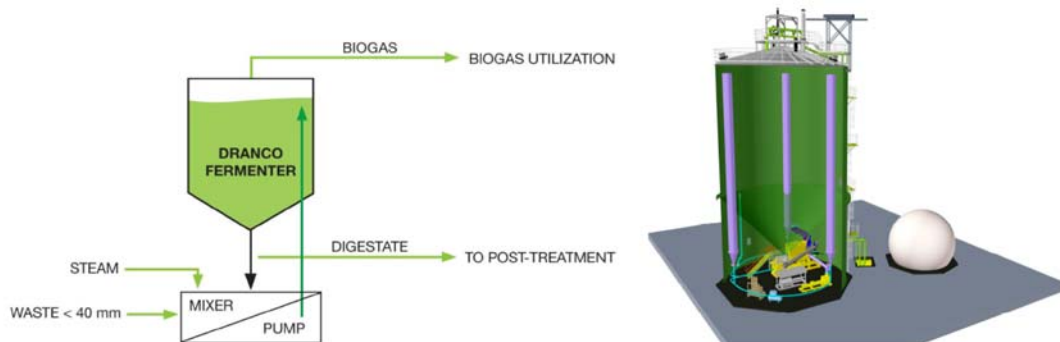


Figura 1.11 Sistema Dranco (OWS, 2013)

Cuando el proceso se lleva a cabo en húmedo la tipología de digestor más comúnmente empleada son los digestores cilíndricos, un claro ejemplo son los sistemas Xergi y PowerRing comentados anteriormente.

Para este trabajo se ha optado por un tratamiento en húmedo con el objetivo de facilitar los trasiegos de sustratos a lo largo del proceso de digestión.

Según el tamaño de la instalación

Las diferentes instalaciones de digestión anaerobia pueden clasificarse según su tamaño en instalaciones de mediano y gran tamaño y en pequeñas instalaciones o microinstalaciones. Podemos establecer la barrera entre las instalaciones de mediano y gran tamaño y las pequeñas instalaciones o microinstalaciones en una capacidad de tratamiento de 1.000 t año⁻¹ (NNFCC, 2017). Las medianas y grandes instalaciones se caracterizan por disponer de unas elevadas condiciones de tecnificación y monitorización de las variables fundamentales del proceso, mientras que en las pequeñas instalaciones o microinstalaciones su nivel de tecnificación se encuentra fuertemente condicionado a su grado de integración en las actividades productivas. Cuando este tipo de instalaciones se sitúan en países en desarrollo, normalmente se encuentran vinculadas a economías de subsistencia o a actividades con una baja

creación de valor añadido por lo que generalmente no disponen de ningún tipo de tecnificación, llevándose a cabo el proceso sin ningún tipo de control.

Las instalaciones de mediano y gran tamaño disponen de capacidades de tratamiento entre las 10.000 y las 300.000 t año⁻¹ las cuales, habitualmente, se encuentran orientadas al tratamiento de FORSU en codigestión con otros residuos como lodos de depuradora o residuos de la industria agroalimentaria, debido a su gran volumen de generación. Las características de los diferentes residuos propician el uso de una gran variedad de tecnologías. Las tecnologías comerciales más destacadas por sus elevadas capacidades de tratamiento son los sistemas Valorga, PowerRing y Biocel comentados anteriormente.

En cuanto a las pequeñas instalaciones o microinstalaciones, existe gran diversidad de sistemas de tratamiento debido principalmente a que estos se han adaptado a las condiciones específicas de cada situación. Entre ellos se destacan principalmente el sistema desarrollado por BTA International y el 3A Biogas ya comentados. Asimismo, se destaca el sistema Home Biogas por su equiparación con algunos de los sistemas utilizados en los países en desarrollo.

El sistema Home Biogas (figura 1.12) se encuentra orientado al tratamiento de residuos domésticos. Se caracteriza por su baja capacidad de tratamiento, inferior a 1 t año⁻¹ y la ausencia de cualquier tipo de sistema de control. En su parte superior dispone de un gasómetro donde se almacena el biogás producido. Este biogás es utilizado a nivel doméstico como combustible de cocina o como combustible para iluminación. El digerido obtenido es aprovechado como enmienda orgánica (Home Biogas, 2018).



Figura 1.12 Sistema Home Biogas (Home Biogas, 2018)

El sistema de tratamiento propuesto en este trabajo se encuentra dentro de la categoría de pequeñas instalaciones o microinstalaciones ya que dispone de capacidades de tratamiento en torno a las 50 t año⁻¹, notablemente inferiores a las 1.000 t año⁻¹ que limitan la categoría de pequeñas instalaciones o microinstalaciones.

1.3.3 Valorización del biogás

El biogás procedente del proceso de digestión anaerobia está compuesto principalmente por metano y dióxido de carbono, se encuentra saturado de agua y contiene pequeñas cantidades de otros compuestos como nitrógeno, hidrógeno, sulfuro de hidrógeno, amoníaco, oxígeno, monóxido de carbono, siloxanos y compuestos aromáticos halogenados, aunque en una muy baja concentración (Andriani et al., 2014; Rasi et al., 2007). Su composición depende en gran medida de los sustratos empleados para su producción (Budzianowski, 2016; Angelidaki et al., 2018). Actualmente existen diferentes formas de valorización del biogás, siendo las principales: 1) su uso como combustible en unidades de cogeneración de calor y electricidad, 2) su inyección a la red de gas natural y 3) su uso como combustible en automoción (Cabbai et al., 2016).

Las unidades de cogeneración de calor y electricidad (CHP por sus siglas en inglés) son equipos que producen energía eléctrica y térmica de forma simultánea (figura 1.13a). Estos utilizan el calor remanente de los gases de combustión para producir vapor o agua caliente mediante un intercambiador de calor o una caldera de recuperación, lo que permite obtener una elevada eficiencia.

La cogeneración es la forma más común de valorización del biogás, siendo la tecnología estándar en gran parte de las plantas de biogás industriales. Las unidades utilizadas para la valorización son los motores de combustión interna o externa (ciclo Stirling), en muchas ocasiones con posibilidad de ser alimentados con otro combustible adicional al biogás, normalmente diésel (Barik et al., 2014), o microturbinas en menores ocasiones, debido a su mayor coste y necesidades de mantenimiento específicas (Nikpey et al., 2014). La eficiencia eléctrica de estos dispositivos se encuentra desde el 20% para motores Stirling hasta el 45% para microturbinas (Jatana et al., 2014), superando una eficiencia total del 80% cuando se tiene en cuenta el aprovechamiento térmico (Li et al., 2014; Abbasi et al., 2015).

La energía eléctrica generada por estos equipos normalmente es inyectada a red y en algunas ocasiones autoconsumida. La energía térmica habitualmente es utilizada en el mismo proceso de digestión y el abastecimiento térmico de algún proceso conjunto como la generación de vapor, la deshidratación de purines o el secado de lodos (García-González et al., 2015). Otras aplicaciones menos usuales son su uso en sistemas de calefacción comunitarios (district heating) o la climatización de invernaderos (Budzianowski, 2016). Para la utilización del biogás como combustible en motores de combustión interna y en microturbinas resulta necesario llevar a cabo una purificación en la que se reduzca su contenido en sulfuro de hidrógeno por debajo de 1.000 ppm y en agua por debajo del 3% en volumen, para evitar así la corrosión tanto en las conducciones como en los equipos de valorización. Para ello habitualmente el biogás se conduce a través de un sistema de condensación que permite reducir el contenido en agua y a través de un sistema de adsorción mediante carbón activado para reducir su contenido en sulfuro de hidrógeno (Ullah et al., 2017). Existen también otros métodos alternativos de desulfuración como las columnas de desulfuración biológica o la adición al proceso de sales de hierro (Kronos International, 2014).

Otra forma de valorización comprende la inyección del biogás en la red de gas natural previa purificación de este hasta alcanzar la calidad mínima exigida. Países como Francia, Suecia, Suiza, Alemania, Noruega o Austria han regulado las condiciones de calidad mínima para poder ser introducido a la red de gas natural. Para lograr esta purificación es necesario eliminar o reducir el contenido en dióxido de carbono, agua y el resto de

C1. Digestión anaerobia de residuos. Proceso y estado del arte

compuestos diferentes del metano. Las tecnologías utilizadas habitualmente son: adsorción por diferencia de presión (pressure swing adsorption), lavado con agua a alta presión (high pressure water scrubbing), lavado con solvente orgánico (organic solvent scrubbing), lavado con aminas (amine scrubbing), separación mediante membrana (membrane separation) y separación criogénica (cryogenic separation) (Ullah et al., 2017).

La utilización del biogás como combustible en automoción también requiere de purificación, en este caso menos exigentes que para su inyección a la red de gas natural, siendo suficiente alcanzar las condiciones descritas para su uso en unidades CHP. A pesar de ello resulta conveniente reducir el contenido en dióxido de carbono por debajo del 4% con el objetivo de aumentar su contenido energético por unidad de volumen, debido a la necesidad de ser comprimido para su almacenaje a bordo de los vehículos (figura 1.13b).

Estos dos últimos casos de valorización del biogás suelen tener asociado al proceso de digestión anaerobia el uso de calderas para el mantenimiento de la temperatura del proceso. El acondicionamiento necesario para el uso del biogás en calderas se limita únicamente a reducir su contenido en sulfuro de hidrógeno por debajo de las 250 ppm para evitar así la corrosión de los equipos (Ullah et al., 2017).

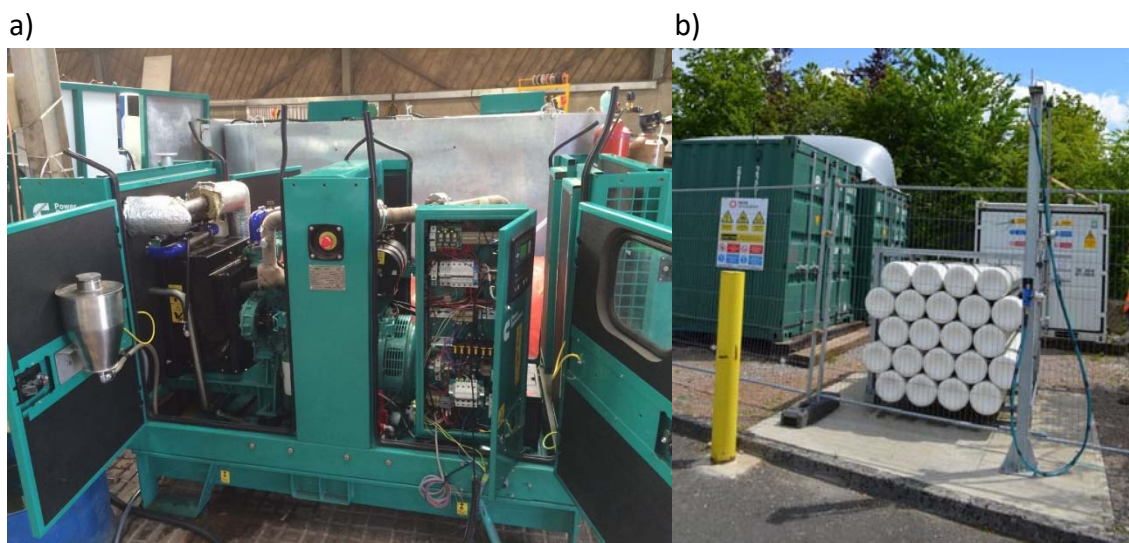


Figura 1.13 a) Sistema de micro-CHP; b) Estación de biometano (CCI Bioenergy, 2017)

Otra forma de valorización del biogás es su uso en las viviendas como combustible para cocinar y/o para la iluminación, sustituyendo otro tipo de energías o combustibles como la electricidad o el propano. Este tipo de aprovechamiento, utilizado principalmente en los países en desarrollo, habitualmente no dispone de ningún sistema de acondicionamiento del biogás; únicamente es necesario que se encuentre a una presión de suministro entre 8 y 25 mbar (Yang et al., 2014).

1.4 OBJETIVOS Y PLAN DE TRABAJO

El objetivo general de este trabajo es la determinación de la viabilidad técnica, económica y ambiental de la valorización de residuos orgánicos mediante microplantas descentralizadas de digestión anaerobia junto a la determinación del grado de estabilización de los digeridos.

1.4.1 Objetivos específicos

La viabilidad de la aplicación de este proceso vendrá definida por su capacidad para satisfacer los siguientes objetivos específicos:

- Determinar el efecto del pretratamiento mediante trituración e hidrólisis de residuos de frutas y verduras procedentes de la industria de productos de cuarta gama sobre el proceso de digestión anaerobia en cuanto a producción de biogás y estabilidad del proceso.
- Plantear y evaluar técnicas analíticas que permitan establecer de forma sencilla el grado de estabilidad alcanzado por la materia orgánica en el proceso de digestión anaerobia.
- Determinar el impacto ambiental y económico mediante análisis de ciclo de vida (LCA por sus siglas en inglés) y coste de ciclo de vida (LCC por sus siglas en inglés) del tratamiento y valorización de residuos procedentes de la industria de productos de cuarta gama mediante digestión anaerobia, el aprovechamiento del biogás y el uso de digerido como un medio para la recuperación de nutrientes y la producción de un producto biofertilizante de alto valor añadido.

C1. Digestión anaerobia de residuos. Proceso y estado del arte

- Proponer un prototipo de microplanta flexible de digestión anaerobia y determinar su capacidad para el tratamiento y aprovechamiento de los flujos de residuos orgánicos.
- Evaluar el comportamiento de los diferentes sistemas que componen el prototipo de microplanta flexible de digestión anaerobia de manera que permita determinar su capacidad de funcionamiento, limitaciones técnicas y nivel de madurez tecnológica.

1.4.2 Plan general de trabajo

Para alcanzar los objetivos específicos propuestos y por tanto el objetivo general, se plantea el plan de trabajo representado en la figura 1.14..

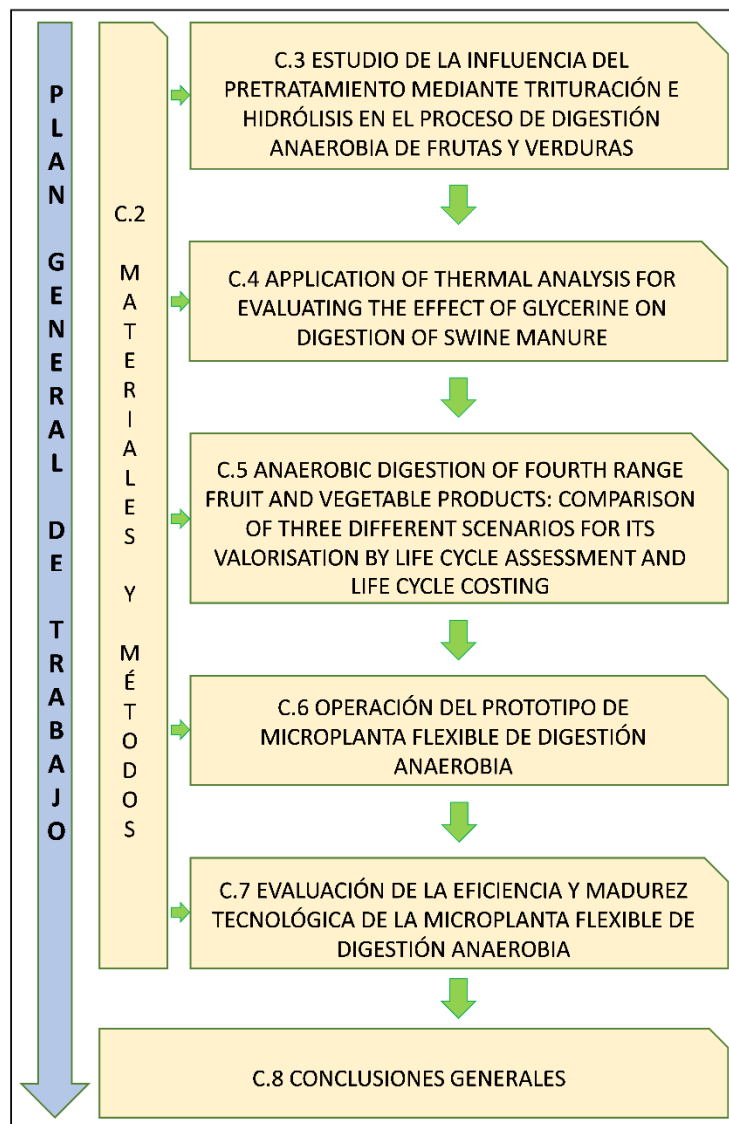


Figura 1.14 Plan de trabajo

El plan de trabajo se corresponde con la estructura en capítulos de la presente memoria de tesis, dedicándose los capítulos de 3 a 7 a responder a los objetivos específicos de la investigación. El capítulo 4 ha sido publicado en forma de artículo en la revista *Journal of Thermal Analysis and Calorimetry* (indexada en el Joint Research Centre) (González et al., 2018), por tanto está redactado en inglés y su formato se basa en las normas de dicha revista. El capítulo 5, al igual que el capítulo 4, está redactado en inglés ya que actualmente se encuentra en proceso de publicación.

Mediante este plan de trabajo se estudia la influencia de la logística (almacenaje y transporte) y las operaciones básicas (pretratamiento) de los residuos en su aptitud para ser sometidos a digestión anaerobia. Para ello se realizan ensayos de hidrólisis, biodegradabilidad y digestión anaerobia en semicontinuo (capítulo 3). Se valora la calidad del digerido mediante la utilización de métodos térmicos que permitan evaluar de forma rápida y sencilla el grado de estabilidad alcanzado por la materia orgánica (capítulo 4). Los sustratos utilizados en este estudio de estabilidad de los digeridos (purín porcino y glicerina) difieren de los utilizados en el resto de capítulos, pero se quiere señalar que el interés del estudio apunta principalmente a la capacidad de las técnicas (análisis térmico y análisis calorimétrico diferencial de barrido) para la evaluación de los digeridos, independientemente de su origen. Posteriormente se determina la influencia del uso de la digestión anaerobia descentralizada en los principales parámetros ambientales y económicos mediante el uso de las herramientas de LCA y LCC (capítulo 5). Se continua con un estudio del nivel de desarrollo técnico y del rendimiento de un prototipo de microplanta de digestión anaerobia. Para ello se lleva a cabo un ensayo en semicontinuo y el análisis del rendimiento biológico y energético (capítulo 6). Finalmente, se evalúa la eficiencia del prototipo utilizado mediante la determinación de sus limitaciones técnicas, así como su nivel de madurez tecnológica (capítulo 7).

1.5 BIBLIOGRAFÍA

- 3A Biogas, 2016. 3A Biogas [WWW Document]. URL <https://www.3a-biogas.com/>
- Abbasi M, Deymi-Dashtebayaz M, Farzaneh-Gord M, Abbasi S. Assessment of a CHP system based on economical, fuel consumption and environmental considerations. *Int J Glob Warm* 2015;7(2):256–69
- André, L., Pauss, A., Ribeiro, T., 2018. Solid anaerobic digestion : State-of-art , scienti fi c and technological hurdles. *Bioresour. Technol.* 247, 1027–1037. doi:10.1016/j.biortech.2017.09.003
- Andriani D, Wresta A. A review on optimization production and upgrading biogas through CO2 removal using various techniques. *Appl Biochem Biotechnol* 2014;172(4):1909–28
- Angelidaki, I., Ahring, B.K., 1993. Thermophilic anaerobic digestion of livestock waste: the effect of ammonia. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 38, 560–564. doi:10.1007/BF00242955
- Angelidaki, I., Treu, L., Tsapekos, P., Luo, G., Campanaro, S., Wenzel, H., Kougias, P.G., 2018. Biogas upgrading and utilization : Current status and perspectives. *Biotechnol. Adv.* 36, 452–466. doi:10.1016/j.biotechadv.2018.01.011
- Barik D, Murugan S. Investigation on combustion performance and emission characteristics of a DI (direct injection) diesel engine fueled with biogas-diesel in dual fuel mode. *Energy* 2014;72:760–71
- Bekon, 2018. No Title [WWW Document]. URL <https://www.bekon.eu/en/generating-energy-from-biomass/>
- Biogest, 2019. No Title [WWW Document]. URL <http://www.biogest.at/info/en/8/PowerRing.html>
- Blanco, D., 2009. Tratamiento biológico aerobio – anaerobio – aerobio de residuos ganaderos para la obtención de biogás y compost. Universidad de León.
- Bouallagui, H., Touhami, Y., Ben Cheikh, R., Hamdi, M., 2005. Bioreactor performance in anaerobic digestion of fruit and vegetable wastes. *Process Biochem.* 40, 989–995. doi:10.1016/j.procbio.2004.03.007
- Bourguignon, D., 2016. Closing the loop New circular economy package, European Parliamentary Research Service. doi:10.1111/j.1742-1241.2010.02575.x
- BTA International, 2017. BTA International [WWW Document]. URL <http://www.bta-international.de/en/der-bta-prozess/der-bta-prozess0.html>

- Budzianowski, W.M., 2016. A review of potential innovations for production, conditioning and utilization of biogas with multiple-criteria assessment. *Renew. Sustain. Energy Rev.* 54, 1148–1171. doi:10.1016/j.rser.2015.10.054
- Cabbai, V., De Bortoli, N., Goi, D., 2016. Pilot plant experience on anaerobic codigestion of source selected OFMSW and sewage sludge. *Waste Manag.* 49, 47–54. doi:10.1016/j.wasman.2015.12.014
- CCI Bioenergy, 2017. No Title [WWW Document]. URL <https://www.biogasworld.com/product/anaerobic-digestion/cci-bioenergy-small-scale-on-site-solution-platform/>
- Chae, K.J., Jang, A., Yim, S.K., Kim, I.S., 2008. The effects of digestion temperature and temperature shock on the biogas yields from the mesophilic anaerobic digestion of swine manure. *Bioresour. Technol.* 99, 1–6. doi:10.1016/j.biortech.2006.11.063
- Chen, Y., Cheng, J.J., Creamer, K.S., 2008. Inhibition of anaerobic digestion process: a review. *Bioresour. Technol.* 99, 4044–64. doi:10.1016/j.biortech.2007.01.057
- Comision Europea, 2010. Próximas medidas de gestión de los biorresiduos en la Unión Europea. Comisión Europea. Bruselas, 18.5.2010 COM(2010)235 final. Comunicación de la Comisión al Consejo y al Parlamento Europeo.
- De Baere, L., 2000. Anaerobic digestion of solid waste: State-of-the-art. *Water Sci. Technol.* 41, 283–290
- European Commission, 2018. 2030 climate & energy framework | Climate Action [WWW Document]. URL https://ec.europa.eu/clima/policies/strategies/2030_en (accessed 9.14.19).
- Fierro, J., 2014. Co-digestión de purines, residuos urbanos y de la industria del biodiesel
- Fisgativa, H., Tremier, A., Dabert, P., 2016. Characterizing the variability of food waste quality: A need for efficient valorisation through anaerobic digestion. *Waste Manag.* 50, 264–274. doi:10.1016/j.wasman.2016.01.041
- Gallert, C., Winter, J., 1997. Mesophilic and thermophilic anaerobic digestion of source-sorted organic wastes: effect of ammonia on glucose degradation and methane production. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 48, 405–410. doi:10.1007/s002530051071
- García-González, M.C., Fradejas Herrera, B., Riaño-Irazábal, B., León-Cófreces, C., González González, R., Muñoz Contreras, M., Fernández Iglesias, N., Alonso García, R.M., Blanco Cobián, D., 2015. Guía de gestión de deyecciones ganaderas en Castilla y León. Instituto Tecnológico Agrario de Castilla y León, Valladolid
- González, R., Smith, R., Blanco, D., Fierro, J., Gómez, X., 2018. Application of thermal analysis for evaluating the effect of glycerine addition on the digestion of swine manure. *J. Therm. Anal. Calorim.* doi:10.1007/s10973-018-7464-8

- Hagos, K., Zong, J., Li, D., Liu, C., Lu, X., 2017. Anaerobic co-digestion process for biogas production: Progress, challenges and perspectives. *Renew. Sustain. Energy Rev.* 76, 1485–1496. doi:10.1016/j.rser.2016.11.184
- Halalsheh, M., Kassab, G., Yazajeen, H., Qumsieh, S., Field, J., 2011. Effect of increasing the surface area of primary sludge on anaerobic digestion at low temperature. *Bioresour. Technol.* 102, 748–752. doi:10.1016/j.biortech.2010.08.075
- Homebiogas, 2018. No Title [WWW Document]. URL <https://www.homebiogas.com/>
- HZ-inova, 2017. hz-inova [WWW Document]. URL <http://www.hz-inova.com/cms/en/home/>
- IGWsrl, 2015. IGWsrl [WWW Document]. URL <http://www.igwsrl.com/news-english/fascia1/full-scale-experience-with-dry-anaerobic-digestion-process/>
- Jatana GS, Himabindu M, Thakur HS, Ravikrishna RV. Strategies for high efficiency and stability in biogas-fuelled small engines. *Exp Therm Fluid Sci* 2014;54:189–95
- Kayhanian, M., 1999. Ammonia inhibition in high-solids biogasification: An overview and practical solutions. *Environ. Technol. (United Kingdom)* 20, 355–365. doi:10.1080/09593332008616828
- Kim, J.K., Oh, B.R., Chun, Y.N., Kim, S.W., 2006. Effects of temperature and hydraulic retention time on anaerobic digestion of food waste. *J. Biosci. Bioeng.* 102, 328–332. doi:10.1263/jbb.102.328
- Kronos International, 2014. Hydrogen sulfide elimination from biogas. *Tech. Inf.* 1–4.
- Lansing, S., Botero, R.B., Martin, J.F., 2008. Waste treatment and biogas quality in small-scale agricultural digesters. *Bioresour. Technol.* 99, 5881–5890. doi:10.1016/j.biortech.2007.09.090
- Lay, J.-J., Li, Y.-Y., Noike, T., 1997. Influences of pH and moisture content on the methane production in high-solids sludge digestion. *Water Res.* 31, 1518–1524. doi:10.1016/S0043-1354(96)00413-7
- Lee, J.P., Lee, J.S., Park, S.C., 1999. Two-Phase Methanization of Food Wastes in Pilot Scale. *Appl. Biochem. Biotechnol.* 79, 585–594. doi:10.1385/ABAB:79:1-3:585
- Li Y, Qiu Q, He X, Li J. Energy balance and efficiency analysis for power generation in internal combustion engine sets using biogas. *Sustain Energy Technol Assess* 2014;6:25–33
- Lissens, G., Vandevivere, P., De Baere, L., Biey, E.M., Verstrae, W., 2001. Solid waste digestors: process performance and practice for municipal solid waste digestion. *Water Sci. Technol.* 44, 91–102

- Liu, T., Sung, S., 2002. Ammonia inhibition on thermophilic aceticlastic methanogens. *Water Sci. Technol.* 45, 113–120
- Liu, X., Wang, W., Shi, Y., Zheng, L., Gao, X., Qiao, W., Zhou, Y., 2012. Pilot-scale anaerobic co-digestion of municipal biomass waste and waste activated sludge in China: Effect of organic loading rate. *Waste Manag.* 32, 2056–2060. doi:10.1016/j.wasman.2012.03.003
- Lobato, Á., 2012. Estudio de la co-digestión anaerobia de residuos ganaderos con otros sustratos agroindustriales. Universidad de León
- Massé, D., 2000. Comprehensive model of anaerobic digestion of swine manure slurry in a sequencing batch reactor. *Water Res.* 34, 3087–3106. doi:10.1016/S0043-1354(00)00064-6
- Mata-Álvarez, J., 2015. Biomethanization of the Organic Fraction of Municipal Solid Wastes, *Water Intelligence Online*. doi:10.2166/9781780402994
- Mata-Álvarez, J., Cecchi, F., Llabrés, P., Pavan, P., 1992. Anaerobic digestion of the Barcelona central food market organic wastes. Plant design and feasibility study. *Bioresour. Technol.* 42, 33–42. doi:10.1016/0960-8524(92)90085-C
- Mata-Álvarez, J., Dosta, J., Romero-Güiza, M.S., Fonoll, X., Peces, M., Astals, S., 2014. A critical review on anaerobic co-digestion achievements between 2010 and 2013. *Renew. Sustain. Energy Rev.* 36, 412–427. doi:10.1016/J.RSER.2014.04.039
- Miron, Y., Zeeman, G., Van Lier, J.B., Lettinga, G., 2000. The role of sludge retention time in the hydrolysis and acidification of lipids, carbohydrates and proteins during digestion of primary sludge in CSTR systems. *Water Res.* 34, 1705–1713. doi:10.1016/S0043-1354(99)00280-8
- Nikpey Somehsaraei H, Mansouri Majoumerd M, Breuhaus P, Assadi M. Performance analysis of a biogas-fueled micro gas turbine using a validated thermodynamic model. *Appl Therm Eng* 2014;66(1–2):181–90
- NNFCC, 2017. Anaerobic Digestion | The Official Information Portal on Anaerobic Digestion [WWW Document]. URL <http://www.biogas-info.co.uk/> (accessed 2.3.19)
- OWS, 2013. Organic Waste Systems [WWW Document]. URL <http://www.ows.be/>
- Poggi-Varaldo, H.M., Rodríguez-Vázquez, R., Fernández-Villagómez, G., Esparza-García, F., 1997. Inhibition of mesophilic solid-substrate anaerobic digestion by ammonia nitrogen. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 47, 284–291. doi:10.1007/s002530050928
- Porter, S.D., Reay, D.S., Higgins, P., Bomberg, E., 2016. A half-century of production-phase greenhouse gas emissions from food loss & waste in the global food supply chain. *Sci. Total Environ.* 571, 721–729. doi:10.1016/j.scitotenv.2016.07.041

- Priefer, C., Jörissen, J., Bräutigam, K.-R., 2016. Food waste prevention in Europe – A cause-driven approach to identify the most relevant leverage points for action. *Resour. Conserv. Recycl.* 109, 155–165. doi:10.1016/j.resconrec.2016.03.004
- Proyecto Life Methamorphosis [WWW Document], 2015. URL <http://www.life-methamorphosis.eu/el-proyecto> (accessed 5.19.19).
- Rasi S, Veijanen A, Rintala J. Trace compounds of biogas from different biogas production plants. *Energy* 2007;32(8):1375–80. <http://dx.doi.org/10.1016/j.energy.2006.10.018>
- Salminen, E., Rintala, J., 2002. Anaerobic digestion of organic solid poultry slaughterhouse waste - A review. *Bioresour. Technol.* 83, 13–26. doi:10.1016/S0960-8524(01)00199-7
- Sen, B., Aravind, J., Kanmani, P., Lay, C.H., 2016. State of the art and future concept of food waste fermentation to bioenergy. *Renew. Sustain. Energy Rev.* 53, 547–557. doi:10.1016/j.rser.2015.08.065
- Sosnowski, P., 2003. Anaerobic co-digestion of sewage sludge and organic fraction of municipal solid wastes. *Adv. Environ. Res.* 7, 609–616. doi:10.1016/S1093-0191(02)00049-7
- Stoknes, K., Scholwin, F., Krzesiński, W., Wojciechowska, E., Jasińska, A., 2016. Efficiency of a novel “Food to waste to food” system including anaerobic digestion of food waste and cultivation of vegetables on digestate in a bubble-insulated greenhouse. *Waste Manag.* 56, 466–476. doi:10.1016/j.wasman.2016.06.027
- Suthaker, S., Polprasert, C., Droste, R.L., 1991. Sequencing batch anaerobic reactors for treatment of a high-strength organic wastewater, in: *Water Science and Technology*. pp. 1249–1257
- Ullah, I., Ha, M., Othman, D., Hashim, H., Matsuura, T., Ismail, A.F., Rezaei-dashtarzhandi, M., Azelee, I.W., 2017. Biogas as a renewable energy fuel – A review of biogas upgrading, utilisation and storage 150, 277–294. doi:10.1016/j.enconman.2017.08.035
- Valorga International, 2006. Valorga International [WWW Document]. URL <http://www.valorgainternational.fr/en/mpg3-128079--VALORGA-S-ANAEROBIC-DIGESTION-PROCESS.html>
- Van Lier, J.B., Tilche, A., Ahring, B.K., Macarie, H., Moletta, R., Dohanyos, M., Pol, L.W., Lens, P., Verstraete, W., Management Committee of the IWA Anaerobic Digestion Specialised Group, 2001. New perspectives in anaerobic digestion. *Water Sci. Technol.* 43, 1–18

- Vavilin, V.A., Rytov, S. V., Lokshina, L.Y., Rintala, J.A., Lyberatos, G., 2001. Simplified hydrolysis models for the optimal design of two-stage anaerobic digestion. *Water Res.* 35, 4247–4251. doi:10.1016/S0043-1354(01)00148-8
- Veeken, A., Kalyuzhnyi, S., Scharff, H., Hamelers, B., 2000. Effect of pH and VFA on Hydrolysis of Organic Solid Waste. *J. Environ. Eng.* 126, 1076–1081. doi:10.1061/(ASCE)0733-9372(2000)126:12(1076)
- Walker, M., Theaker, H., Yaman, R., Poggio, D., Nimmo, W., Bywater, A., Blanch, G., Pourkashanian, M., 2017. Assessment of micro-scale anaerobic digestion for management of urban organic waste: A case study in London, UK. *Waste Manag.* 61, 258–268. doi:10.1016/j.wasman.2017.01.036
- Wittmann, N., Yildiz, Ö., 2013. A microeconomic analysis of decentralized small scale biomass based CHP plants—The case of Germany. *Energy Policy* 63, 123–129. doi:10.1016/j.enpol.2013.05.069
- Xergi, 2016. Xergi [WWW Document]. URL <https://www.xergi.com/cases/quarnbek.html>
- Xiong, H., Chen, J., Wang, H., Shi, H., 2012. Influences of volatile solid concentration, temperature and solid retention time for the hydrolysis of waste activated sludge to recover volatile fatty acids. *Bioresour. Technol.* 119, 285–292. doi:10.1016/j.biortech.2012.05.126
- Yang L, Ge X, Wan C, Yu F, Li Y. Progress and perspectives in converting biogas to transportation fuels. *Renew Sustain Energy Rev* 2014;40:1133–52. <http://dx.doi.org/10.1016/j.rser.2014.08.008>
- Yazdanie, M., Densing, M., Wokaun, A., 2016. The role of decentralized generation and storage technologies in future energy systems planning for a rural agglomeration in Switzerland. *Energy Policy* 96, 432–445. doi:10.1016/j.enpol.2016.06.010

CAPÍTULO 2

MATERIALES Y MÉTODOS

2.1 MATERIALES UTILIZADOS

2.1.1 Sustratos

Los residuos utilizados como sustratos durante la realización de este trabajo han consistido en:

- Residuos de frutas y verduras procedentes de una industria alimentaria de productos de cuarta gama situada en Toledo en la que se procesan principalmente piña, calabaza y manzana (figura 2.1).
- Glicerina procedente de una industria de producción de biodiesel localizada en San Cristóbal de Entreviñas (Zamora).
- Purín de cerdo procedente de una granja situada en el norte de la provincia de Zamora.
- Parte orgánica proveniente de la recogida selectiva de los residuos de la Escuela Superior de Gastronomía y Hostelería de Toledo (material asimilable a FORSU).



Figura 2.1 Residuos de frutas y verduras procedentes de la industria alimentaria de productos de cuarta gama

2.1.2 Inóculos

Los inóculos utilizados para iniciar el proceso de digestión anaerobia fueron los siguientes:

- Lodo proveniente de la estación depuradora de aguas residuales de León, concretamente de la salida del digester anaerobio de lodos.
- Digerido procedente de un digester anaerobio instalado un centro de tratamiento de residuos situado en Pinto (Madrid), alimentado con FORSU y residuos de la industria cárnica.



Figura 2.2 Digerido procedente de un digester anaerobio de un centro de tratamiento de residuos

2.2 MÉTODOS ANALÍTICOS

2.2.1 Caracterización de residuos y digeridos. Técnicas analíticas

Sólidos totales y volátiles

La determinación del contenido en sólidos totales y volátiles (ST y SV) se realizó por diferencia de peso entre la muestra fresca y la sometida a secado (105 °C, 24 h) y a volatilización (550 °C, 20 min), conforme al Método Estandarizado (APHA, 2005).

pH

Para la determinación del pH se siguió el procedimiento indicado en el Método Estandarizado (APHA, 2005). Para ello se utilizó un pH-metro GLP22 CRISON calibrado con tampones a pH 4, 7 y 9.

Alcalinidad

La alcalinidad se determinó según el Método Estandarizado (APHA, 2005) mediante valoración con ácido clorhídrico 0,2 N hasta pH finales de 5,7 (alcalinidad parcial) y 4,3

(alcalinidad total) mediante un titulador automático 862 Compact tritosampler METROHM con un electrodo combinado de vidrio AquatrodePlus con Pt100 acoplada METROHM. Se definen los parámetros alcalinidad intermedia como la diferencia entre la alcalinidad total y la parcial y relación de alcalinidad como el cociente entre la alcalinidad parcial y la total.

Nitrógeno amoniacal

El contenido en nitrógeno amoniacal se analizó siguiendo el Método Estandarizado (APHA, 2005) a través del método del electrodo selectivo para amoniaco disuelto, con un pH-ionómetro 692 METROHM. La concentración de nitrógeno amoniacal se determinó mediante el método propuesto por Hansen et al. (1998) y Calli et al. (2005), con base a la siguiente fórmula:

$$\frac{[NH_3]}{[N - NH_3]} = \left(1 + \frac{10^{-pH}}{10^{-(0,09018 + \frac{2729,92}{T})}} \right)^{-1} \quad (2.1)$$

Donde:

[NH ₃]	Concentración de amoniaco libre (mg L ⁻¹)
[N-NH ₃]	Concentración de nitrógeno amoniacal (mg L ⁻¹)
pH	pH de la disolución
T	Temperatura de la disolución (K)

Demanda química de oxígeno

Para la determinación de la demanda química de oxígeno (DQO) las muestras fueron homogeneizadas y digeridas en medio ácido en presencia de dicromato potásico a 150 °C durante 2 horas en un digestor C9800 HANNA. La determinación final del parámetro se realizó mediante titulación con sal de Mohr con un titulador automático 862 Compact tritosampler METROHM.

Ácidos grasos volátiles

El contenido en ácidos grasos volátiles (AGV) se determinó mediante un cromatógrafo VARIAN CP-3800 GC equipado con un autosampler Chrompack 8200 VARIAN, el cual cuenta con un detector de ionización de llama y una columna capilar NUKOL (30 m x 0,25 mm x 0,25 µm). El gas utilizado como portador fue helio. Las temperaturas del inyector y del detector fueron 200 y 250 °C respectivamente. La temperatura del horno

fue consignada a 150 °C durante los tres primeros minutos aumentando posteriormente hasta 180 °C. El equipo fue calibrado con una mezcla estándar de ácidos grasos volátiles SUPELCO. El límite inferior de detección del equipo fue de 5,0 mg AGV L⁻¹. La preparación de las muestras de AGV se realizó mediante centrifugación a 3.500 x g en condiciones ácidas durante 12 minutos, para posteriormente utilizar el sobrenadante, filtrado a través de un filtro de celulosa de 0,45 µm.

Análisis elemental

Para la realización del análisis elemental se utilizó un equipo CHN-600 LECO para la determinación del contenido en carbono, hidrógeno, oxígeno y nitrógeno y un equipo SC-132 LECO para la determinación del contenido en azufre.

Fósforo

El contenido en fósforo total se analizó realizando una digestión de las muestras con ácido nítrico al 65% en un horno microondas presurizado durante 20 minutos a 170-200 °C, para posteriormente determinar su contenido mediante espectrometría de emisión atómica en plasma de acoplamiento inductivo, utilizando un espectrómetro Optima 2000 DV PERKIN ELMER.

Cationes

La determinación de los cationes intercambiables sodio, potasio, calcio y magnesio se realizó mediante una extracción de la muestra con una solución de acetato amónico 1N a pH 7. Tras la extracción, la muestra se centrifugó y la concentración de cada uno de estos cationes en el extracto se determinó mediante espectrometría de emisión atómica en plasma de acoplamiento inductivo, por comparación con soluciones patrón. Se utilizó para ello un espectrómetro Optima 2000 DV PERKIN ELMER (MAPA, 1994).

Materia orgánica

La determinación del contenido en materia orgánica se realizó de manera indirecta mediante la determinación del contenido en carbono oxidable, siguiendo el método de Walkley-Black (MAPA, 1994). Este método consiste en la oxidación de la muestra en presencia de ácido sulfúrico mediante la adición en exceso de dicromato potásico para posteriormente determinar el contenido en carbono oxidable mediante titulación con sal de Mohr. Para ello se utilizó un titulador automático 862 Compact tritosampler

METROHM. El carbono orgánico total resulta de dividir el carbono oxidable entre 0,77. El contenido de materia orgánica se obtiene indirectamente asumiendo que el 58% de la materia orgánica es carbono (Primo and Carrasco, 1980).

Celulosa, hemicelulosa y lignina

El contenido en celulosa, hemicelulosa y lignina fue calculado mediante el análisis de la fibra detergente-neutro, fibra detergente-ácido y fibra cruda usando un analizador de fibra ANKOM 200, siguiendo la metodología propuesta por Van Soest et al. (1991) (figura 2.3). Esta metodología consiste en extraer de la muestra su contenido en celulosa, hemicelulosa y lignina mediante su ebullición suave durante una hora en una solución de detergente de sulfato lauril sódico tamponado a pH 7 (solución detergente-neutro), disolviendo durante el proceso el contenido celular y la pectina y obteniendo como residuo el contenido crudo en celulosa, hemicelulosa y lignina. El residuo obtenido se somete a un tratamiento mediante ebullición suave durante una hora en una solución de ácido sulfúrico 1N con bromuro de trimetil-cetil-amonio (solución detergente-ácido), solubilizándose mediante este proceso el contenido en hemicelulosa y obteniendo como residuo las fracciones crudas de celulosa y lignina. Por último, el tratamiento de la fracción cruda de celulosa y lignina con una disolución saturada de permanganato potásico permite solubilizar la lignina, obteniéndose como único producto final del proceso la celulosa.

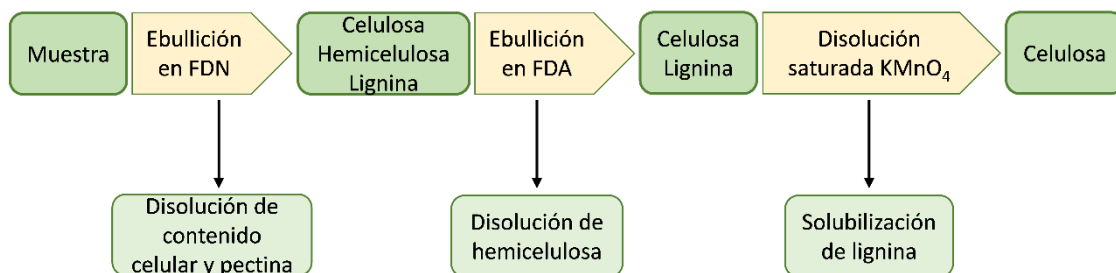


Figura 2.3 Diagrama de Van Soest

Tamaño de partícula

La determinación de la distribución del tamaño de partícula y el área superficial específica (SSA por sus siglas en inglés) se analizó en dispersión acuosa con un equipo de difracción de rayos láser LS 13 320 BECKMANN COULTER (figura 2.4), el cual realiza un análisis del patrón de dispersión producido al atravesar la muestra con el láser. En

C2. Materiales y métodos

este patrón de dispersión se mantiene la misma frecuencia que en el haz incidente, sin embargo, la intensidad del haz y su ángulo de difracción dependen del número de partículas y de sus dimensiones.

La determinación tiene lugar en dispersión acuosa de la muestra previamente homogeneizada. Una vez realizadas las calibraciones iniciales en el equipo e introducida la densidad de la muestra, se añaden pequeñas cantidades hasta que este indica. La determinación tiene lugar de manera automática (Beckman Coulter, 2001).



Figura 2.4 Equipo para la determinación del tamaño de partícula

Análisis termogravimétrico

El análisis fue realizado utilizando un equipo Q600 TA instruments. La muestra utilizada fue previamente secada y triturada hasta alcanzar un tamaño inferior a 0,3 mm. Se tomaron 5 mg de muestra los cuales fueron sometidos a una variación constante de la temperatura bajo atmósfera oxidante a un flujo de 100 mL min⁻¹ de aire. La velocidad de calentamiento fue de 10 °C min⁻¹ hasta alcanzar la temperatura de 700 °C. Se registró la variación de temperatura de la muestra, la pérdida de peso y la variación de la energía experimentada.

2.2.2 Caracterización y cuantificación de gases

La composición del biogás en laboratorio fue determinada mediante cromatografía de gases con un cromatógrafo CP-3800 Micro-GC microgas VARIAN, equipado con un detector de conductividad térmica. La columna utilizada fue el modelo HayeSep Q 80/100 de 4 m de longitud seguida de una columna de tamiz molecular de 1 m de longitud, modelo Molecular Sieve 13 x 80/100 Mesh (1,0 m x 1/8" x 2,0 m). Las columnas

separan metano, dióxido de carbono, nitrógeno, hidrógeno y oxígeno. El gas portador fue helio y se operó a una presión de 331 kPa y a una temperatura de 50 °C.

Los volúmenes de gases obtenidos han sido transformados en volúmenes normalizados a condiciones de presión y temperatura de 0 °C y 760 mm de Hg (Kafle et al., 2013; Kafle and Kim, 2013).

2.3 ANÁLISIS DE CICLO DE VIDA Y COSTE DE CICLO DE VIDA

2.3.1 Análisis de ciclo de vida

La metodología de análisis de ciclo de vida (LCA por sus siglas en inglés) ha sido utilizada para determinar el impacto ambiental del tratamiento de los residuos de frutas y verduras de productos de cuarta gama mediante digestión anaerobia, la valorización del biogás generado y la transformación y aprovechamiento del digerido como un producto fertilizante de alto valor añadido. Para ello se utilizó como unidad funcional la tonelada de residuo generado y como límites del sistema los procesos involucrados en dicho tratamiento. Son los siguientes:

- Hidrólisis del residuo.
- Transporte del material hidrolizado.
- Digestión del material hidrolizado.
- Valorización del biogás producido mediante unidad de cogeneración de calor y electricidad (CHP) o como combustible en automoción, sustituyendo en ambos casos a combustibles fósiles.
- Producción y empleo del biofertilizante como sustituto de la fertilización mineral.

Para la realización del LCA se utilizó el software LCA SimaPro versión 7.3.3 (PR'e Sustainability, 2012) con la base de datos Ecoinvent V2 (Swiss Centre for Life Cycle Inventories, 2010) para los principales parámetros, y para los parámetros secundarios otras bases de datos como son ETH-ESU 96 (ESU-Services, 1996), Buwal 250 (Swiss Packaging Institute, 2000), Idemat 2001 (Delft University of Technology, 2001) y LCA food DK (2.-0 LCA Consultants, 2003).

El impacto ambiental provocado se valoró con base a las siguientes 10 categorías:

- Agotamiento de los recursos abióticos.
- Calentamiento global.
- Agotamiento del ozono estratosférico.
- Toxicidad humana.
- Ecotoxicidad acuática en agua dulce.
- Ecotoxicidad acuática en agua marina.
- Ecotoxicidad terrestre.
- Formación de foto-oxidantes.
- Acidificación.
- Eutrofización.

2.3.2 Coste de ciclo de vida

El coste de ciclo de vida (LCC por sus siglas en inglés) es un análisis complementario al LCA en el que se compara la rentabilidad de inversiones alternativas de negocio desde una perspectiva económica. Es una herramienta que permite determinar el coste de un sistema mediante el estudio de todas las etapas de su ciclo de vida, desde su adquisición hasta su disposición final al término de su vida útil, pasando por los costes de operación e ingresos a lo largo del periodo de actividad, pero siempre sin tener en cuenta la dinámica de los mercados.

El LCC se ha llevado a cabo en paralelo a la realización del LCA, siendo las principales fuentes de información las utilizadas en el LCA, así como el generador de precios CYPE (CYPE Ingenieros, n.d.).

2.4 BIBLIOGRAFÍA

2.-0 LCA Consultants, 2003. LCA food DK.

APHA, 2005. Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, 21st ed.; APHA:Washington, DC, USA, 2005., American Water Works Association/American Public Works Association/Water Environment Federation. doi:10.2105/AJPH.51.6.940-a

Beckman Coulter, 2001. Manual de Procedimiento del Equipo, Analizador de Tamaño de Partículas por Rayos Laser LS13-320.

Calli, B., Mertoglu, B., Inanc, B., Yenigun, O., 2005. Effects of high free ammonia concentrations on the performances of anaerobic bioreactors. *Process Biochem.* 40, 1285–1292. doi:10.1016/j.procbio.2004.05.008

CYPE Ingenieros, S.A., n.d. Generador de precios de la construcción. [WWW Document]. URL http://www.generadordeprecios.info/obra_nueva/ (accessed 1.21.18).

Delft University of Technology, 2001. Idemat 2001.

ESU-Services, 1996. ETH-ESU 96 life cycle inventory database.

Hansen, K.H., Angelidaki, I., Ahring, B.K., 1998. Anaerobic Digestion of Swine Manure: Inhibition By Ammonia. *Water Res.* 32, 5–12. doi:10.1016/S0043-1354(97)00201-7

Kafle, G.K., Kim, S.H., 2013. Anaerobic treatment of apple waste with swine manure for biogas production: Batch and continuous operation. *Appl. Energy* 103, 61–72. doi:10.1016/j.apenergy.2012.10.018

Kafle, G.K., Kim, S.H., Sung, K.I., 2013. Ensiling of fish industry waste for biogas production: A lab scale evaluation of biochemical methane potential (BMP) and kinetics. *Bioresour. Technol.* 127, 326–336. doi:10.1016/j.biortech.2012.09.032

MAPA, 1994. Métodos Oficiales de Análisis. Dirección General de Política Alimentaria. Ministerio de Agricultura, Pesca y Alimentación, Madrid.

PR'e Sustainability, 2012. SimaPro (System for Integrate Environmental Assessment of Products) software.

Primo, E., Carrasco, J.M., 1980. Química Agrícola I. Suelos y Fertilizantes. Editorial Alhambra, Madrid.

Swiss Centre for Life Cycle Inventories, 2010. Ecoinvent 2.2.

Swiss Packaging Institute, 2000. Buwal 250 library.

Van Soest, P.J., Robertson, J.B., Lewis, B.A., 1991. Methods for Dietary Fiber, Neutral Detergent Fiber, and Nonstarch Polysaccharides in Relation to Animal Nutrition. *J. Dairy Sci.* 74, 3583–3597. doi:10.3168/jds.S0022-0302(91)78551-2

CAPÍTULO 3

ESTUDIO DE LA INFLUENCIA DEL
PRETRATAMIENTO MEDIANTE TRITURACIÓN E
HIDRÓLISIS EN EL PROCESO DE DIGESTIÓN
ANAEROBIA DE FRUTAS Y VERDURAS

3.1 INTRODUCCIÓN

La demanda de alimentos listos para el consumo ha experimentado un importante crecimiento durante los últimos años, debido principalmente a la comodidad que implica para el consumidor. Dentro de estos productos es destacable la evolución de los denominados productos de cuarta gama, frutas y verduras sometidas a una leve transformación (lavado, pelado, troceado, etc.), y un posterior envasado, con el objetivo de llegar al consumidor listos para cocinar o consumir. Este tipo de productos ha alcanzado en España un consumo de alrededor de 300.000 toneladas anuales con un volumen de negocio cercano a los 600 millones de euros (Ministerio de Agricultura Pesca y Alimentación, 2016).

El procesado de este tipo de productos supone la generación de un volumen de desecho de entre el 20 y el 70% del producto fresco, lo que se traduce en la generación de una gran cantidad de residuos orgánicos que deben ser gestionados. Estos residuos habitualmente son empleados en alimentación animal cuando reúnen las características adecuadas o son compostados. No pueden ser llevados a vertedero ya que la Unión Europea (UE), mediante el Plan de Acción del Paquete de Economía Circular, obliga a los estados miembros a limitar el vertido de residuos orgánicos en los vertederos y a fomentar la recuperación de materiales y energía ya que el depósito en vertedero de este tipo de residuos supone ciertos riesgos ambientales como la elevada producción de lixiviados, la emisión de gases de efecto invernadero (GEI), la contaminación de suelos, de aguas superficiales y subterráneas o la pérdida de recursos valiosos (energía y materia) (Pavi et al., 2017). Además, producen inestabilidades en el asentamiento de la masa del residuo en el vertedero y la ocupación de un espacio que, con frecuencia, no admitirá otros usos posteriores (Bouallagui et al., 2005; García-Peña et al., 2011).

Por otra parte, la recogida selectiva de residuos orgánicos y el tratamiento biológico con recuperación de materia y energía representan una solución óptima para cumplir con la estrategia europea de gestión de residuos (European Commission, 2014; Stoknes et al., 2016). En este sentido, la digestión anaerobia se presenta como una alternativa necesaria para optimizar la gestión de este tipo de residuos, convirtiéndolos en fuentes de energía renovable mediante su valorización energética. Por otro lado, el digerido

C3. Estudio de la influencia del pretratamiento mediante trituración e hidrólisis en el proceso de digestión anaerobia de frutas y verduras

obtenido tras el proceso de digestión anaerobia puede ser utilizado como fertilizante agrícola o como enmienda en la mejora de suelos, considerándose esta actividad un medio de recuperación de los componentes orgánicos y minerales que contiene, en vez de un proceso orientado únicamente a la eliminación del residuo (Alburquerque et al., 2012). Esta forma de fertilización se encuentra amparada en la legislación española por el Real Decreto 506/2013 sobre productos fertilizantes (BOE, 2013).

La elevada cantidad generada de este tipo de residuos, su alto contenido en materia orgánica de carácter fácilmente biodegradable, su alto potencial de producción de metano y las excelentes características fertilizantes del digerido obtenido los convierte en particularmente adecuados para ser tratados mediante digestión anaerobia (Di Maria et al., 2015; Wang et al., 2014). A pesar de ello se deben considerar algunos aspectos como clave para conseguir la viabilidad técnica, ambiental y económica. Entre ellos se destacan:

- La adecuada logística del residuo. Es necesario transportar los residuos desde el punto de generación hasta el punto donde se realiza el tratamiento que, de no hacerse correctamente, incrementará el coste y el volumen de emisiones asociadas a su traslado, poniendo en entredicho su viabilidad económica y ambiental.
- Alcanzar un proceso de digestión anaerobia estable utilizando frutas y verduras como único sustrato. El alto contenido en azúcares simples provoca una rápida acidificación lo que inhibe la actividad metanogénica y por tanto el proceso global de digestión (Scano et al., 2014; Wang et al., 2014).

Una solución que permita considerar estos aspectos consiste en la utilización de un sistema de digestión anaerobia en dos etapas cuya fase de pretratamiento se encuentre integrada dentro la logística de gestión de los residuos. Para ello se plantea una trituración inicial del residuo en el lugar de generación y su almacenamiento hasta ser transportado de forma que: 1) se facilite su manejo, ya sea para el transporte o para la incorporación al proceso, 2) se reduzca su volumen y 3) se reduzca su tamaño de partícula, facilitando la hidrólisis y su conservación y limitando la pérdida del potencial de producción de biogás (Halalsheh et al., 2011; Miron et al., 2000; Xiong et al., 2012).

C3. Estudio de la influencia del pretratamiento mediante trituración e hidrólisis en el proceso de digestión anaerobia de frutas y verduras

El uso de un sistema de digestión en dos etapas permite la separación de las fases acidogénica y metanogénica y por tanto de las bacterias involucradas en ellas, facilitando que cada una de las fases tenga lugar en las condiciones más adecuadas, lo que resulta crucial para su estabilidad (Bouallagui et al., 2005, 2004). Con esta estrategia se conseguiría una mayor viabilidad del proceso incluso a elevadas velocidades de carga orgánica (VCO) (Wang et al., 2014).

La hidrólisis del residuo tendrá lugar durante el tiempo que transcurre entre transportes. Durante la hidrólisis se lleva a cabo la solubilización de la materia orgánica y la transformación de las macromoléculas orgánicas en dióxido de carbono y ácidos grasos volátiles (AGV) (Sharma et al., 2000; Veeken et al., 2000) siendo estos últimos los responsables de su acidificación y conservación de cara al posterior tratamiento de digestión (Veeken and Hamelers, 1999). Los principales parámetros que influyen en el desarrollo de la hidrólisis son el pH, la temperatura, la concentración de biomasa hidrolítica y el tipo de materia orgánica particulada (Veeken and Hamelers, 1999). Esta primera fase de hidrólisis resulta relevante ya que en numerosas ocasiones la solubilización de la materia orgánica es la que limita la velocidad de producción de biogás (Vavilin et al., 2001), aunque en este caso, al tratarse de residuos pobres en biopolímeros difícilmente biodegradables como la celulosa, el proceso de digestión anaerobia se encontrará limitado principalmente por la metanogénesis (Bouallagui et al., 2005).

La marcada estacionalidad del clima que tiene lugar en ciertas zonas influirá en la cinética de la hidrólisis, al ser la temperatura uno de los principales parámetros que marcan su desarrollo. Dicha estacionalidad hace necesaria la determinación de la influencia de la temperatura en el proceso de hidrólisis.

En este capítulo se estudiará la influencia de esta estrategia de gestión mediante trituración e hidrólisis, condicionada por la estacionalidad, en los diferentes parámetros físico-químicos del residuo, así como en la producción de metano y en la estabilidad del proceso de digestión anaerobia.

3.2 OBJETIVOS

3.2.1 Objetivo principal

El principal objetivo de este capítulo es determinar el efecto del pretratamiento mediante trituración e hidrólisis de residuos de frutas y verduras procedentes de la industria de productos de cuarta gama sometidos a digestión anaerobia en cuanto a producción de biogás y estabilidad del proceso. Para ello se evaluará:

- La producción de biogás del residuo hidrolizado frente al residuo fresco mediante ensayos de biodegradabilidad.
- La digestión anaerobia en semicontinuo del residuo hidrolizado frente al residuo fresco.

3.2.2 Diseño experimental

Para lograr los objetivos expuestos se planteó un diseño experimental con cuatro tipos de ensayos: caracterización de residuo, ensayos de trituración e hidrólisis, ensayos de biodegradabilidad y ensayos de digestión anaerobia en semicontinuo, según lo representado en la figura 3.1. Como sustrato se emplearon residuos de frutas y verduras procedentes de una industria alimentaria de cuarta gama situada en Toledo en la que se procesan principalmente piña, calabaza y manzana.

C3. Estudio de la influencia del pretratamiento mediante trituración e hidrólisis en el proceso de digestión anaerobia de frutas y verduras

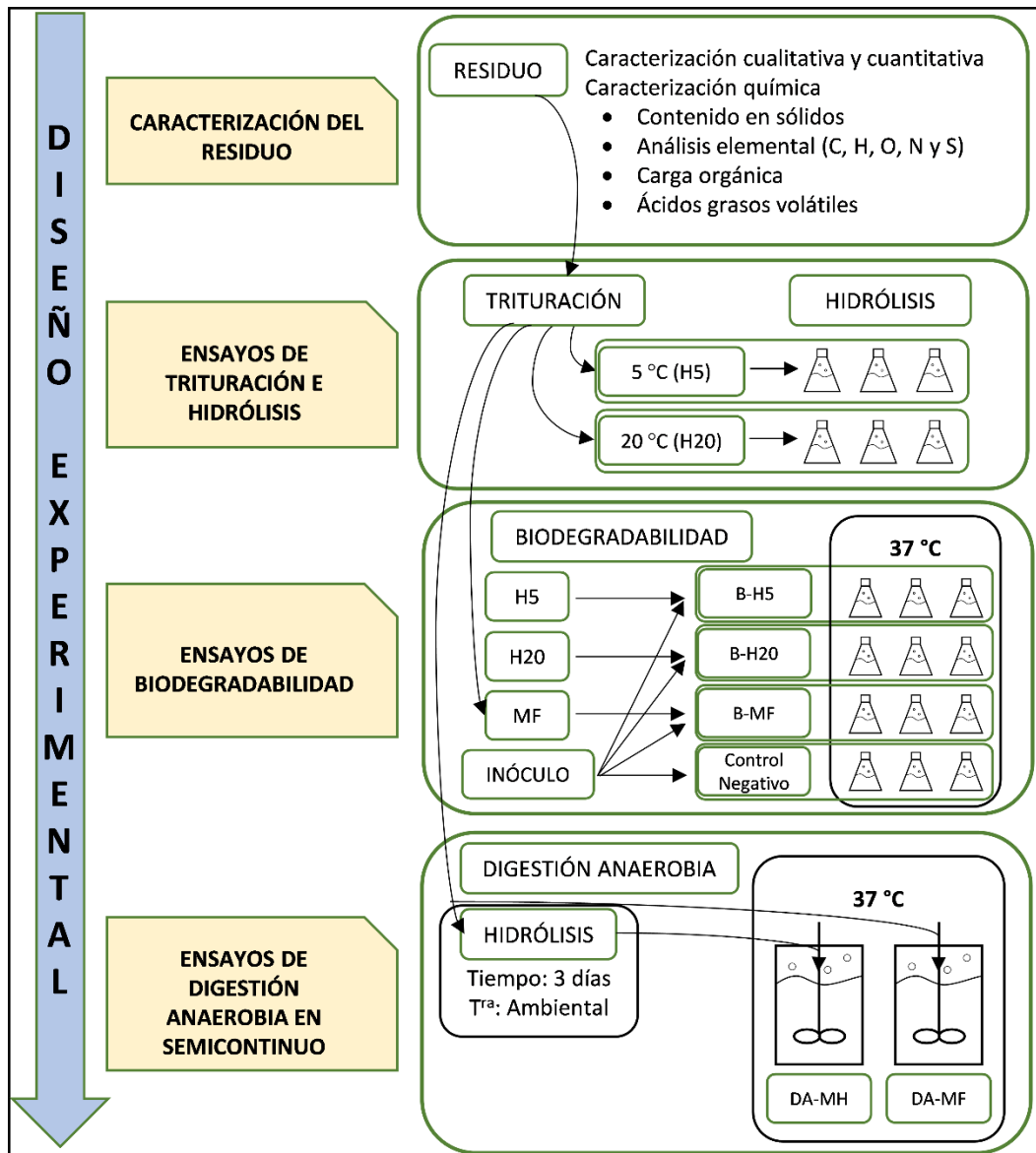


Figura 3.1 Diseño experimental

3.3 MATERIALES Y MÉTODOS

3.3.1 Caracterización de los residuos

Para la caracterización de los residuos se realizaron cinco tomas de muestras durante el tiempo de realización de la fase experimental del estudio. Para llevar a cabo la determinación cualitativa y cuantitativa de las diferentes frutas y verduras que formaban parte del residuo, se clasificó cada una de ellas de manera manual y posteriormente se determinó su peso. En cuanto a su caracterización química, se realizó una vez que el residuo había sido triturado y se determinó mediante las siguientes

C3. Estudio de la influencia del pretratamiento mediante trituración e hidrólisis en el proceso de digestión anaerobia de frutas y verduras

analíticas: sólidos totales (ST) y volátiles (SV), análisis elemental, materia orgánica, demanda química de oxígeno total y soluble (DQO_t, DQO_s), contenido en celulosa, hemicelulosa y lignina, contenido en hidratos de carbono, contenido en cenizas y contenido en AGV. Todas ellas se realizaron de acuerdo con la metodología descrita en el capítulo 2 Materiales y métodos.

3.3.2 Ensayos de trituración e hidrólisis

A partir de la primera de las muestras de residuo tomada se realizaron los ensayos de hidrólisis. Para ello se trituró dicha muestra mediante un equipo triturador JWCE Muffin Monster de 2.200 W de potencia con el objetivo de obtener un tamaño de partícula menor de un centímetro. Se utilizó específicamente este equipo porque se usa nuevamente en los ensayos realizados en el prototipo de microplanta flexible de digestión anaerobia, según lo descrito en el plan de trabajo contenido en el capítulo 1. Una vez triturado el residuo se determinó su distribución de tamaño de partícula. Para ello se utilizó un juego de tamices normalizados para tamaños superiores a 1 mm y para tamaños inferiores, un equipo analizador de tamaño de partícula, según la metodología descrita en el capítulo 2 Materiales y métodos.

Los ensayos de hidrólisis se realizaron por triplicado en matraces Erlenmeyer de 250 mL de capacidad bajo dos condiciones de temperatura, 5 y 20 °C (H5 y H20) para simular las diferentes condiciones ambientales a lo largo del año (invierno y verano) y su influencia en los parámetros físico-químicos del residuo hidrolizado. Las condiciones de temperatura establecidas se alcanzaron realizando los ensayos dentro de una cámara termostaticada a 5 °C y sumergiendo los Erlenmeyer en un baño termostaticado a 20 °C para los ensayos H5 y H20 respectivamente. A lo largo de estos ensayos se cuantificó el volumen de gas generado manteniendo los matraces conectados a un sistema de medición basado en medidores de desplazamiento de agua. Diariamente se muestreó el gas atrapado en el recipiente de acumulación de gas para su posterior caracterización mediante cromatografía de gases, según el procedimiento descrito en el capítulo 2 Materiales y métodos. La duración de los ensayos fue de tres días, ya que se suelen utilizar tiempos de retención hidráulica (TRH) cortos para esta etapa del proceso en comparación con la posterior etapa de digestión (De La Rubia et al., 2009).

C3. Estudio de la influencia del pretratamiento mediante trituración e hidrólisis en el proceso de digestión anaerobia de frutas y verduras

A la finalización de los ensayos se realizó una caracterización química del residuo hidrolizado. Se planteó un balance de masa para determinar la reducción del contenido en sólidos que aparenta haber tenido lugar durante la hidrólisis. Para ello se tuvo en cuenta la evolución del contenido en sólidos, la cantidad y composición del gas generado, así como el contenido en AGV. Se evaluó también la eficiencia de la hidrólisis, para ello se utilizaron los parámetros rendimiento de la hidrólisis y rendimiento de la acidificación, según las siguientes ecuaciones, adaptadas de De la Rubia et al. (2009) y Bouallagui et al. (2004):

$$RH = \frac{DQO_{SH}}{DQO_{t0} - DQO_{s0}} \cdot 100 \quad (3.1)$$

Donde:

RH	Rendimiento de la hidrólisis (%)
DQO_{SH}	DQO solubilizada durante la hidrólisis ($g L^{-1}$)
DQO_{t0}	DQO total inicial ($g L^{-1}$)
DQO_{s0}	DQO soluble inicial ($g L^{-1}$)

$$RAC = \frac{DQO_{AGVt}}{DQO_{SH}} \cdot 100 \quad (3.2)$$

Donde:

RAC	Rendimiento de la acidificación (%)
DQO_{AGVt}	Concentración de AGV totales, expresados como la suma de la DQO teórica de cada uno de ellos ($g L^{-1}$)
DQO_{SH}	DQO solubilizada durante la hidrólisis ($g L^{-1}$)

El análisis estadístico de los resultados obtenidos se realizó aplicando la metodología ANOVA mediante el software SPSS 24 (IBM, 2016).

3.3.3 Ensayos de biodegradabilidad

El material fresco (MF) obtenido a partir de los ensayos de trituración y el material hidrolizado se sometió posteriormente a ensayos de biodegradabilidad. Estos ensayos consistieron en la digestión anaerobia en discontinuo de los sustratos con el objetivo de

C3. Estudio de la influencia del pretratamiento mediante trituración e hidrólisis en el proceso de digestión anaerobia de frutas y verduras

determinar el efecto que produce la hidrólisis realizada a diferente temperatura en el tiempo necesario para la degradación biológica y en la producción última de metano (B_0) del material hidrolizado en comparación con el material fresco.

Para la realización de los ensayos de biodegradabilidad se emplearon matraces Erlenmeyer de 250 mL conectados a un sistema de medición del volumen de gas, igual al utilizado durante los ensayos de hidrólisis. El ensayo se realizó a una temperatura de 37 °C y en agitación continua. Para ello, los diferentes Erlenmeyer se dispusieron sobre un sistema de agitación magnética y se sumergieron en un baño termostatzado a dicha temperatura.

Se realizaron cuatro tipos de ensayos: Control negativo, Material Fresco (B-MF), Material Hidrolizado a 5 °C (B-H5) y Material Hidrolizado a 20 °C (B-H20), cada uno de ellos se realizó por triplicado. Los Erlenmeyer se llenaron con 230 mL de una mezcla de inóculo y sustrato. Las cantidades de inóculo y sustrato añadidas se seleccionaron de manera que cada Erlenmeyer tuviera la misma cantidad de inóculo y que la relación inóculo:alimentación (I:A) estuviera en torno a 1 en base a su contenido en SV. Esta premisa es parte del procedimiento para la determinación del parámetro B_0 , ya que de esta manera existe inóculo suficiente para poder degradar el sustrato (Gunaseelan, 1997; Nielfa et al., 2015). Como control negativo se utilizaron Erlenmeyers que contenían únicamente el inóculo y a los que se le añadió agua hasta completar un volumen equivalente al de sus matraces homólogos. El inóculo utilizado fue lodo proveniente de la estación depuradora de aguas residuales de León, concretamente de la salida del digester anaerobio de lodos. Los ensayos no tuvieron suplemento alguno de nutrientes, salvo la adición de disolución de hidróxido sódico 1M, cuando fue necesario para mantener el pH entre valores de 6 y 7.

Se realizaron mediciones diarias del volumen de gas producido y su composición mediante cromatografía a lo largo del ensayo. Los ensayos se prolongaron hasta que en cada uno de los sistemas analizados la producción de biogás resultó nula durante tres días consecutivos.

C3. Estudio de la influencia del pretratamiento mediante trituración e hidrólisis en el proceso de digestión anaerobia de frutas y verduras

Ajuste cinético de la producción acumulada de metano

Para la determinación del parámetro B_0 se utilizó la metodología empleada por Gunaseelan (2004). Para ello, la producción de metano obtenida del control negativo se sustrajo de las producciones de metano del resto de ensayos para eliminar la contribución del inóculo. Los volúmenes de metano obtenidos se transformaron en volúmenes normalizados según lo descrito en el capítulo 2 Materiales y métodos y se ponderaron respecto a la cantidad de SV de alimentación añadida (Gunaseelan, 2007). Se asumió que la degradación de la muestra siguió una cinética de primer orden ajustándose a la siguiente ecuación:

$$B = B_0(1 - e^{-kt}) \quad (3.3)$$

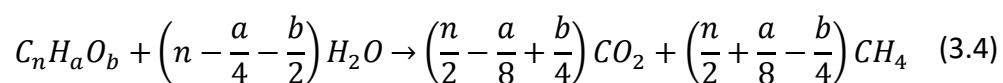
Donde:

B	Producción acumulada de metano en un tiempo t (mL CH ₄ g SV ⁻¹)
B ₀	Producción última de metano (mL CH ₄ g SV ⁻¹)
K	Constante de decaimiento de la producción de metano (d ⁻¹)
t	Tiempo (d)

Se asumió que el parámetro B se iguala al parámetro B₀ a la finalización del ensayo (Gunaseelan, 2004).

Estimación del potencial teórico de producción de metano

Los resultados de producción de metano obtenidos para los diferentes ensayos de biodegradabilidad realizados se compararon con la producción teórica de metano (B_u), la cual se calcula mediante la ecuación de Buswell. La determinación se basa en una reacción simplificada para el cálculo de la producción de metano y dióxido de carbono a partir de la composición en carbono, hidrógeno y oxígeno (expresado como C_nH_aO_b) de los SV de un determinado compuesto. En ella se estima que toda la materia orgánica es convertida estequiométricamente en metano y dióxido de carbono según la siguiente reacción.



C3. Estudio de la influencia del pretratamiento mediante trituración e hidrólisis en el proceso de digestión anaerobia de frutas y verduras

El parámetro B_u se calcula según la siguiente fórmula (Møller et al., 2004):

$$B_u = \frac{\left(\frac{n}{2} + \frac{a}{8} - \frac{b}{4}\right)}{12n + a + 16b} \cdot 22.400 \quad (3.5)$$

Donde:

B_u	Producción teórica de metano (mL CH ₄ g SV ⁻¹)
n, a y b	Coefficientes de los elementos carbono, hidrógeno y oxígeno respectivamente en la reacción de conversión

La fórmula de Buswell considera que toda la materia orgánica es transformada durante el proceso de digestión anaerobia, pero se debe tener en cuenta la imposibilidad de degradación de la lignina por parte de la flora anaerobia (De La Rubia et al., 2009; Gutiérrez et al., 2017) por lo tanto, la biodegradabilidad del residuo dependerá a su vez del contenido en lignina (Vavilin et al., 2008). Ante esta situación se calcula un valor teórico corregido (B_{uCL}) en el que se descuenta el volumen de metano producido a partir del contenido en lignina del residuo. Se ha utilizado la suposición dada por Møller et al (2004) de que la producción teórica de metano estará conformada por la aportación teórica asociada a cada tipo de molécula presente (lípidos, proteínas, carbohidratos, lignina y AGV) y su composición química media (en SV); se utiliza la siguiente corrección.

$$B_{uCL} = B_u - SV_{Lig} \cdot B_{uLig} \quad (3.6)$$

Donde:

B_{uCL}	Producción teórica de metano corregida por lignina (mL CH ₄ g SV ⁻¹)
B_u	Producción teórica de metano (mL CH ₄ g SV ⁻¹)
SV_{Lig}	Contenido de los SV en lignina (%)
B_{uLig}	Producción teórica de metano para la lignina (mL CH ₄ g SV ⁻¹)

3.3.4 Ensayos de digestión anaerobia en semicontinuo

Los ensayos de digestión anaerobia en semicontinuo se realizaron con material fresco y material hidrolizado (DA-MF y DA-MH) con el objetivo de determinar tanto las condiciones de estabilidad del proceso como el rendimiento del mismo respecto a su producción de metano, bajo condiciones de operación de una sola etapa (uso de material fresco) frente a dos etapas (uso de material hidrolizado). Únicamente se realizó

C3. Estudio de la influencia del pretratamiento mediante trituración e hidrólisis en el proceso de digestión anaerobia de frutas y verduras

un ensayo con material hidrolizado debido a los resultados equivalentes que se obtuvieron en los ensayos de biodegradabilidad a diferentes temperaturas.

Estos ensayos se realizaron en un banco constituido por tres digestores CSTR (Continuously Stirred Tank Reactor) de 3 L de capacidad cada uno, agitados mecánicamente y termostatizados a 37 ± 1 °C. Cada uno de los digestores dispone de un agitador tipo RZR 1 de la casa HEIDOLPH asociado a un dispositivo para la regulación de la velocidad de agitación y la temporización de los periodos de funcionamiento. Los digestores están contruidos en metacrilato transparente de 5 mm de espesor y se encuentran montados sobre una estructura autoportante de acero inoxidable. Estos disponen de un encamisado exterior por el que circula agua de calefacción, la cual permite mantenerlos a una temperatura controlada. La temperatura del agua de calefacción se mide en el depósito con una sonda Pt100 y se regula mediante un controlador digital PID. El gas producido en cada digestor se recoge por una apertura superior y es conducido a un medidor de gas de volumen reversible basado en desplazamiento de agua, asociado a un contador de contacto húmedo que registra en la consola de control del equipo el número de ciclos que ha tenido lugar en el contador. Cada digestor dispone además de una toma de fondo, una apertura superior y una apertura lateral, dotadas de válvulas de bola, las cuales son utilizadas para la toma de muestra y la alimentación (ver figura 3.2).



Figura 3.2 Banco de digestores de 3 L usado en los ensayos de digestión anaerobia en semicontinuo

C3. Estudio de la influencia del pretratamiento mediante trituración e hidrólisis en el proceso de digestión anaerobia de frutas y verduras

El residuo, una vez triturado, se usaba directamente como material fresco para la alimentación del ensayo DA-MF o se sometía a un proceso de hidrólisis a temperatura ambiente durante tres días, previo a su uso como material hidrolizado en el ensayo DA-MH.

El inóculo utilizado para la puesta en marcha de estos ensayos provino de la estación depuradora de aguas residuales de León, al igual que en los ensayos discontinuos. Los ensayos se sometieron a un periodo de adaptación inicial con un aumento progresivo de la VCO. Para ello se utilizaron TRH de 100, 75, 60, 50 y 35 días que equivalen a VCO aproximadas de 0,84, 1,12, 1,66, 2,05 y 2,74 g SV L_{dig}⁻¹ d⁻¹ debido a la variación existente en los diferentes lotes de alimentación. El objetivo en la reducción del TRH fue optimizar la capacidad de tratamiento del digestor sin comprometer el proceso de digestión, manteniendo por tanto niveles de AGV menores a 200 mg L⁻¹ en el sistema (Bouallagui et al., 2003).

Se estableció un TRH de 30 días para el periodo de evaluación. Este valor de TRH permitió llevar a cabo el proceso con una VCO en torno a 3,5 g SV L⁻¹ d⁻¹, valor al que otros autores como Lane (1984) o Wang et al. (2014) han conseguido operar de manera estable digestores alimentados con residuos similares.

Durante la realización de los ensayos se siguió la evolución de los siguientes parámetros de proceso: contenido en ST y SV, pH, contenido en nitrógeno amoniacal, alcalinidad, contenido en AGV y volumen y riqueza del biogás generado. Los ensayos DA-MF y DA-MH se prolongaron durante 48 y 90 días respectivamente, ajustando estos tiempos a la propia evolución de los ensayos.

A la finalización de los ensayos se evaluaron diferentes parámetros del material digerido con el objetivo de disponer de una caracterización completa. Los parámetros analizados fueron contenido en ST, SV, materia orgánica, nitrógeno total, fósforo total y cationes (sodio, potasio, calcio y magnesio). Su determinación se realizó de acuerdo con la metodología recogida en el capítulo 2 Materiales y métodos.

3.4 RESULTADOS Y DISCUSIÓN

3.4.1 Caracterización de los residuos

El residuo estaba compuesto principalmente de peladuras y corazones de piña y de peladuras y semillas de calabaza. Dichos residuos presentaban un tamaño de varias decenas de centímetros cúbicos como puede observarse en la figura 3.3.



Figura 3.3 Residuos utilizados

La tabla 3.1 muestra los resultados de la determinación cualitativa y cuantitativa de la mezcla mediante la composición porcentual de cada uno de sus componentes. Esta tabla es el resultado de las caracterizaciones realizadas a las cinco muestras tomadas a lo largo de los ensayos. Como puede observarse, la composición del residuo presenta una baja variabilidad en las diferentes muestras tomadas, lo que posiblemente esté condicionado por el proceso productivo de la industria de la que fue recogido, que mantiene estable la fabricación de sus diferentes productos.

Tabla 3.1 Composición del residuo

Sustratos	Composición
Corteza de piña (%)	40,20 ± 3,73
Corazones de piña (%)	20,16 ± 4,86
Calabaza (Peladuras y semillas) (%)	19,63 ± 2,11
Manzana (Peladuras y corazones) (%)	10,64 ± 6,48
Otros (%)	9,36 ± 4,71

C3. Estudio de la influencia del pretratamiento mediante trituración e hidrólisis en el proceso de digestión anaerobia de frutas y verduras

De la composición se destaca que más del 60% del residuo corresponde a restos de piña (corazones y cortezas), seguido de casi un 20% de restos de calabaza y un 10% de restos de manzana. El residuo clasificado como “Otros” es una mezcla de restos de diferentes frutas y verduras entre los que se encuentran mango, pimiento y coliflor.

La tabla 3.2 muestra los resultados obtenidos en la caracterización química realizada al residuo mediante diferentes analíticas.

Tabla 3.2 Caracterización química del residuo

Tipo de análisis	Parámetro	Resultados
Contenido en sólidos	ST (%)	12,36 ± 0,22
	SV (%)	11,51 ± 0,27
	SV (%) (bs)	93,12 ± 1,23
Análisis elemental (%) (bs)	C	46,2 ± 0,7
	H	6,0 ± 0,4
	N	1,5 ± 0,1
	O	42,4 ± 0,8
	S	0,18 ± 0,01
Carga orgánica	Materia orgánica (%) (bs)	86,4 ± 4,0
	DQO _t (g L ⁻¹)	163,8 ± 7,6
	DQO _s (g L ⁻¹)	5,2 ± 0,7
Composición (%) (bs)	Celulosa	16,8 ± 0,8
	Hemicelulosa	19,2 ± 1,0
	Lignina	7,83 ± 0,39
	Hidratos de carbono	44,5 ± 2,2
	Cenizas	7,1 ± 0,4
AGV (mg L ⁻¹)	Acético	335 ± 15
	Propiónico	117 ± 11
	Butírico*	81 ± 3
	Valérico*	63 ± 4

*Incluyen formas iso

Como puede observarse, los residuos de frutas y verduras se caracterizan por la presencia mayoritaria de agua en su composición (87,64%) y su alto contenido en SV (93,12%, bs), los cuales resultan indicativos de su potencial de transformación mediante digestión anaerobia (García-Peña et al., 2011; Pavi et al., 2017) que únicamente se verá limitado por su contenido en lignina (Gunaseelan, 1997). Dichas características hacen que estos residuos resulten fácilmente biodegradables debido a la rápida hidrolización

C3. Estudio de la influencia del pretratamiento mediante trituración e hidrólisis en el proceso de digestión anaerobia de frutas y verduras

que tiene lugar durante la digestión, lo que puede provocar su acidificación por acumulación de AGV, que inhibirá la metanogénesis y por lo tanto el proceso (Bouallagui et al., 2005; García-Peña et al., 2011; Shen et al., 2013). Otra de sus características es su mayor contenido en hidratos de carbono que en proteínas, lo que puede conllevar la necesidad de adicionar una fuente de nitrógeno para conseguir una adecuada relación C/N (García-Peña et al., 2011).

3.4.2 Ensayos de trituración e hidrólisis

Tamaño de partícula (Trituración)

Los resultados obtenidos en la distribución del tamaño de partícula de la trituración inicial se representan en la figura 3.4.

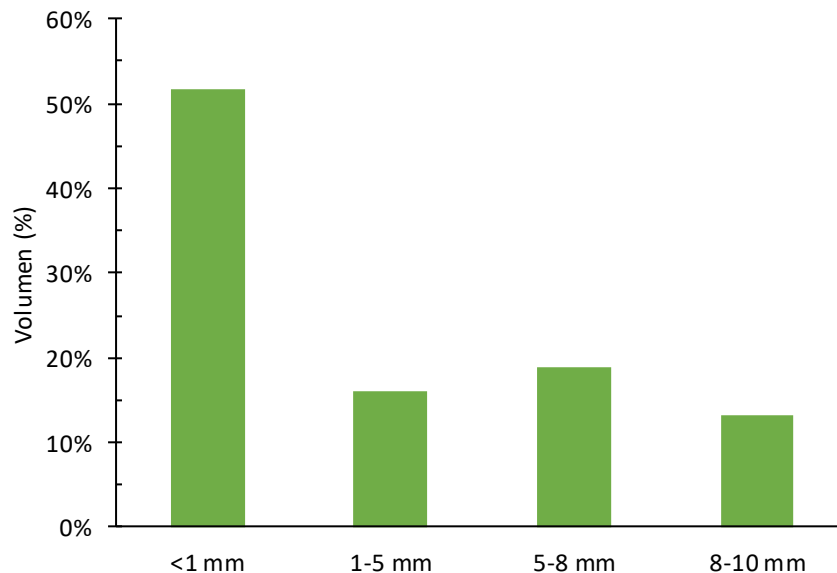


Figura 3.4 Distribución volumétrica del tamaño de partícula del residuo tras el triturado inicial

Cabe señalar que no existían partículas con tamaños superiores a 10 mm y que las partículas que constituían el 51,7% del volumen tenía un tamaño inferior a 1 mm. La distribución volumétrica del tamaño de partícula de la fracción inferior a un 1 mm se representa en la figura 3.5. De ella se destaca un tamaño medio de 363,1 μm y un área superficial específica (SSA) de 658,5 $\text{cm}^2 \text{g}^{-1}$.

C3. Estudio de la influencia del pretratamiento mediante trituración e hidrólisis en el proceso de digestión anaerobia de frutas y verduras

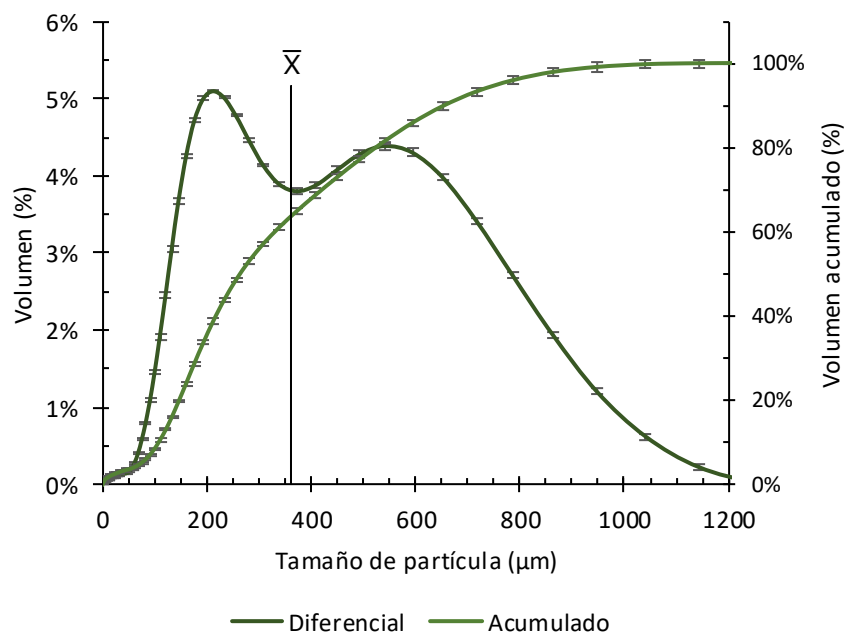


Figura 3.5 Distribución volumétrica del tamaño de partícula de la fracción triturada menor de 1 mm

Puede apreciarse que el pretratamiento mecánico provoca una importante reducción en el tamaño de partícula, desde varias decenas de centímetros cúbicos hasta tamaños inferiores a 1 cm^3 , presentando más de la mitad del volumen un tamaño inferior a 1 mm^3 . Esto se traduce en un aumento en el área superficial, lo que se espera facilite el siguiente paso en la degradación de los sustratos, la hidrólisis, gracias a una mayor superficie disponible para la degradación bacteriana (Sharma et al., 1988; Veeken and Hamelers, 1999).

El desarrollo del proceso de digestión anaerobia puede verse limitado por diferentes motivos, entre ellos la solubilización de la materia orgánica (Sialve et al., 2009). Esto es particularmente relevante en el tratamiento de sustratos sólidos o de material particulado (Bouallagui et al., 2009; De La Rubia et al., 2009; Vavilin et al., 2001; Veeken and Hamelers, 1999). En nuestro caso quedará limitado principalmente por la metanogénesis debido a que se parte de residuos fácilmente biodegradables.

pH

El pH del sustrato anterior a la hidrólisis fue de $4,26 \pm 0,07$, el cual es característico de los residuos de fruta y verdura, que suele encontrarse entre 3,7 y 4,2 (Bouallagui et al., 2003). La posterior hidrólisis del sustrato provocó una reducción a valores de $3,20 \pm 0,03$ en el caso del experimento efectuado a 20 °C, mientras que para el experimento

C3. Estudio de la influencia del pretratamiento mediante trituración e hidrólisis en el proceso de digestión anaerobia de frutas y verduras

efectuado a 5 °C este valor únicamente se reduce hasta $3,73 \pm 0,03$. El pH de los ensayos H5 y H20 resulta indicativo del grado de evolución del proceso de hidrólisis y por lo tanto de la velocidad a la que este ha tenido lugar (Koster, 1984).

Producción de gas

La tabla 3.3 muestra la producción de gas durante la fase de hidrólisis y su composición. De ella se destaca la diferencia entre las producciones de los ensayos realizados a diferentes temperaturas, donde el ensayo H20 prácticamente duplica la producción del ensayo H5, resultando esta diferencia significativa ($\alpha < 0,001$). Esta mayor cantidad de gas generado pone de manifiesto el importante efecto de la temperatura sobre las velocidades de reacción. Por tanto, las condiciones de mayor temperatura presentan un grado de acidificación mayor, representado por el menor valor de pH alcanzado y la mayor producción de gas.

Tabla 3.3 Producción de gas durante los ensayos de hidrólisis

	H5	H20
Gas (mL g SV ⁻¹)	$5,9 \pm 0,4$	$10,3 \pm 0,5$
CO ₂ (%)	$99,1 \pm 0,6$	$99,6 \pm 0,4$
CH ₄ (%)	$0,9 \pm 0,6$	$0,4 \pm 0,4$

El bajo contenido en metano del gas concuerda con los datos dados en la literatura (Bouallagui et al., 2004). Esta baja concentración de metano es debida a que la actividad de los microorganismos metanogénicos se ve inhibida a valores de pH inferiores a 6,2 (García-Peña et al., 2011; Shen et al., 2013; Veeken and Hamelers, 1999). A pesar de las condiciones adversas para la metanogénesis, el contenido en metano del biogás indica que, en ciertas regiones del matraz, la metanogénesis está teniendo lugar incluso bajo condiciones fuertemente inhibitorias, debido a que pueden encontrarse resquicios que ofrecen protección a estos microorganismos. Un resultado similar fue observado por Cuetos et al. (2007) durante la evaluación del proceso fermentativo de producción de hidrógeno. En este caso se encontraron niveles de metano que alcanzaron valores del 38% a pesar de presentar el digestor un pH inferior a 5.2. Sin embargo, en el presente experimento, la acidificación del residuo no conllevó como proceso asociado la producción de hidrógeno debido a que este se produce cuando el pH se encuentra en valores entre 5 y 6 (De La Rubia et al., 2009).

C3. Estudio de la influencia del pretratamiento mediante trituración e hidrólisis en el proceso de digestión anaerobia de frutas y verduras

Solubilización de la materia orgánica

La tabla 3.4 muestra los resultados de DQO_t y DQO_s obtenidos a partir del ensayo. Se puede observar que el material fresco presenta una muy baja fracción soluble, como es característico de los residuos de fruta y verdura (Veeken and Hamelers, 1999). Se destaca el importante aumento del contenido en DQO_s en el material hidrolizado. La diferencia de DQO_s entre los ensayos realizados a diferente temperatura también resulta significativa ($\alpha = 0,003$) mostrando un aumento del 29,1% en el ensayo H20 respecto al H5.

Tabla 3.4 Contenido en DQO, AGV, ST y SV en los ensayos de hidrólisis

	MF	H5	H20
DQO			
DQO _t (g L ⁻¹)	163,8 ± 7,6	146,2 ± 5,3	148,6 ± 6,8
DQO _s (g L ⁻¹)	5,2 ± 0,7	38,5 ± 2,7	49,7 ± 2,9
RH (%)	-	21,2	28,4
AGV			
Acético (mg L ⁻¹)	335 ± 15	2.729 ± 79	4.095 ± 131
Propiónico (mg L ⁻¹)	117 ± 11	1.324 ± 95	2.805 ± 162
Butírico (mg L ⁻¹)*	81 ± 3	69 ± 12	65 ± 15
Valérico (mg L ⁻¹)*	63 ± 4	697 ± 31	1.724 ± 64
Total AGV (mg L ⁻¹)	596 ± 33	4.819 ± 217	8.689 ± 372
RAc (%)	-	19,4	27,5
Sólidos			
ST (%)	12,4 ± 0,2	11,8 ± 0,1	11,3 ± 0,1
SV (%)	11,5 ± 0,3	11,0 ± 0,2	10,3 ± 0,3
SV (%) (bs)	93,1 ± 1,2	93,0 ± 4,0	91,1 ± 9,2

*Incluye formas iso

En cuanto al rendimiento de la hidrólisis se obtienen resultados bajos en comparación a los obtenidos por Bouallagui et al. (2004) para frutas y verduras, que alcanzan valores del 80%. Esto se debió al menor valor de pH de este caso que se encontraba por debajo del rango entre 5,5 y 6,5, óptimo para los procesos de hidrólisis (De La Rubia et al., 2009; Koster, 1984; Veeken and Hamelers, 1999). Durante el ensayo se buscaba que tuviera lugar la acidificación del residuo como método de conservación de la materia orgánica en espera a su tratamiento en planta, de manera que se inhibiera la actividad microbiana y se evitara la degradación incontrolada.

C3. Estudio de la influencia del pretratamiento mediante trituración e hidrólisis en el proceso de digestión anaerobia de frutas y verduras

La tabla 3.4 también muestra los resultados obtenidos de la medición del contenido en AGV, los cuales son el producto más destacable del proceso de hidrólisis (De La Rubia et al., 2009; Sharma et al., 2000; Veeken and Hamelers, 1999). Se observa que el contenido en AGV totales en los ensayos H5 y H20 se multiplica por 8 y por 14 respecto al contenido inicial del sustrato, presentando un comportamiento paralelo al de la DQO₅.

Los ácidos acético, propiónico y valérico muestran un comportamiento similar, aumentando de forma significativa respecto al contenido inicial ($\alpha < 0,001$ para todos los casos). El butírico en cambio rompe con la tónica general, ya que en este caso no aumenta su contenido, sino que disminuye. Esta disminución es debida a que las bacterias productoras de butírico se inhiben cuando el pH se encuentra por debajo de 4,2 (Koster, 1984), como es nuestro caso. El bajo contenido en butírico y los altos valores de propiónico alcanzados a su vez también explican la ausencia de hidrógeno en el gas producido (Cuetos et al. 2007).

El rendimiento de la acidificación es una forma de evaluar el grado de acidificación que ha tenido lugar durante la hidrólisis y se encuentra asociado a la cantidad de materia solubilizada que se ha convertido en AGV (De La Rubia et al., 2009). En este caso se obtienen unos rendimientos de la acidificación del 19,4% y del 27,5% para H5 y H20 respectivamente, los cuales resultan inferiores a los obtenidos por Bouallagui et al. (2004) para frutas y verduras, que se encuentran en torno al 40%. Este parámetro tiene un comportamiento paralelo al rendimiento de la hidrólisis.

Los resultados de ST y SV de los residuos sometidos a hidrólisis (tabla 3.4) muestran una reducción del contenido en ST de 4,8% y 8,3% y en SV del 4,9% y del 10,3% para los ensayos H5 y H20 respectivamente en comparación con el material fresco. Del balance de masa planteado para determinar la reducción real del contenido en SV teniendo en cuenta la evolución del contenido en sólidos, la generación de AGV y la emisión de gas, se destaca que la hidrólisis generó una considerable cantidad de AGV en las muestras, de modo que al realizar la evaluación de ST y SV se produjo una pérdida sustancial de estos, desvirtuando por tanto las mediciones obtenidas en el material acidificado. La realización del balance puso de manifiesto que durante el proceso de hidrólisis la única pérdida de masa se debió al gas generado, la cual es despreciable. De este análisis puede

C3. Estudio de la influencia del pretratamiento mediante trituración e hidrólisis en el proceso de digestión anaerobia de frutas y verduras

deducirse que la aparente reducción del contenido en ST es debida principalmente a la pérdida de material volátil (AGV) durante la determinación de este parámetro.

Tamaño de partícula (Hidrólisis)

La tabla 3.5 muestra un resumen de los resultados obtenidos del análisis de tamaño de partícula de las diferentes réplicas analizadas de material fresco y de material hidrolizado obtenido de los ensayos H5 y H20. De igual manera, la figura 3.6 representa la distribución volumétrica del tamaño de partícula de dichos ensayos.

Tabla 3.5 Parámetros de distribución volumétrica del tamaño de partícula

Parámetro	MF	H5	H20
Tamaño de partícula medio (μm)	$363,1 \pm 1,6$	$264,8 \pm 2,7$	$247,2 \pm 1,1$
Concentración principal (Moda) (μm)	$223,4 \pm 0,0$	$203,5 \pm 0,0$	$192,6 \pm 9,4$
p_{10} (μm)	$118,6 \pm 0,2$	$92,3 \pm 0,9$	$61,9 \pm 3,2$
p_{50} (μm)	$290,6 \pm 1,5$	$216,0 \pm 2,5$	$202,6 \pm 0,8$
p_{90} (μm)	$720,4 \pm 3,8$	$550,2 \pm 6,3$	$530,7 \pm 3,4$
SSA ($\text{cm}^2 \text{g}^{-1}$)	$658,6 \pm 7,4$	1.313 ± 23	1.596 ± 16

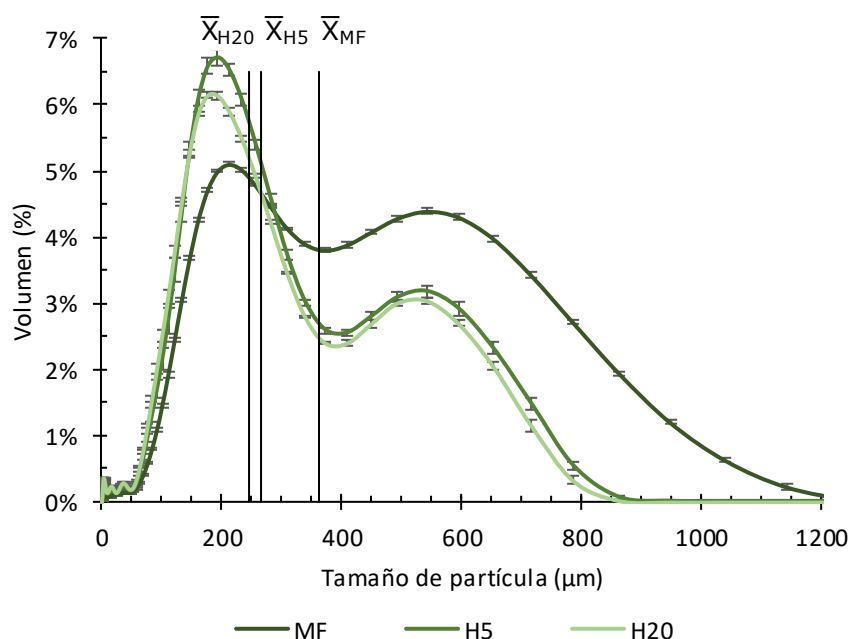


Figura 3.6 Distribución volumétrica relativa del tamaño de partícula

Se muestra una reducción del tamaño medio de partícula con el proceso de hidrólisis realizado, aumentando dicha disminución con el incremento de la temperatura de hidrólisis. El análisis estadístico de estos datos mediante ANOVA pone de manifiesto que

C3. Estudio de la influencia del pretratamiento mediante trituración e hidrólisis en el proceso de digestión anaerobia de frutas y verduras

existen diferencias significativas para todos y cada uno de los parámetros, tanto comparando el material fresco con H5 y H20 como estos últimos entre sí, resultando indicativo de la disminución del tamaño de partícula que ha tenido lugar durante el proceso de hidrólisis. Se destaca un aumento del 100% en el parámetro SSA en el material hidrolizado respecto al material fresco, lo que facilitará la siguiente etapa de digestión anaerobia (Bouallagui et al., 2004; Veeken and Hamelers, 1999).

3.4.3 Ensayos de biodegradabilidad

La producción acumulada de metano registrada durante los ensayos de biodegradabilidad puede verse en la figura 3.7a. En ella se observan B_0 de 356 ± 31 , 369 ± 22 y 378 ± 22 mL CH_4 g SV^{-1} para B-MF, B-H5 y B-H20 respectivamente. El análisis de estos resultados mediante ANOVA indica que no existen diferencias significativas entre ellas y por lo tanto que la hidrólisis previa a la digestión no ha supuesto alteraciones en el potencial de producción de metano del sustrato.

Por otra parte, la producción de gas durante la fase de hidrólisis podría haber provocado una reducción en la B_0 del sustrato. Se evalúa esta posible reducción suponiendo que todo el carbono emitido en forma de gas pudiera haber sido transformado en metano mediante digestión anaerobia. La reducción máxima calculada equivaldría a $10,3$ mL CH_4 g SV^{-1} . Este valor se considera despreciable ya que existen valores de dispersión durante la determinación de la B_0 del doble de su magnitud y como se ha indicado, la B_0 no ha presentado cambios significativos debidos al pretratamiento utilizado.

La figura 3.7b muestra la producción de metano diaria. En ella se observa que el punto de máxima producción del ensayo B-MF es menor que los alcanzados para el material hidrolizado, con un valor de 97 ± 12 mL CH_4 g SV^{-1} en comparación con los 138 ± 21 y 133 ± 17 mL CH_4 g SV^{-1} que presentaron los ensayos B-H5 y B-H20. Este máximo a su vez aparece retrasado en el tiempo respecto a los ensayos con material hidrolizado, ya que estos tienen lugar el día 3 y el primero de ellos no tiene lugar hasta el día 4. Por contrapartida el ensayo B-MF se mantiene produciendo metano durante un periodo más prolongado que los ensayos alimentados con material hidrolizado.

C3. Estudio de la influencia del pretratamiento mediante trituración e hidrólisis en el proceso de digestión anaerobia de frutas y verduras

La comparación de los resultados de B_0 obtenidos experimentalmente con los de B_u calculados a partir de la composición química del material según el método propuesto por Symons y Buswell (1933) y Buswell y Mueller (1952), indican que el residuo tiene una B_u de $446 \text{ mL CH}_4 \text{ g SV}^{-1}$ que, corregidos mediante la eliminación del aporte de la lignina a la producción de metano, quedaría en una $B_{u \text{ CL}}$ de $411 \text{ mL CH}_4 \text{ g SV}^{-1}$. Estas producciones teóricas se ven disminuidas experimentalmente un 10,5% hasta los $367 \text{ mL CH}_4 \text{ g SV}^{-1}$ (media de los tres ensayos). Dicha disminución es debida a que el modelo utilizado tiene una base puramente estequiométrica, mientras que en la realidad existen otros factores limitantes como la utilización de nutrientes por parte de los microorganismos para su propio crecimiento y mantenimiento, además de que se trata de un proceso de base biológica en el que existen múltiples interacciones químicas y biológicas complejas (Lesteur et al., 2010). Por otra parte, el resultado obtenido experimentalmente se muestra en consonancia con el obtenido por Gunaseelan (2004), que, para las peladuras de piña, el mayor componente del residuo utilizado en los ensayos muestra un valor de $357 \text{ mL CH}_4 \text{ g SV}^{-1}$.

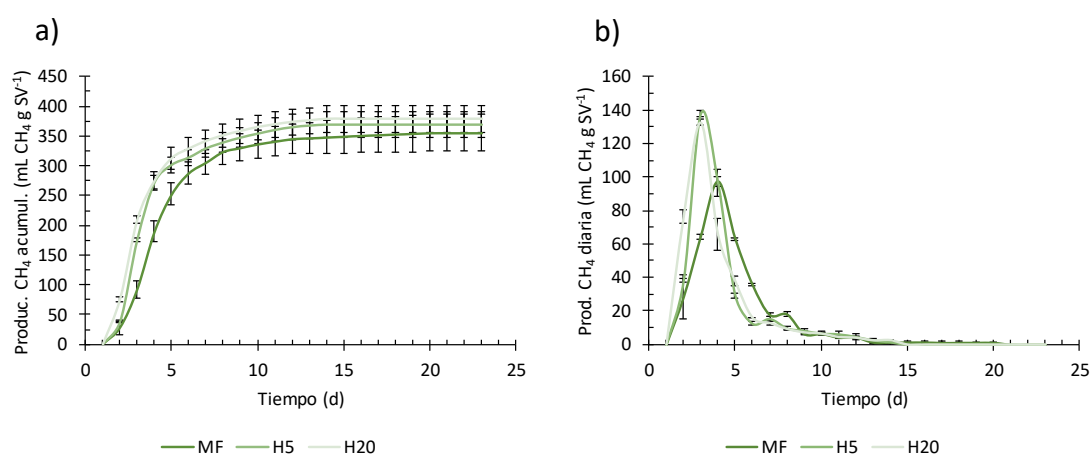


Figura 3.7 a) Tasa de producción acumulada de metano; b) Tasa de producción de metano

La tabla 3.6 recoge los resultados del modelo de producción acumulada de metano. El aumento del parámetro k está asociado a la mayor facilidad para la degradación del sustrato y por tanto para la conversión final en biogás. El material hidrolizado, que presenta una fracción importante de su composición en forma soluble y una mayor área superficial presenta en el ajuste valores de k más altos, observándose a su vez el efecto de la temperatura del ensayo.

C3. Estudio de la influencia del pretratamiento mediante trituración e hidrólisis en el proceso de digestión anaerobia de frutas y verduras

Tabla 3.6 Ajuste al modelo de producción acumulada de metano

Ensayo	B ₀ (mL CH ₄ g SV ⁻¹)		k (d ⁻¹)	
	Valor	R ²	Valor	R ²
B-MF	322,92 ± 6,78	0,967	0,295 ± 0,026	0,965
B-H5	327,26 ± 5,70	0,970	0,346 ± 0,027	0,968
B-H20	341,42 ± 3,40	0,988	0,384 ± 0,019	0,988

Por otra parte, relacionando los parámetros SSA y k se obtiene una correlación lineal ($R^2=0,98$), como puede observarse en la figura 3.8. Esta correlación sugiere que el aumento en la cinética de producción de metano no solo depende de la solubilización de la materia orgánica al ser sometida a hidrólisis (Sialve et al., 2009), sino que se encuentra fuertemente relacionada con el incremento en el SSA del sustrato empleado. Anteriormente ha sido demostrado por varios autores la relación inversa entre la velocidad de producción de gas y el tamaño de partícula (Vavilin et al., 2008), el cual está directamente relacionado con el SSA. Estos hechos justifican también el comportamiento observado en los ensayos realizados con material fresco que se caracterizan por una velocidad de producción de metano menor en comparación con la obtenida para el material hidrolizado, presentando a su vez un punto de máxima producción menor y manteniendo la producción residual durante más tiempo.

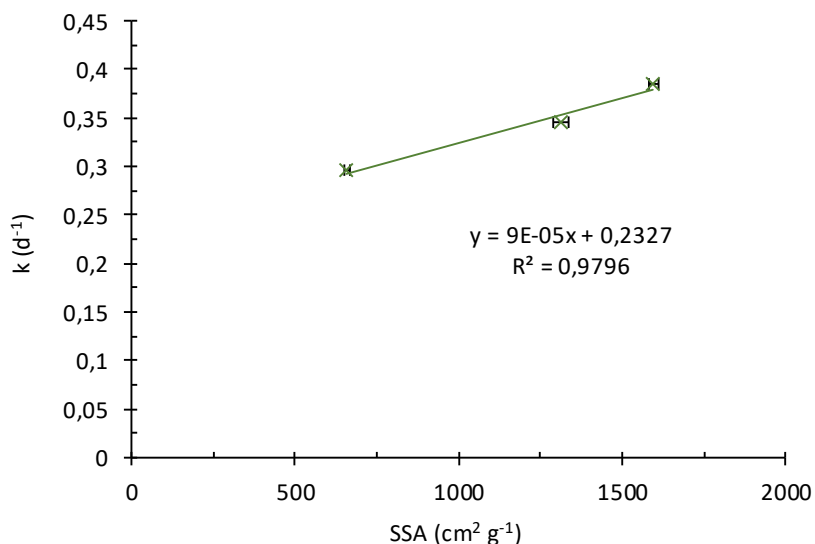


Figura 3.8 Correlación entre los parámetros SSA y k

3.4.4 Ensayos de digestión anaerobia en semicontinuo

Periodo de adaptación

La figura 3.9 muestra la evolución de la producción de metano y del pH durante el periodo de adaptación de los digestores DA-MF y DA-MH. De su comportamiento cabe destacar el paralelismo en cuanto a la disminución de la producción de metano y del pH en los momentos inmediatamente posteriores al cambio en la VCO y su posterior recuperación. En el caso del ensayo DA-MF tienen lugar disminuciones en la producción de metano desde 250 mL CH₄ g SV⁻¹ en los momentos anteriores al aumento de VCO, hasta en torno a 50 mL CH₄ g SV⁻¹ inmediatamente después, recuperando los valores iniciales en los días posteriores. En el caso del ensayo DA-MH estas variaciones se ven amortiguadas, bajando desde valores inferiores a los 250 mL CH₄ g SV⁻¹ hasta valores en torno a los 100 mL CH₄ g SV⁻¹.

El pH del ensayo DA-MF muestra disminuciones de hasta 0,2 unidades con los primeros aumentos de VCO, reduciéndose posteriormente estos valores. En el caso del ensayo DA-MH estas variaciones también se ven amortiguadas, siendo su mayor valor 0,15 unidades al inicio del ensayo. En ambos casos la tendencia general del pH es creciente, lo cual es síntoma de la estabilización del proceso, de la actividad metanogénica y del establecimiento de poblaciones microbianas capaces de degradar de forma acelerada los AGV que se introducen con la alimentación y los que son generados durante el proceso (Bouallagui et al., 2009a). Con base en estos hechos, la velocidad de generación de AGV estará directamente relacionada con la velocidad de producción de gas y por tanto el digestor hace frente a niveles puntuales muy elevados de intermediarios ácidos en el momento del cambio del régimen de alimentación.

Durante el periodo de estabilización no se produjo acumulación de AGV en el efluente a pesar de la reducción del TRH (los datos de AGV no se presentan ya que sus valores fueron cero), por lo cual se estableció un TRH de 30 días para el periodo de evaluación.

C3. Estudio de la influencia del pretratamiento mediante trituración e hidrólisis en el proceso de digestión anaerobia de frutas y verduras

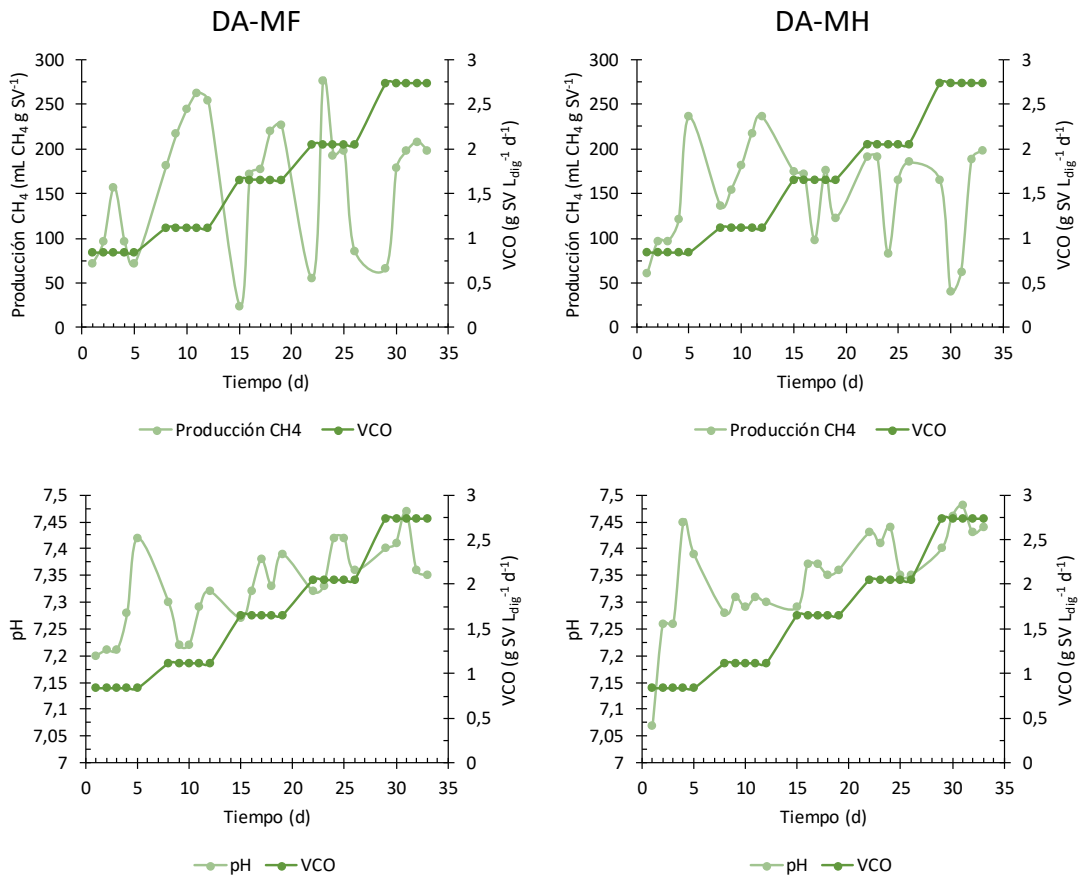


Figura 3.9 Evolución del pH y la producción de metano durante el periodo de adaptación de los digestores DA-MF y DA-MH

Periodo de evaluación

La evaluación del proceso se realizó de forma paralela para los dos digestores durante un periodo de 48 días. La evaluación del digestor DA-MH se prolongó hasta los 87 días. Esto fue debido a que a partir del día 43 en el digestor DA-MF y del día 48 en el digestor DA-MH la producción de biogás disminuyó de forma drástica. Este comportamiento se explica porque la alimentación utilizada no resulta apropiada para la digestión individual ya que presentaba un bajo contenido en nitrógeno amoniacal, muy inferior a los 94 mg NH₄⁺ L⁻¹ utilizado en los medios sintéticos, (Gonzalez-Gil et al., 2001). La utilización de inóculo de EDAR para el arranque de los ensayos, con un contenido en nitrógeno amoniacal superior a los 1.000 mg N-NH₃ L⁻¹, permitió disponer de una fuente inicial de nitrógeno. Sin embargo, con la prolongación del ensayo, se presenta una disminución progresiva de nitrógeno amoniacal (figura 3.10b) afectando negativamente al proceso.

Ante esta situación y teniendo en cuenta la ausencia de diferencias en el comportamiento de los dos digestores, se decidió finalizar el ensayo DA-MF y continuar

C3. Estudio de la influencia del pretratamiento mediante trituración e hidrólisis en el proceso de digestión anaerobia de frutas y verduras

el ensayo DA-MH aportando nitrógeno en forma de cloruro amónico (utilizado habitualmente como fuente de nitrógeno en medios sintéticos) con una concentración de $280 \text{ mg NH}_4\text{Cl L}^{-1}$ ($94 \text{ mg NH}_4^+ \text{ L}^{-1}$) (Gonzalez-Gil et al., 2001). Posteriormente se suplementó la alimentación con cloruro amónico hasta obtener una relación C/N de 25, para favorecer un funcionamiento estable del proceso de digestión con base en un balance apropiado de nutrientes (Bouallagui et al., 2009b; Zhang et al., 2014), lo que supuso una adición de cloruro amónico de $1,57 \text{ g L}^{-1}$.

La figura 3.10 muestra la evolución de los ST y SV en los digestores. Ambos digestores mantienen un contenido estable en ST en torno al 2,3% durante todo el ensayo. El contenido en SV también presenta una tendencia estable en torno al 75% del contenido en ST.

El contenido en nitrógeno amoniacal (figura 3.10b) tuvo un comportamiento similar en ambos ensayos. Comenzó con un valor en torno a los $1.200 \text{ mg N-NH}_3 \text{ L}^{-1}$ para luego reducirse drásticamente. Esta reducción tuvo lugar a causa de dos motivos principales: la salida de nitrógeno en las purgas realizadas (asociada al tipo de operación del digestor) y el bajo contenido en nitrógeno de los sustratos alimentados. Estos hechos provocaron un balance negativo de nitrógeno en el digestor.

Los bajos valores del contenido en nitrógeno tuvieron tres consecuencias principales. La primera de ellas se encuentra relacionada con la alta destrucción de SV, obteniéndose valores superiores al 80% en ambos digestores. Estos son más altos a los referenciados en la literatura para procesos experimentales en dos fases alimentados con residuos de fruta y verdura, que suelen encontrarse entre el 40 y el 75% (Bouallagui et al., 2003). Dicha destrucción se debe a la deficiencia de nitrógeno, ya que cuando tiene lugar esta situación los microorganismos ven limitada su capacidad de crecimiento (la cual se manifiesta en las analíticas realizadas como SV), lo que a su vez aparenta una elevada eliminación de SV en el digestor (Molinuevo-Salces et al., 2015). La segunda consecuencia de la deficiencia en nitrógeno guarda relación con el aumento del contenido en AGV. La reducción del contenido en nitrógeno amoniacal habría provocado una reducción en la capacidad tampón del digerido (Banks et al., 2011; Bouallagui et al., 2009b) evidenciándose a través de la disminución progresiva del pH del sistema (ver figura 3.10b). La disminución de la capacidad tampón habría facilitado la acidificación

C3. Estudio de la influencia del pretratamiento mediante trituración e hidrólisis en el proceso de digestión anaerobia de frutas y verduras

del proceso, afectando la metanogénesis (García-Peña et al., 2011), provocando a su vez la acumulación de AGV (Veeken and Hamelers, 1999), y redundando finalmente en una menor capacidad tampón del digerido (Martín-González et al., 2013). Por último, la reducción de la producción de metano que tiene lugar como consecuencia directa de la reducción de la actividad metanogénica debida a la acidificación del proceso.

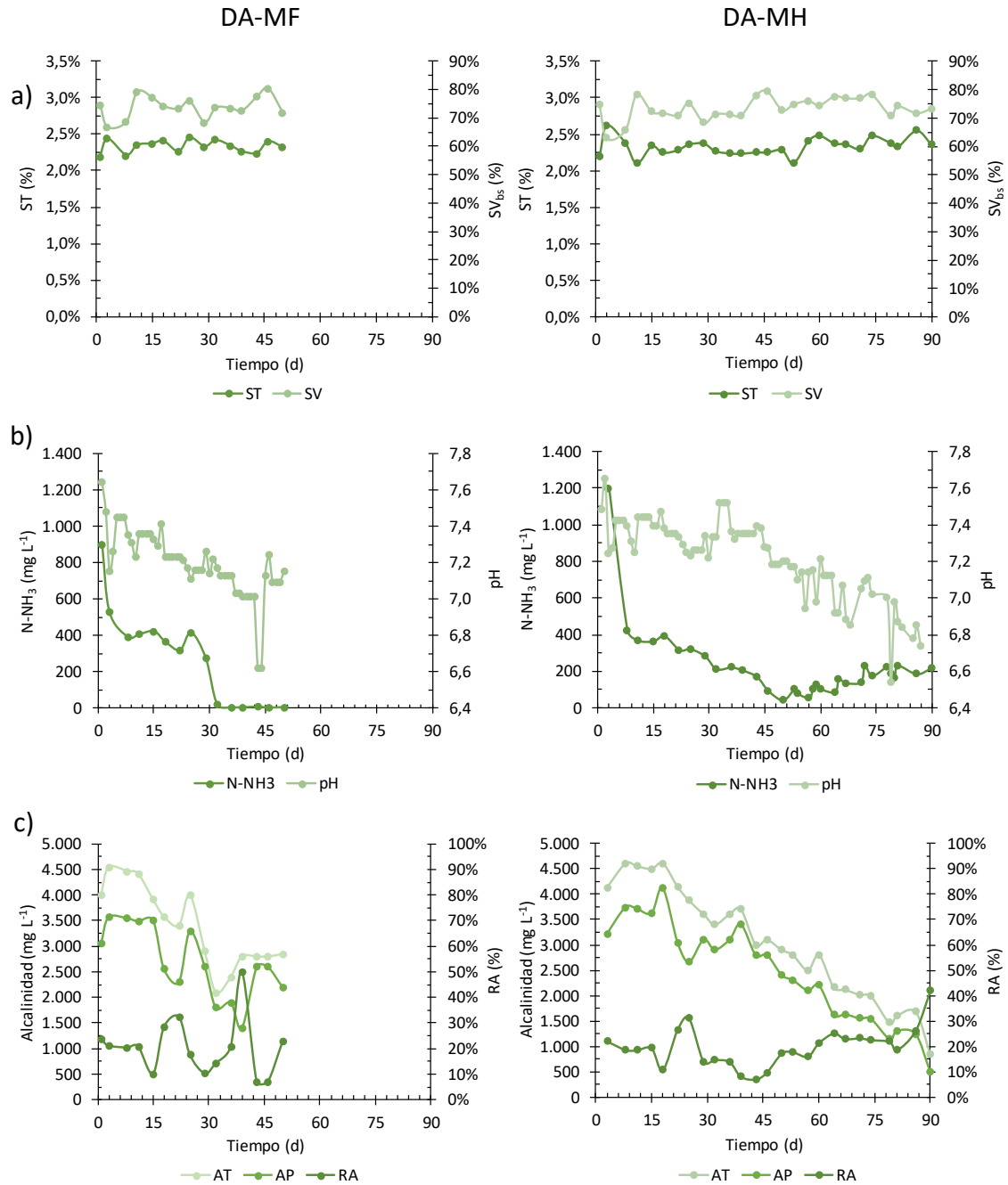
En el ensayo DA-MH a partir del día 48 de proceso, una vez corregido el contenido en nitrógeno, se observa la recuperación de la producción de metano y un ligero aumento en el contenido en nitrógeno amoniacal hasta una concentración cercana a los 100 mg N-NH₃ L⁻¹. Esta concentración mantuvo una tendencia creciente hasta el final del ensayo, cuando alcanzó valores en torno a los 200 mg N-NH₃ L⁻¹.

En cuanto a la evolución del pH, este se comportó de forma similar en ambos digestores, manteniendo una tendencia estable durante los primeros 15 días para seguidamente comenzar un descenso moderado que se mantuvo a lo largo de todo el ensayo. Este descenso, tal y como se explicó anteriormente, se encuentra asociado a la variación en la capacidad tampón del digerido (Espinoza-Escalante et al., 2009; Martín-González et al., 2013) en relación con los problemas de deficiencia de nitrógeno presentes en el digestor. Sin embargo, en el digestor DA-MH, una vez suplementado con nitrógeno, su pH no asciende, continúa descendiendo durante todo el ensayo. Este descenso puede resultar indicativo de que los valores de nitrógeno adicionado no son suficientes para aportar la alcalinidad necesaria (Bouallagui et al., 2009a).

En el experimento se evidenció la falta de nitrógeno en la alimentación, pero este hecho estaría asociado a la escasez de otros nutrientes. Es muy probable que la deficiencia general en micronutrientes esenciales para el crecimiento de los microorganismos generara una disminución irreversible de pH, provocando que la adición de nitrógeno no lograra incrementar la alcalinidad en el licor de digestión (Bouallagui et al., 2005). Cabría esperar, con base en la literatura, que en un proceso estable con una actividad metanogénica adecuada, una correcta relación C/N y nutrientes en la alimentación, el pH al menos se mantuviera estable, aunque se sufrieran alteraciones puntuales inmediatamente posteriores al momento de alimentación debido al bajo pH del sustrato (Bouallagui et al., 2005, 2003), o que incluso se incrementara ligeramente a causa de la mineralización de la materia orgánica (Bouallagui et al., 2009a), hechos que en este caso

C3. Estudio de la influencia del pretratamiento mediante trituración e hidrólisis en el proceso de digestión anaerobia de frutas y verduras

no han tenido lugar. A pesar de ello, el pH se mantuvo en valores no considerados inhibitorios para la metanogénesis durante todo el ensayo (García-Peña et al., 2011; Shen et al., 2013).



C3. Estudio de la influencia del pretratamiento mediante trituración e hidrólisis en el proceso de digestión anaerobia de frutas y verduras

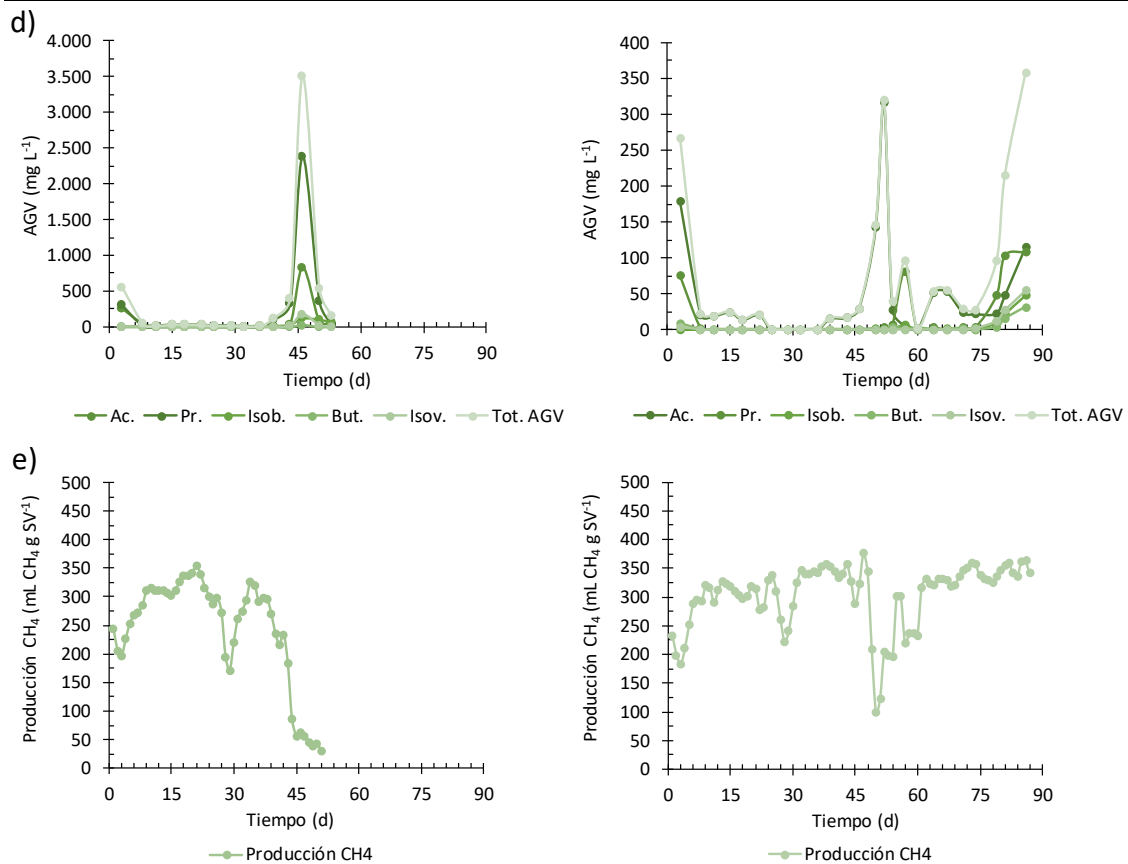


Figura 3.10 Evolución de los principales parámetros del ensayo de digestión anaerobia en semicontinuo

La figura 3.11a muestra la comparativa entre la producción de metano para los periodos de operación comprendidos entre los días 1-30 y 31-57. Para el periodo entre los días 1-30 los digestores muestran el mismo comportamiento, sin embargo, para el periodo comprendido entre los días 31 y 57 los valores medios se muestran inferiores para el digestor DA-MF. Este último periodo no resulta representativo ya que en el digestor DA-MF ya había tenido lugar el descenso en el rendimiento. La figura 3.11b presenta el periodo entre los días 31 y 42 cuando aún no había tenido lugar la reducción en la producción de biogás asociada a la deficiencia de nitrógeno.

C3. Estudio de la influencia del pretratamiento mediante trituración e hidrólisis en el proceso de digestión anaerobia de frutas y verduras

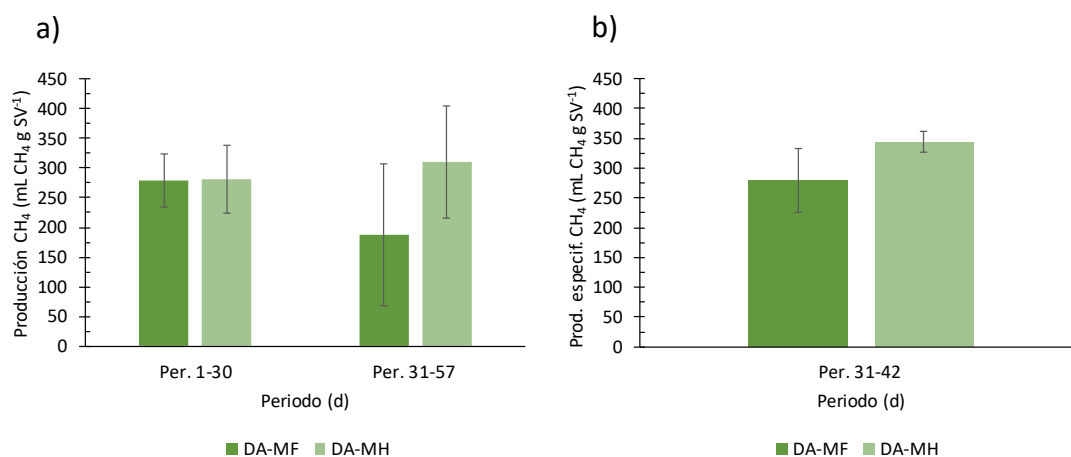


Figura 3.11 Rendimientos de producción de metano. a) Periodos 1-30 y 31-57; b) Periodo 31-42

El análisis mediante ANOVA de las producciones de metano en los digestores DA-MF y DA-MH pone de manifiesto que no existen diferencias significativas entre ellos, en consonancia con los obtenidos en los ensayos de biodegradabilidad. Una vez corregida la deficiencia de nitrógeno el digestor DA-MH presentó una producción de 338 ± 14 mL CH₄ g SV⁻¹ con una riqueza del 64,3% para el periodo restante de evaluación. A pesar de que la cinética de degradación del material fresco presentaba valores más bajos para la constante de degradación, el funcionamiento del digestor con un TRH de 30 días hace que esta diferencia resulte irrelevante.

Los resultados de producción de metano concuerdan con ensayos referenciados en la literatura científica. Cabe destacar los resultados obtenidos por Gunaseelan (1997) sobre los residuos de exprimir piña (el principal componente de la alimentación del ensayo) digeridos en un CSTR de 10 L a 35 °C, registrando valores de 335 mL CH₄ g SV⁻¹ y sobre pulpa de manzana digerida también en un digestor similar a 33 °C, con producciones de 308 mL CH₄ g SV⁻¹. Álvarez y Lidén (2008) lograron producciones entre 270 y 350 mL CH₄ g SV⁻¹ en residuos similares. También existen en la literatura referencias a digestión anaerobia de frutas y verduras en las que se han alcanzado valores muy diferentes, como los 430 y 420 mL CH₄ g SV⁻¹ obtenidos por Scano et al. (2014) y Li et al. (2011) respectivamente, o los 280 mL CH₄ g SV⁻¹ obtenidos por Pavi et al. (2017). En ambos casos las desviaciones observadas posiblemente estén debidas a la composición específica de los sustratos empleados en los ensayos.

C3. Estudio de la influencia del pretratamiento mediante trituración e hidrólisis en el proceso de digestión anaerobia de frutas y verduras

Caracterización del digerido

A la finalización del ensayo en el digester DA-MH se realizó una caracterización del digerido, la tabla 3.7 resume los resultados obtenidos. De ellos cabe destacar el contenido de nitrógeno obtenido gracias al suplemento con cloruro amónico.

Tabla 3.7 Caracterización de los digeridos

Parámetro	Digerido DA-MH
ST (%) ¹	2,40 ± 0,08
SV (%) ¹	1,79 ± 0,25
SV (%) (bs) ¹	74,58 ± 3,13
M.O. (%) ²	58,9 ± 3,0
N _{tot.} (%) ²	4,43 ± 0,02
P _{tot.} (ppm) ²	7.426 ± 123
K ⁺ (ppm) ²	40.400 ± 970
Ca ₂ ⁺ (ppm) ²	8.075 ± 156
Mg ₂ ⁺ (ppm) ²	3.341 ± 67
Na ⁺ (ppm) ²	639 ± 20

¹ Media aritmética de los últimos diez días de proceso.

² Resultados expresado en base seca.

En la figura 3.12 se presenta el aspecto del material digerido a la finalización de la evaluación. Se observa que, si bien el tiempo de digestión evaluado en las pruebas de biodegradabilidad es muy bajo, la operación con un TRH de 30 días entrega un digerido poco estable, con aspecto y olor desagradable.

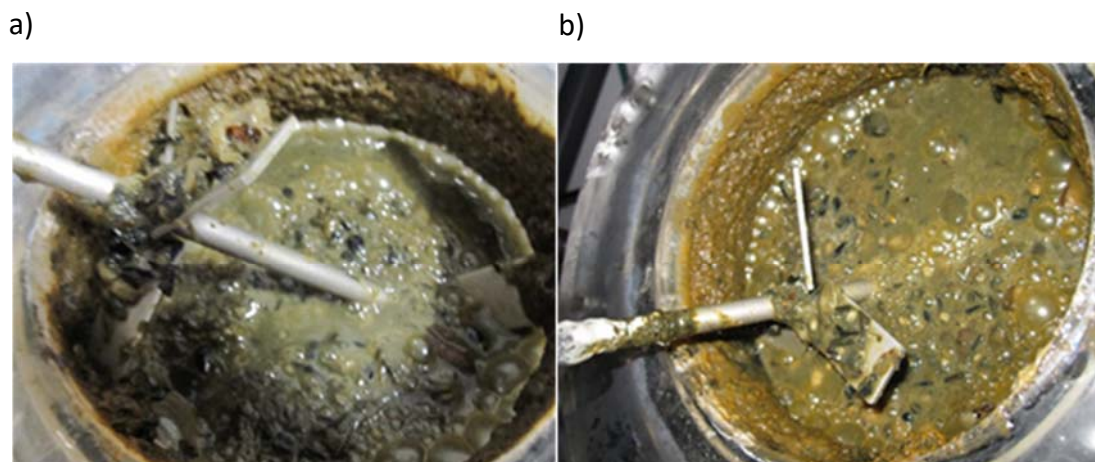


Figura 3.12 Aspecto del digerido al finalizar los ensayos en los digestores a) DA-MF; b) DA-MH

C3. Estudio de la influencia del pretratamiento mediante trituración e hidrólisis en el proceso de digestión anaerobia de frutas y verduras

Dado que el objetivo del tratamiento del residuo también comprende la posterior valorización del digerido, se procedió tras la finalización de los ensayos, a su almacenamiento a temperatura ambiente hasta conseguir la maduración de la materia orgánica. En la figura 3.13 se presenta su aspecto tras la estabilización de 6 meses. El contenido en ST disminuyó hasta alcanzar un valor de 1,2% y el porcentaje de SV fue de tan solo el 48%. En el material sedimentado se observa un oscurecimiento de la fracción orgánica, entregando una coloración prácticamente negra, siendo similar a otros materiales digeridos, como los lodos procedentes de EDAR.

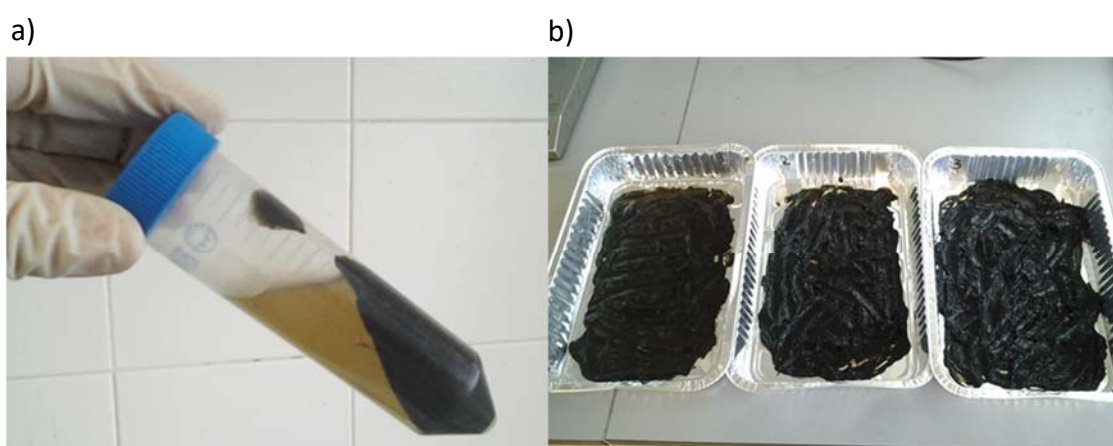


Figura 3.13 Digerido estabilizado durante 6 meses. a) Centrifugado; b) Sedimentado

3.5 CONCLUSIONES

El proceso de trituración inicial del residuo permitió alcanzar una disminución importante del tamaño de partícula, encontrándose la mayor parte del volumen por debajo de 1 mm^3 . Esta reducción facilita el siguiente paso en la degradación, la hidrólisis.

El grado de hidrólisis del residuo se vio afectado por las condiciones de temperatura, repercutiendo en el pH, la producción de gas, la solubilización de la materia orgánica y la generación de AGV alcanzada durante esta primera etapa. Otro parámetro importante evaluado fue el SSA, el cual presentó un incremento significativo con la hidrólisis del material y la temperatura a la cual fue realizado este proceso.

La fase de hidrólisis anterior a la digestión anaerobia no presentó una repercusión significativa en la B_0 . Únicamente afecta a su cinética de producción, pero dicho efecto resultó inapreciable en los sistemas operados en semicontinuo.

C3. Estudio de la influencia del pretratamiento mediante trituración e hidrólisis en el proceso de digestión anaerobia de frutas y verduras

La digestión anaerobia con residuos de frutas y verduras como único sustrato no puede ser llevada a cabo a VCO en torno a los $3,5 \text{ g SV L}_{\text{dig}}^{-1}\text{d}^{-1}$ de forma estable, tanto con residuo fresco como con hidrolizado. Para un adecuado funcionamiento a estos valores de VCO resultaría necesario que al menos el contenido en nitrógeno del digestor y su alcalinidad fueran los adecuados. Sería necesario evaluar la necesidad de otros nutrientes. Los TRH utilizados en los ensayos en semicontinuo permitieron obtener valores de producción de metano cercanas a la B_0 obtenida durante los ensayos de biodegradabilidad, sin que se observe diferencia entre el uso de material fresco e hidrolizado.

3.6 BIBLIOGRAFÍA

- Alburquerque, J.A., de la Fuente, C., Ferrer-Costa, A., Carrasco, L., Cegarra, J., Abad, M., Bernal, M.P., 2012. Assessment of the fertiliser potential of digestates from farm and agroindustrial residues. *Biomass and Bioenergy* 40, 181–189. doi:10.1016/j.biombioe.2012.02.018
- Álvarez, R., Lidén, G., 2008. Semi-continuous co-digestion of solid slaughterhouse waste, manure, and fruit and vegetable waste. *Renew. Energy* 33, 726–734. doi:10.1016/j.renene.2007.05.001
- Banks, C.J., Chesshire, M., Heaven, S., Arnold, R., 2011. Anaerobic digestion of source-segregated domestic food waste: Performance assessment by mass and energy balance. *Bioresour. Technol.* 102, 612–620. doi:10.1016/j.biortech.2010.08.005
- BOE, 2013. Real Decreto 506/2013, de 28 de junio, sobre productos fertilizantes.
- Bouallagui, H., Ben Cheikh, R., Marouani, L., Hamdi, M., 2003. Mesophilic biogas production from fruit and vegetable waste in a tubular digester. *Bioresour. Technol.* 86, 85–89. doi:10.1016/S0960-8524(02)00097-4
- Bouallagui, H., Lahdheb, H., Ben Romdan, E., Rachdi, B., Hamdi, M., 2009a. Improvement of fruit and vegetable waste anaerobic digestion performance and stability with co-substrates addition. *J. Environ. Manage.* 90, 1844–1849. doi:10.1016/j.jenvman.2008.12.002
- Bouallagui, H., Rachdi, B., Gannoun, H., Hamdi, M., 2009b. Mesophilic and thermophilic anaerobic co-digestion of abattoir wastewater and fruit and vegetable waste in anaerobic sequencing batch reactors. *Biodegradation* 20, 401–409. doi:10.1007/s10532-008-9231-1
- Bouallagui, H., Torrijos, M., Godon, J.J., Moletta, R., Ben Cheikh, R., Touhami, Y., Delgenes, J.P., Hamdi, M., 2004. Two-phases anaerobic digestion of fruit and vegetable wastes: bioreactors performance. *Biochem. Eng. J.* 21, 193–197. doi:10.1016/j.bej.2004.05.001
- Bouallagui, H., Touhami, Y., Ben Cheikh, R., Hamdi, M., 2005. Bioreactor performance in anaerobic digestion of fruit and vegetable wastes. *Process Biochem.* 40, 989–995. doi:10.1016/j.procbio.2004.03.007
- Buswell, A.M., Mueller, H.F., 1952. Mechanism of Methane Fermentation. *Ind. Eng. Chem.* 44, 550–552. doi:10.1021/ie50507a033
- Cuetos, M.J., Gómez, X., Escapa, A., Morán, A., 2007. Evaluation and simultaneous optimization of bio-hydrogen production using 32 factorial design and the

C3. Estudio de la influencia del pretratamiento mediante trituración e hidrólisis en el proceso de digestión anaerobia de frutas y verduras

desirability function. J. Power Sources 169, 131–139. doi:10.1016/j.jpowsour.2007.01.050

De La Rubia, M.A., Raposo, F., Rincón, B., Borja, R., 2009. Evaluation of the hydrolytic–acidogenic step of a two-stage mesophilic anaerobic digestion process of sunflower oil cake. *Bioresour. Technol.* 100, 4133–4138. doi:10.1016/J.BIORTECH.2009.04.001

Di Maria, F., Sordi, A., Cirulli, G., Micale, C., 2015. Amount of energy recoverable from an existing sludge digester with the co-digestion with fruit and vegetable waste at reduced retention time. *Appl. Energy* 150, 9–14. doi:10.1016/J.APENERGY.2015.01.146

Espinoza-Escalante, F.M., Pelayo-Ortíz, C., Navarro-Corona, J., González-García, Y., Bories, A., Gutiérrez-Pulido, H., 2009. Anaerobic digestion of the vinasses from the fermentation of Agave tequilana Weber to tequila: The effect of pH, temperature and hydraulic retention time on the production of hydrogen and methane. *Biomass and Bioenergy* 33, 14–20. doi:10.1016/j.biombioe.2008.04.006

European Commission, 2014. A policy framework for climate and energy in the period from 2020 up to 2030. Communication from the Commission to the European Parliament, the Council, the European Economic and Social Committee and the Committee of the Regions. doi:SWD(2013) 93

García-Peña, E.I., Parameswaran, P., Kang, D.W., Canul-Chan, M., Krajmalnik-Brown, R., 2011. Anaerobic digestion and co-digestion processes of vegetable and fruit residues: Process and microbial ecology. *Bioresour. Technol.* 102, 9447–9455. doi:10.1016/j.biortech.2011.07.068

Gonzalez-Gil, G., Seghezzi, L., Lettinga, G., Kleerebezem, R., University, W., 2001. Kinetics and mass-transfer phenomena in anaerobic granular sludge. *Biotechnol. Bioeng.* 73, 125–134. doi:10.1002/bit.1044

Gunaseelan, V.N., 2007. Regression models of ultimate methane yields of fruits and vegetable solid wastes, sorghum and napiergrass on chemical composition. *Bioresour. Technol.* 98, 1270–1277. doi:10.1016/j.biortech.2006.05.014

Gunaseelan, V.N., 2004. Biochemical methane potential of fruits and vegetable solid waste feedstocks. *Biomass and Bioenergy* 26, 389–399. doi:10.1016/j.biombioe.2003.08.006

Gunaseelan, V.N., 1997. Anaerobic digestion of biomass for methane production: A review. *Biomass and Bioenergy* 13, 83–114. doi:10.1016/S0961-9534(97)00020-2

Gutiérrez, M.C., Siles, J.A., Diz, J., Chica, A.F., Martín, M.A., 2017. Modelling of composting process of different organic waste at pilot scale: Biodegradability and odor emissions. *Waste Manag.* 59, 48–58. doi:10.1016/j.wasman.2016.09.045

C3. Estudio de la influencia del pretratamiento mediante trituración e hidrólisis en el proceso de digestión anaerobia de frutas y verduras

- Halalsheh, M., Kassab, G., Yazajeen, H., Qumsieh, S., Field, J., 2011. Effect of increasing the surface area of primary sludge on anaerobic digestion at low temperature. *Bioresour. Technol.* 102, 748–752. doi:10.1016/j.biortech.2010.08.075
- IBM, 2016. IBM SPSS Advanced Statistics 24. doi:10.1080/02331889108802322
- Koster, I.W., 1984. Liquefaction and acidogenesis of tomatoes in an anaerobic two-phase solid-waste treatment system. *Agric. Wastes* 11, 241–252. doi:10.1016/0141-4607(84)90032-5
- Lane, a. G., 1984. Laboratory scale anaerobic digestion of fruit and vegetable solid waste. *Biomass* 5, 245–259. doi:10.1016/0144-4565(84)90072-6
- Lesteur, M., Bellon-Maurel, V., Gonzalez, C., Latrille, E., Roger, J.M., Junqua, G., Steyer, J.P., 2010. Alternative methods for determining anaerobic biodegradability: A review. *Process Biochem.* 45, 431–440. doi:10.1016/J.PROCBIO.2009.11.018
- Li, Y., Park, S.Y., Zhu, J., 2011. Solid-state anaerobic digestion for methane production from organic waste. *Renew. Sustain. Energy Rev.* 15, 821–826. doi:10.1016/j.rser.2010.07.042
- Martín-González, L., Font, X., Vicent, T., 2013. Alkalinity ratios to identify process imbalances in anaerobic digesters treating source-sorted organic fraction of municipal wastes. *Biochem. Eng. J.* 76, 1–5. doi:10.1016/j.bej.2013.03.016
- Ministerio de Agricultura Pesca y Alimentación, 2016. Anuario de Estadística [WWW Document]. URL <http://www.mapama.gob.es/es/estadistica/temas/publicaciones/anuario-de-estadistica/2016/default.aspx> (accessed 7.22.18).
- Miron, Y., Zeeman, G., Van Lier, J.B., Lettinga, G., 2000. The role of sludge retention time in the hydrolysis and acidification of lipids, carbohydrates and proteins during digestion of primary sludge in CSTR systems. *Water Res.* 34, 1705–1713. doi:10.1016/S0043-1354(99)00280-8
- Molinuevo-Salces, B., Ahring, B.K., Uellendahl, H., 2015. Optimization of the Co-Digestion of Catch Crops with Manure Using a Central Composite Design and Reactor Operation. *Appl. Biochem. Biotechnol.* 175, 1710–1723. doi:10.1007/s12010-014-1391-3
- Møller, H.B., Sommer, S.G., Ahring, B.K., 2004. Methane productivity of manure, straw and solid fractions of manure. *Biomass and Bioenergy* 26, 485–495. doi:10.1016/j.biombioe.2003.08.008
- Nielfa, A., Cano, R., Fdz-Polanco, M., 2015. Theoretical methane production generated by the co-digestion of organic fraction municipal solid waste and biological sludge. *Biotechnol. Reports* 5, 14–21. doi:10.1016/j.btre.2014.10.005

C3. Estudio de la influencia del pretratamiento mediante trituración e hidrólisis en el proceso de digestión anaerobia de frutas y verduras

- Pavi, S., Kramer, L.E., Gomes, L.P., Miranda, L.A.S., 2017. Biogas production from co-digestion of organic fraction of municipal solid waste and fruit and vegetable waste. *Bioresour. Technol.* 228, 362–367. doi:10.1016/j.biortech.2017.01.003
- Scano, E.A., Asquer, C., Pistis, A., Ortu, L., Demontis, V., Cocco, D., 2014. Biogas from anaerobic digestion of fruit and vegetable wastes: Experimental results on pilot-scale and preliminary performance evaluation of a full-scale power plant. *Energy Convers. Manag.* 77, 22–30. doi:10.1016/j.enconman.2013.09.004
- Sharma, S.K., Mishra, I.M., Sharma, M.P., Saini, J.S., 1988. Effect of particle size on biogas generation from biomass residues. *Biomass* 17, 251–263. doi:10.1016/0144-4565(88)90107-2
- Sharma, V.K., Testa, C., Lastella, G., Cornacchia, G., Comparato, M.P., 2000. Inclined-plug-flow type reactor for anaerobic digestion of semi-solid waste, in: *Applied Energy*. pp. 173–185. doi:10.1016/S0306-2619(99)00084-7
- Shen, F., Yuan, H., Pang, Y., Chen, S., Zhu, B., Zou, D., Liu, Y., Ma, J., Yu, L., Li, X., 2013. Performances of anaerobic co-digestion of fruit & vegetable waste (FVW) and food waste (FW): Single-phase vs. two-phase. *Bioresour. Technol.* 144, 80–85. doi:10.1016/j.biortech.2013.06.099
- Sialve, B., Bernet, N., Bernard, O., 2009. Anaerobic digestion of microalgae as a necessary step to make microalgal biodiesel sustainable. *Biotechnol. Adv.* 27, 409–416. doi:10.1016/j.biotechadv.2010.10.005
- Stoknes, K., Scholwin, F., Krzesiński, W., Wojciechowska, E., Jasińska, A., 2016. Efficiency of a novel “Food to waste to food” system including anaerobic digestion of food waste and cultivation of vegetables on digestate in a bubble-insulated greenhouse. *Waste Manag.* 56, 466–476. doi:10.1016/j.wasman.2016.06.027
- Symons, G.E., Buswell, A.M., 1933. The Methane Fermentation of Carbohydrates 1,2. *J. Am. Chem. Soc.* 55, 2028–2036. doi:10.1021/ja01332a039
- Vavilin, V.A., Fernandez, B., Palatsi, J., Flotats, X., 2008. Hydrolysis kinetics in anaerobic degradation of particulate organic material: An overview. *Waste Manag.* 28, 939–951. doi:10.1016/j.wasman.2007.03.028
- Vavilin, V.A., Rytov, S. V., Lokshina, L.Y., Rintala, J.A., Lyberatos, G., 2001. Simplified hydrolysis models for the optimal design of two-stage anaerobic digestion. *Water Res.* 35, 4247–4251. doi:10.1016/S0043-1354(01)00148-8
- Veeken, A., Hamelers, B., 1999. Effect of temperature on hydrolysis rates of selected biowaste components. *Bioresour. Technol.* 69, 249–254. doi:10.1016/S0960-8524(98)00188-6

C3. Estudio de la influencia del pretratamiento mediante trituración e hidrólisis en el proceso de digestión anaerobia de frutas y verduras

- Veeken, A., Kalyuzhnyi, S., Scharff, H., Hamelers, B., 2000. Effect of pH and VFA on Hydrolysis of Organic Solid Waste. *J. Environ. Eng.* 126, 1076–1081. doi:10.1061/(ASCE)0733-9372(2000)126:12(1076)
- Wang, L., Shen, F., Yuan, H., Zou, D., Liu, Y., Zhu, B., Li, X., 2014. Anaerobic co-digestion of kitchen waste and fruit/vegetable waste: Lab-scale and pilot-scale studies. *Waste Manag.* 34, 2627–2633. doi:10.1016/j.wasman.2014.08.005
- Xiong, H., Chen, J., Wang, H., Shi, H., 2012. Influences of volatile solid concentration, temperature and solid retention time for the hydrolysis of waste activated sludge to recover volatile fatty acids. *Bioresour. Technol.* 119, 285–292. doi:10.1016/j.biortech.2012.05.126
- Zhang, C., Su, H., Baeyens, J., Tan, T., 2014. Reviewing the anaerobic digestion of food waste for biogas production. *Renew. Sustain. Energy Rev.* 38, 383–392. doi:10.1016/J.RSER.2014.05.038

CAPÍTULO 4

APPLICATION OF THERMAL ANALYSIS FOR EVALUATING THE EFFECT OF GLYCERINE ADDITION ON THE DIGESTION OF SWINE MANURE*

* El formato del siguiente capítulo se basa en las normas de la revista *Journal of Thermal Analysis and Calorimetry*.

González, R., Smith, R., Blanco, D., Fierro, J., & Gómez, X. (2019). *Application of thermal analysis for evaluating the effect of glycerine addition on the digestion of swine manure*. *Journal of Thermal Analysis and Calorimetry*, 135(4), 2277-2286.

4.1 INTRODUCTION

Anaerobic digestion has become one of the most promising technology options for the treatment of residues and the production of energy. However, one of the problems most frequently associated with digesting swine manure is the low production of biogas and high nitrogen content of these wastes with carbon to nitrogen ration (C/N) in the range of 14 – 17 [1, 2]. Although the main focus of the present thesis work is the evaluation of digestion of fourth range wastes, due to project constraints, the substrate used to evaluate the performance of the digestion process will be changed to evaluate swine manure and glycerine obtained as by-product from the biodiesel production process.

Co-digestion has been proposed as a means of balancing nutrients and increasing biogas production [3, 4]. It also offers many advantages in addition to the expected increase in methane yields, since the synergies between different processes allow for maximising the economic feasibility of the plant. Co-digestion is an interesting alternative for treating residues or energy crops derived from non-food plant species to rebalance the support of bioenergy and biofuels versus food feedstock utilisation [5]. In either case, the main factor influencing the viability of the digestion plant is associated with the improvement in biogas yield and therefore, the energy obtained from biogas valorisation. Energy plays a crucial role in any waste treatment technology along with the use of water as important sustainability metrics. Anaerobic digestion is recognised as having lower energy needs based on the lack of oxygen supply which highly impacts on the carbon balance of any treatment process [6].

The synergies between anaerobic digestion and the production of biodiesel have also been widely studied, with the residual glycerine being utilised as co-substrate for increasing biogas productivity of digesters treating manures [7, 8]. The high availability of glycerine associated with the production of biodiesel resulted in an excess of this by-product which redounds in a negative impact on the glycerol market [9]. The use of glycerine as a feed ingredient for livestock rations [10] must be discarded if contaminants are introduced during the fabrication process. Its direct valorisation as fuel has also been proposed but the heat of combustion of glycerol is much lower than

C4. Application of thermal analysis for evaluating the effect of glycerine on digestion of swine manure

that of diesel. Glycerol has high viscosity which makes it difficult to spray and the presence of residual salts causes corrosion problems in burners [11].

The use of glycerine as co-substrate in anaerobic digestion has been studied by several authors [12–14]. However, one aspect of relevant consideration is the effect of adding high organic loads of readily degradable materials to digesters. One of the main objectives of the digestion of wastes is the reduction of their putrescible potential and the recycling of nutrients by the subsequent land application of digestates. Astals et al. [15] studied the addition of glycerine to digesters and reported negative impacts observed on the plant-soil system when these digestates were used as soil conditioners. A high concentration of easily biodegradable organic matter in digestates can cause N-immobilization and/or oxygen exhaustion due to the enhancement of soil microbial activity (*ibidem*).

The addition of a co-substrate may cause a preferential degradation of labile compounds contained in the organic matter. Digesters operating at low hydraulic retention time (HRT) can experience an important increase in biogas production due to the degradation of the co-substrate but complex components of the feeding mixture may be subjected to an incomplete stabilization process [8]. Biogas and digestates are of equal importance in energy production, and they also make a significant contribution to systemic greenhouse gas mitigation by the recycling of wastes [16]. Therefore, the main objective of anaerobic digestion should consider both characteristics equally relevant, that is, the optimization of biogas production and the quality of the digested material.

Thermal analysis (TA) is a technique that has been widely applied for studying the evolution of organic matter in biological processes [17, 18]. The main advantages are associated with the valuable information obtained, easiness of interpretation and the short time needed for sample preparation [19]. TA has proved to be a useful tool for characterising organic material and identifying the quality of biological stabilisation processes based on its complexity. Provenzano et al. [20] demonstrated that differential scanning calorimetry (DSC) can aid in identifying differences in the quality of digestates under mesophilic and thermophilic anaerobic conditions. This technique has also been employed for evaluating the characteristics of soil organic matter when amended with sewage sludge, demonstrating the great advantage it offers in providing information on

C4. Application of thermal analysis for evaluating the effect of glycerine on digestion of swine manure

carbon mineralisation and the stability of organic matter without the need of any extraction steps [21]. The aim of the present research was to evaluate the co-digestion of swine manure when supplemented with glycerine. This study is focused on the digested material obtained when the glycerine content is increased in the co-digestion mixture. For this purpose, digestate samples obtained under different stages of the anaerobic process were evaluated by means of TA.

4.2 MATERIALS AND METHODS

4.2.1 Inoculum and substrate

The inoculum was obtained from the anaerobic digester of the wastewater treatment plant of León. The residual glycerine was obtained from a local biodiesel industry located at San Cristobal de Entreviñas (Zamora, Spain). Swine manure (SM) was from a farm located nearby the biodiesel plant. Characteristics of inoculum and substrates are presented in table 4.1.

Table 4.1 Characteristics of inoculum and substrates

Parameter	Inoculum	Swine Manure	Glycerine
TS (g L ⁻¹)	19.5 ± 0.2	71.0 ± 0.6	992.2 ± 4.2
VS (g L ⁻¹)	12.7 ± 0.2	48.0 ± 0.8	952.6 ± 4.5
Organic matter (%)	2.3 ± 0.3	5.4 ± 0.2	74.4 ± 0.3
Total Organic Carbon (%)	1.3 ± 0.2	3.6 ± 0.2	42.7 ± 0.2
N Kjeldahl (%)	0.30 ± 0.05	0.67 ± 0.10	----

TS: Total solid, VS: Volatile solid, N: Nitrogen

4.2.2 Digestion experiments

Batch digestion tests were carried out using 250 mL Erlenmeyer flasks equipped with magnetic stirrers and gasometers for collecting biogas. Temperature was maintained at 37 ± 1 °C by means of a water bath. Three replicates were used for measuring biogas production and composition. The ratio of volatile solids (VS) of inoculum to substrate (I:S ratio) was around 1. A blank control system containing only inoculum was also evaluated. This experiment was used to measure the background biogas production that was then subtracted from the gas measurements obtained from batch digestion tests. The duration of experiments was based on cessation of biogas production. The volume

C4. Application of thermal analysis for evaluating the effect of glycerine on digestion of swine manure

of gas was measured by the use of bottle gasometers and corrected to standard temperature and pressure, 0 °C and 100 kPa.

Co-digestion with residual glycerine was performed at different proportions of glycerine and SM in the mixture. Experiments were carried out at 4, 8, 12 and 16% (v/v). Batch digestion tests were also evaluated for obtaining the biochemical methane potential (BMP) of SM and residual glycerine. Data from these latter experiments were used to calculate the theoretical biogas production from the mixtures and evaluate synergies in the co-digestion systems. Experiments were denoted as SM, Glycerine and SM_G based on the substrate, either swine manure, glycerine or the mixture of these substrates followed by the content of glycerine expressed in volumetric percentage. Cumulative biogas curves were fitted to a modified Gompertz equation (Eq. 4.1) and to first-order rate of decay model (Eq. 4.2) [22].

$$P(t) = P_{max} \cdot \exp \left[-\exp \left(\frac{R_{max} \cdot e}{P_{max}} (\lambda - t) + 1 \right) \right] \quad (4.1)$$

where $P(t)$ is the cumulative biogas production (mL); P_{max} is the maximum biogas value obtained (mL), R_{max} is the maximum biogas production rate (mL d⁻¹) y λ is the time of lag-phase (d) and e is 2.71. The software OriginPro 8.0 was used for adjusting data to the equation and obtain model parameters: P_{max} , R_{max} and λ .

$$P(t) = P_0(1 - e^{-kt}) \quad (4.2)$$

where $P(t)$ is the cumulative biogas production (mL) at time t. P_0 was assumed to equal the final value of $P(t)$ at the end of the fermentation (mL). The parameter k represents the exponential decay for substrate degradation.

The semi-continuous digestion process was carried out in a completely mixed reactor with a working volume of 25 L operated at 37 ± 1 °C. Details of the reactor and experimental conditions were reported by Fierro et al. [8]. The co-digestion of SM and glycerine was studied at increasing additions of glycerine. The reactor was initially fed at a low organic loading rate (OLR) at 1.3 g VS Lr⁻¹ d⁻¹. After 15 days of operation, the HRT was set at 30 d. The reactor was evaluated with different mixtures of glycerine and SM starting from 2% until at 8% the reactor failure occurred due to an accumulation of volatile fatty acids (VFAs) and hydrogen sulfide inhibition [8]. Digestate samples

C4. Application of thermal analysis for evaluating the effect of glycerine on digestion of swine manure

obtained from this reactor were dried and posteriorly prepared for thermal analysis. Samples were denoted following the same nomenclature used for batch tests adding d as a prefix to identify the sample as a digestate. A final sample was taken from the reactor after 1 month. During this period no addition of substrate was performed, and this period was denoted as final stabilization. The digestate sample taken from this period was denoted as dSM_Gend.

4.2.3 Analytical techniques

Organic matter was measured using the Walkley-Black method [23]. Nitrogen was measured by the Kjeldahl method [24]. The following parameters were monitored during the digestion process: biogas production, gas composition, pH, TS, VS, and the concentration of VFAs. TS, VS and pH were measured in accordance with Standard Methods [24].

The composition of biogas was analysed using a gas chromatograph Varian CP 3800 GC equipped with a thermal conductivity detector. A 4 m long column packed with HayeSep Q 80/100 followed by a 1 m long molecular sieve column was used to separate methane, carbon dioxide, nitrogen, hydrogen and oxygen. The carrier gas was helium and the columns were operated at a temperature of 50 °C and a pressure of 331 kPa. VFA were measured on the same gas chromatograph, using a flame ionization detector equipped with a Nukol capillary column (30 m × 0.25 mm × 0.25 µm) from Supelco. The carrier gas was helium. Injector and detector temperatures were 200 °C and 250 °C, respectively. The oven temperature was set at 150 °C for 3 min and then increased to 180 °C. The system was calibrated with a mixture of standard VFA from Supelco (for the analysis of fatty acids C2–C7). Samples were previously centrifuged (12 min, 3500 × g) and the supernatant filtered through 0.45 µm cellulose filters. The detection limit for VFA analysis was 5.0 mg L⁻¹.

Thermogravimetric analysis was performed using a TA Instruments equipment, model Q600. 5 mg of sample were used in each experiment. Analyses were carried out under a 100 mL min⁻¹ of air flow at a heating rate of 10 °C min⁻¹ from room temperature to 700 °C. The mass loss (TG), derivative curves (DTG) and DSC were represented as a function of temperature. Substrate and digestate samples obtained from the reactor operating

C4. Application of thermal analysis for evaluating the effect of glycerine on digestion of swine manure

under semi-continuous conditions were analysed. Digestates were obtained after sedimentation (3 h) of the reactor liquor. Samples were dried at 105 °C and ground using a Retsch MM200 ball mill. The enthalpy (ΔH) of peaks was calculated from the curves, as the area between the baseline of the apparatus and the DSC signal for the exothermic combustion peaks [20, 25]. OriginPro was used for multiple peak fitting based on Gauss model to obtain an approximation of the area of each single peak after baseline correction. The Gaussian multipeak-method was applied for analysing overlapping peaks. The enthalpy was calculated from the integration of each single peak obtained from the fitting method using Levenberg–Marquardt iteration algorithm.

4.3 RESULTS AND DISCUSSION

4.3.1 Digestion experiments

Digestion of SM and glycerine was performed under batch conditions. Figure 4.1a shows the evolution of the cumulative biogas production for both samples. Glycerine presented higher biogas production with a methane yield (Y_{CH_4}) of $561.3 \pm 55.3 \text{ mL g}^{-1} \text{ VS}$ while, SM had a lower methane production presenting a fast degradation during the first 10 days of the experiment. The methane yield in this case was only $202.0 \pm 14.2 \text{ mL g}^{-1} \text{ VS}$.

The shape of the curve from the co-digestion systems shows similar degradation rates for all mixtures tested. There is an increase in the final volume of gas associated with the higher content of glycerine. This effect is simply explained by the higher methane yield of glycerine. Table 4.2 shows methane yields obtained from the experiments and the values calculated for each mixture using in this case the experimental values from the batch tests when digesting SM and glycerine as sole substrate. No synergistic effects were observed from the digestion of the different mixtures since the values were alike.

C4. Application of thermal analysis for evaluating the effect of glycerine on digestion of swine manure

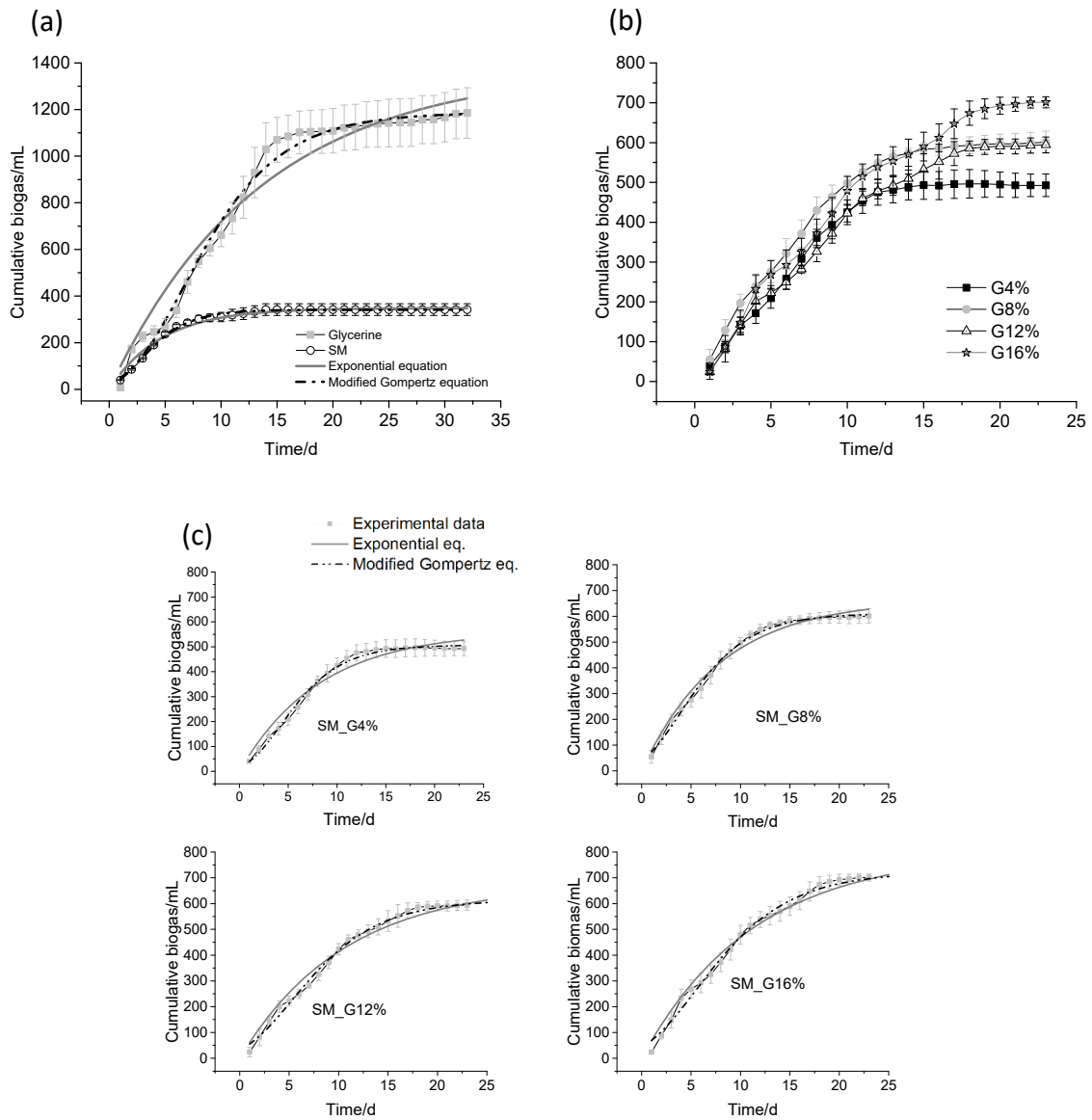


Figure 4.1 Cumulative biogas curves obtained from batch digestion experiments of glycerine and swine manure (SM) along with fitted curves for the exponential and modified Gompertz equation (a); Biogas curves from co-digestion experiments at different volumetric percentage of glycerine in the mixture (b); Their fitted biogas curves (c)

Results of the data fit to the two models are also shown in table 4.2. Although R square values are good for both models, the values of final cumulative biogas production are better estimated by the modified Gompertz equation for any of the batch tests analysed and this is especially true for the digestion of glycerine and co-digestion tests at the lower glycerine content (4 and 8%). The exponential model has been successfully used to fit experimental data from glycerine batch digestion tests [26] and this is associated with the rapid degradation this compound undergoes during the digestion process, being rapidly converted into VFA and subsequently into methane. In the present

C4. Application of thermal analysis for evaluating the effect of glycerine on digestion of swine manure

experiments, the high amount of inoculum used in batch reactors prevented the accumulation of VFA and allowed for its successful degradation.

The modified Gompertz equation has been widely used to fit data from batch digestion tests [27, 28]. The main advantage of this model is that it allows for estimating the lag phase that may be produced when inhibitory substances are present or when an initial adaptation period for microorganism is needed. In the present experiments, glycerine digestion was the only batch test with high content of propionic acid during the initial phase (fig. 4.2). This high content of propionic acid is likely to have delayed the degradation of the substrate and therefore caused a slight decrease in the production of biogas during the first 10 days of the process explaining a deviation from expected behaviour for the exponential equation.

C4. Application of thermal analysis for evaluating the effect of glycerine on digestion of swine manure

Table 4.2 Methane yield (Y_{CH_4}) from batch tests and yields calculated from the digestion of the sole substrate. Parameters from the exponential and modified Gompertz equation are also listed

Co-digestion system	Y_{CH_4} (mL CH ₄ g ⁻¹ VS)		Exponential equation			Modified Gompertz equation			
	Exp ^a .	Calc ^b .	P ₀ (mL gas)	K (d ⁻¹)	R ²	P _{max} (mL)	R _{max} (mL d ⁻¹)	λ (d)	R ²
SM_G4%	349.0 ± 27.0	364.7 ± 14.4	562.0 ± 21.7	0.121 ± 0.011	0.962	507.2 ± 4.7	53.9 ± 7.8	0.80 ± 0.10	0.994
SM_G8%	413.2 ± 28.8	429.5 ± 18.9	664.1 ± 15.3	0.126 ± 0.007	0.982	611.1 ± 4.7	57.6 ± 6.6	0.015 ± 0.08	0.996
SM_G12%	408.6 ± 25.3	464.4 ± 10.6	677.0 ± 23.4	0.094 ± 0.007	0.972	614.8 ± 8.0	46.0 ± 7.4	0.40 ± 0.14	0.994
SM_G16%	467.5 ± 26.0	486.1 ± 23.2	798.4 ± 26.5	0.088 ± 0.006	0.976	723.2 ± 11.4	50.1 ± 9.2	0.22 ± 0.17	0.992
Digestion system									
Glycerine	561.3 ± 55.3	--	1377.1 ± 65.9	0.0738 ± 0.007	0.953	1187.0 ± 14.4	89.8 ± 16.1	1.76 ± 0.18	0.988
SM	202.0 ± 14.2	--	348.3 ± 3.2	0.213 ± 0.009	0.976	340.8 ± 1.1	51.3 ± 4.2	0.32 ± 0.05	0.996

^aExp experimental values. Values obtained from batch co-digestion experiments.

^bCalc: Calculated values. Values calculated from results of batch tests of glycerine and swine manure, using these yields for predicting the gas production of the mixture based on their VS content.

C4. Application of thermal analysis for evaluating the effect of glycerine on digestion of swine manure

The degradation of SM presented a low content in VFA due to the high proportion of inoculum added to the batch tests. Propionic acid content was below 200 mg L^{-1} on the first day of the experiment, while acetic acid was below 50 mg L^{-1} on the same day. The addition of glycerine to the mixture resulted in an increase in VFA during the first days as shown in figure 4.2. Increases in the glycerine content of the mixtures resulted in higher levels of acetic acid in digestion tests, but propionic acid remained at relatively low levels. The volumetric increase in glycerine content of the mixture leads to having much higher mass proportion of this material due to its great content in solids. Batch digestion gives as result an increasing trend for the methane yield which is directly associated with the mass content of glycerine in the mixture. Although, methane yields from the mixtures at 8 and 12% of glycerine content were similar, this can be attributed to the intrinsic error of the experimental set-up, which makes not possible to appreciate any enhancement in methane yield at 12% but it does at 16%.

From the gas curves it was observed that mixtures of glycerine at 4 and 8% presented higher deviation with regard to the exponential equation. However, this behaviour was not explained based on the presence of VFA since these values were much lower than those found for the higher glycerine content mixtures. Therefore, the exponential model presents a lower capacity for predicting the gas production rate giving higher errors for the estimation of the final cumulative gas production and also for the initial phase of the digestion process. This is explained by the limitation in gas production associated with the hydrolysis stage. These two experiments were carried out using a higher manure content and therefore the conversion of these materials into soluble compounds results in an almost linear trend of the biogas curve which can be better approximated by the Gompertz model.

C4. Application of thermal analysis for evaluating the effect of glycerine on digestion of swine manure

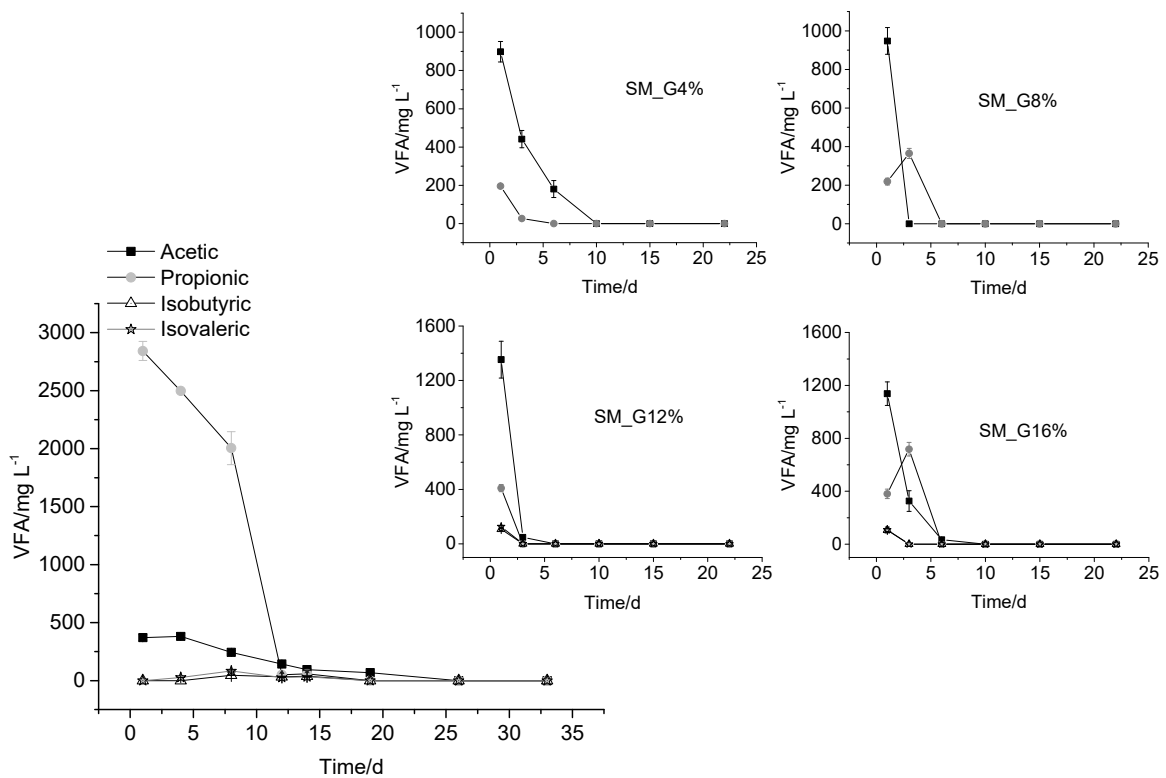


Figure 4.2 Concentration of volatile fatty acids measured in glycerine batch digestion system (main VFA figure) and VFA concentration of co-digestion systems for the different volumetric proportions of glycerine content tested (represented as insert in the main figure)

4.3.2 TA of substrate samples

Figure 4.3 shows results obtained from TA of substrate samples. The thermal decomposition of the SM sample is characterised by the initial oxidation of labile compounds (disregarding the loss of water at around 100 °C, see figure 4.3a). The oxidation of carbohydrates, dehydration of lipid structures and decarboxylation of acid compound are considered to take place around 300 °C, while the oxidation of complex materials with low biodegradability is assumed to take place at higher temperature, between 400 and 500 °C [17, 29]. The mass loss associated with this process is characterised by the release of energy as it is shown in the DSC profile. The greater release of energy in this case is related to the thermal degradation of complex materials, while the labile components are represented in the DSC curve by a lower energy release derived from the devolatilization of carbohydrates and lipids [30, 31].

In the case of glycerine, the thermal behaviour of this material is represented in figure 4.3b where the end of the process takes place at a temperature lower than 300 °C. The

C4. Application of thermal analysis for evaluating the effect of glycerine on digestion of swine manure

pronounced endothermic peak observed at an early stage can be explained by the loss of water and methanol. The presence of the latter is due to its use as catalyst in the biodiesel factory. The thermal decomposition of glycerol takes place around 200 °C [32] but as shown in the DSC curve, pyrolytic reactions may have been involved resulting in an endothermic process.

The thermal profile maintains a close relationship with the organic structure of the sample. The presence of complex materials in the SM sample results in a TG curve characteristically with a mass loss around 500 °C (fig. 4.3a). Conversely, the biodegradability of the sample is also affected by the presence of this complex structure, therefore it should be reasonable to assume that a relationship between thermal profiles and biodegradability tests may exist. In the present experiments, the digestion of glycerine resulted in a high gas production rate (R_{max} , value obtained from the modified Gompertz equation) and high accumulation of VFA associated with a rapid degradation rate of glycerine. However, when digesting SM a lower value of R_{max} was obtained along with lower values of acetic and propionic acid. The readiness at which substrate samples are oxidised in TA analysis may be related to the behaviour observed during batch digestion tests. Further experiments would be needed to provide a correlation between the thermal behaviour of substrates and methane production rates.

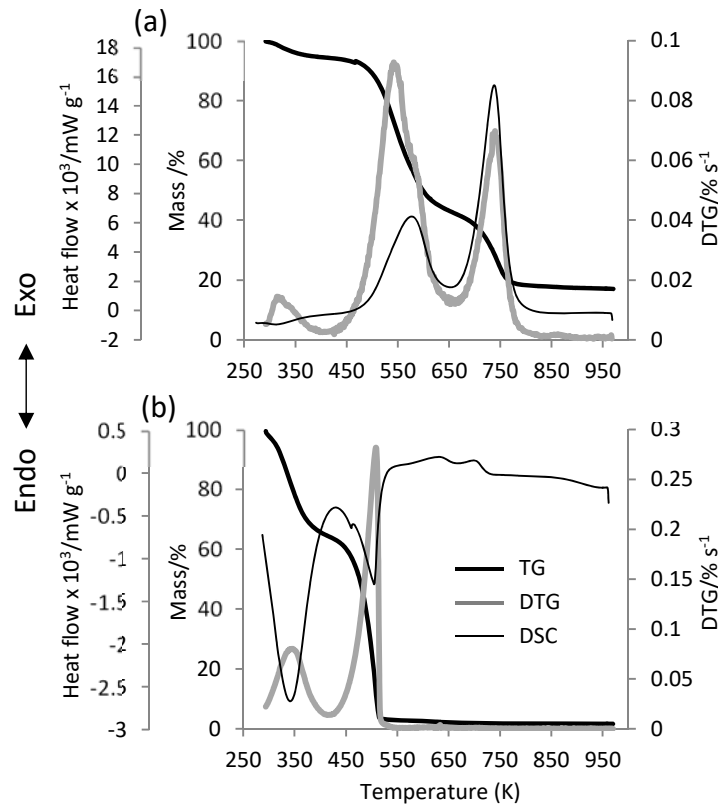


Figure 4.3 TG, DTG and DSC curves obtained from substrate samples: swine manure (a); Glycerine (b)

4.3.3 TA of digested samples

The semi-continuous digestion of the different mixtures of glycerine and SM was performed with an increasing glycerine content. The reactor presented accumulation of VFA during the whole evaluation period and inhibitory conditions associated with the presence of a high hydrogen sulfide content in biogas [8]. Digested samples obtained from each experimental period were evaluated by means of thermal analysis. The initial mass loss experienced by all samples was similar disregarding the glycerine content of the mixtures (fig. 4.4a) with differences being observed in the intensity of the rate of mass loss at around 300 °C. The behaviour of the thermal profile at this temperature and above showed differences associated with the greater amount of labile compounds in samples with 8% and 4% of glycerine content. However, these samples represent two completely different stages in the digestion process with the latter corresponding to a succesful digestion. Greater differences, however, can be observed with regard to the presence of complex compounds in the different samples.

C4. Application of thermal analysis for evaluating the effect of glycerine on digestion of swine manure

The conditions at which the digestion process was performed, highly affected the degradation of the organic material and the evolution of the peaks located at the temperature range between 400 and 550 °C. At a glycerine content of 8%, there is a clear decrease in the amount of the remaining material at 700 °C. This sample represents the failure of the digestion process due to VFA accumulation and hydrogen sulfide inhibition, therefore biological conversion of the organic material was negatively affected [8]. However, results obtained from batch digestion tests indicated successful digestion for all conditions tested. This outcome which may be seen as an inconsistency is explained by the different loading conditions at which batch tests and semi-continuous tests operated. Batch digestion tests were performed with the aim of evaluating the methane potential of substrates, therefore an I:S ratio was kept constant for all experiments and was deliberately set at a value which would prevent overloading of the system and would allow for the evaluation of the methane yield. However, when evaluating under semi-continuous conditions, the aim was to evaluate the performance of the anaerobic microflora and resembling as close as possible the conditions of a continuous large-scale process. The increase in glycerine content of the mixture at constant HRT resulted in an increase in OLR from 2.5 to 3.7 g VS L⁻¹ d⁻¹. The higher amount of glycerine available for microorganisms in the reactor resulted in failure of the system at a glycerine content of 8%.

DTG profiles in figure 4.4b make it easier to identify small changes experienced in TG curves. Modifications in the intensity of the peak at about 300 °C are readily observed. The compounds presenting thermal oxidation at this low temperature are characterised by their labile structure. At the highest content in glycerine when the digestion process registered a serious failure, a high release of these labile compounds is reported in the DTG curve. However, this signal follows a similar pattern to that one obtained at lower glycerine content when the reactor was operating in a successful way. TG and DTG curves may be inadequate on their own to evaluate the evolution of the degradation process, at least when considering the low temperature region. Conversely, differences are easily observed around 400 – 550 °C. The loss of mass in this region reflects the oxidation of complex materials and the failure of the digestion process is easily identified by the broader peak obtained. The dSM_G8 sample presents a wider peak centred on

C4. Application of thermal analysis for evaluating the effect of glycerine on digestion of swine manure

450 °C followed by a smaller peak centred around 520 °C. This sample was obtained from the digester after the failure, when a steep decline in biogas production was observed.

The high addition of glycerine to the mixture, which accounts for 48% (w/w) for the lower ratio (dSM_G4) and 64% (w/w) for the higher ratio (dSM_G8), affects the performance of the biological process. The semi-continuous reactor treating the co-digestion mixture worked at constant HRT, having therefore, the same time available for treating higher amount of readily degradable organics. Even though the performance of the reactor was seriously affected, some degradation of this organic material was still attained. From the TG curve represented in figure 4.4a, it is easily observed that the remaining material at 700 °C was in the range between 30 and 40% for all digested samples, while this value was about 20% for the SM substrate. The final stabilisation stage attains higher mineralisation values, even though the reactor had previously suffered a serious failure.

The addition of glycerine to the reactor in high amounts results in an interference with the anaerobic degradation of the manure. However, the manure is to some extent still degraded by microorganisms. Using the methane yields obtained from batch digestion tests for glycerine and manure, the expected biogas production rate from the semi-continuous reactor would be 1.0 L CH₄ L⁻¹ d⁻¹ for the mixture at 4% (v/v) glycerine content and 1.4 L CH₄ L⁻¹ d⁻¹ when glycerine was added at 6% volumetric ratio. These values of course are not attained, based on the operation regimen established but serve as an indication of the performance of the digestion process and give an approximation of the amount of material which is not being transformed during the reactor operation. Table 4.3 shows the experimental values obtained, with these values being much lower than the calculated ones.

The mass loss experienced by the sample is associated with the heat release or absorption from the environment, as it can be observed in DSC profiles depending of the temperature region considered (fig. 4.4c). Samples which showed a similar pattern at the low temperature region now show a clear difference regarding the release of energy. The use of DSC calorimetry as a relevant tool for evaluating the organic matter evolution during anaerobic digestion has also been reported by Provenzano et al. [20]

C4. Application of thermal analysis for evaluating the effect of glycerine on digestion of swine manure

demonstrating the close relation between the release of energy at different temperature intervals with the conditions at which digestion is performed.

In the present experiments, the dSM_G4 sample showed a greater release at the temperature range corresponding to labile components, while the dSM_G8 sample is characterised by a peak with lower intensity at this same region. This phenomenon is explained by the presence of residual glycerine that may not have been completely degraded by microorganisms, reducing the DSC signal due to the presence pyrolytic reactions undergone by the glycerine remaining in the digested sample. This residual glycerine has an endothermic peak as shown in figure 4.3a, causing a decrease in the global DSC signal. Although DSC profiles are a useful tool for evaluating the fate of the digestion processes, care should be taken when this type of substrates is evaluated.

Table 4.3 also reports on the main characteristics of the digested samples obtained from TA. The mass loss expressed in percentage is reported for the temperature range associated with the presence of labile compounds (150 – 370 °C) as M_l , while the second interval (370 – 575 °C) represents the mass loss of complex materials, M_c . The limit of 370 °C was selected as the average minimum value between the two main peaks in DTG curves. The enthalpy was calculated considering the complex materials being composed by the two main DSC peaks observed in the temperature interval of 370 – 575 °C and denoted in table 4.3 as M_{c1} and M_{c2} .

Table 4.3 Parameters calculated from the thermal profiles obtained from digested samples

Parameter	dSM_G4	dSM_G6	dSM_G8	dSM_Gend
CH ₄ production (L Lr ⁻¹ d ⁻¹)	0.8 ± 0.1	1.2 ± 0.1	Failure stabilisation	
Mass change (%)				
M_l	37.7 ± 0.7	33.6 ± 0.1	37.4 ± 0.3	34.9 ± 2.6
M_c	21.6 ± 0.3	23.1 ± 0.6	25.3 ± 0.5	23.6 ± 0.4
Enthalpy (ΔH) (J g⁻¹)				
ΔH_{M_l}	3678.7 ± 77.8	2937.8 ± 92.5	3071.7 ± 55.7	2907.5 ± 37.5
$\Delta H_{M_{c1}}$	3682.5 ± 48.1	3697.5 ± 61.0	4725.4 ± 45.6	4142.7 ± 125.3
$\Delta H_{M_{c2}}$	527.0 ± 35.2	912.0 ± 52.5	419.4 ± 21.3	306.2 ± 26.4

The sample derived from the stabilisation stage shows a decrease in the value of the energy release obtained from the complex materials. Results from the evaluation of the

C4. Application of thermal analysis for evaluating the effect of glycerine on digestion of swine manure

thermal behaviour of the digested samples indicate major changes taking place in the heat release signal of complex compounds while those observed for the labile components may lead to erroneous interpretation. The enthalpy values of these complex peaks present an increasing trend with the increasing content of glycerine in the feed. On the contrary, a clear reduction is observed when the reactor liquor is submitted to a stabilisation stage during which no additional feedstock is supplied.

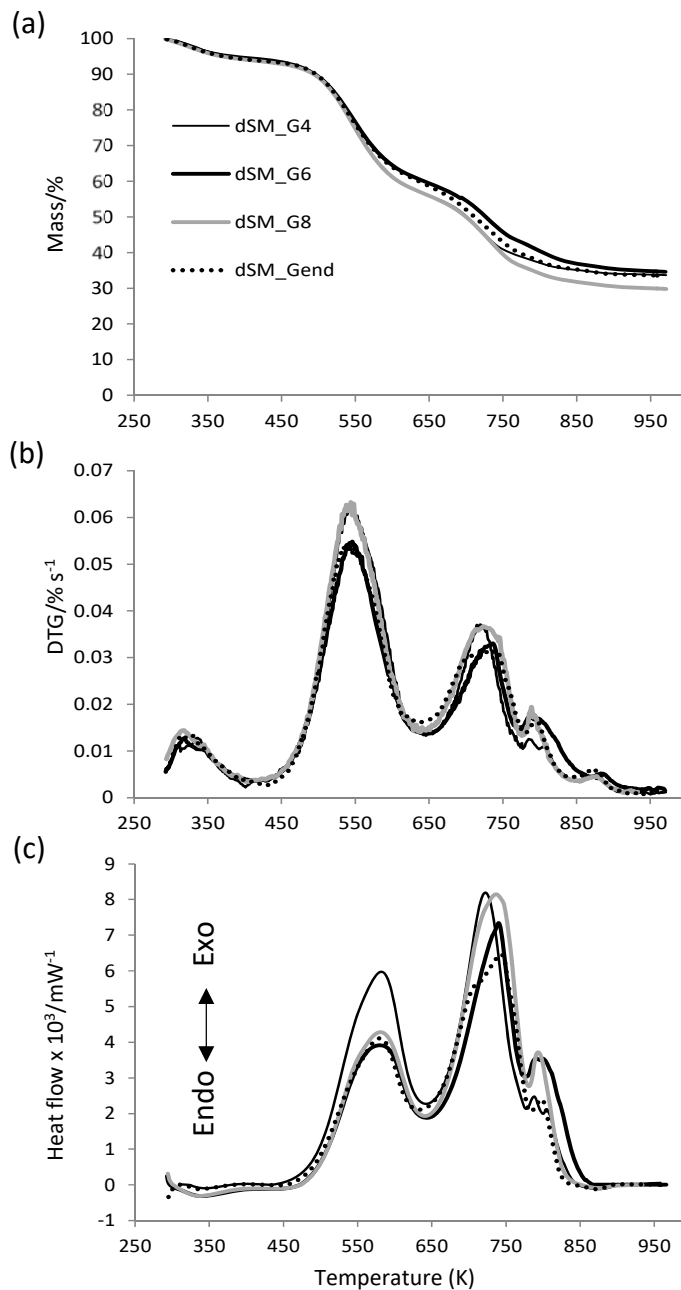


Figure 4.4 TG (a); DTG (b); DSC curves of digestate samples obtained from semi-continuous co-digestion experiments for the different volumetric proportion of glycerine tested (dSM_G4, dSM_G6, dSM_G8) and final stabilisation phase (dSM_Gend) (c)

4.4 CONCLUSIONS

Batch digestion tests showed that co-digestion with glycerine was successfully attained for all conditions evaluated. Results from TA and batch digestion tests of substrates indicated that a correlation may be inferred although further analyses are needed for this to be conclusive. The prediction of biogas yields by the use of TA could be a useful indicative measure considering the relatively high amount of resources and time constraints required for obtaining BMP data.

The use of TA for evaluating the course of the digestion was proven to be relevant for studying the degradation attained. Considering that waste stabilization is also a main objective of anaerobic digestion, the addition of a co-substrate for boosting biogas production should also take into account the effect on the digested material. Digestates obtained under semi-continuous digestion showed an increase in the content of mineral material at 700 °C, which is affected by the characteristics of the feed and the course of the digestion. These results demonstrated the relevance of a stabilization stage prior to further utilization of digestates. On the contrary, DSC provided clear evidence on the way the organic components are affected by digestion aiding in the evaluation of the quality of the stabilization attained. The presence of glycerine makes interpretation of results challenging due to its endothermic behaviour. The presence of residual glycerine in the digested sample leads to registering a lower energy release at the low temperature region which may be misinterpreted as an increase in stability. Even with these challenges the whole thermal profiles could be correctly interpreted when making use of the DSC signal and enthalpy calculations.

Acknowledgements

This research was possible thanks to financial support from Ministerio de Economía y Competitividad and ERDF through project UNLE15-EE-3070

4.5 REFERENCES

1. Liang YG, Li XJ, Zhang J, Zhang LG, Cheng B. Effect of microscale ZVI/magnetite on methane production and bioavailability of heavy metals during anaerobic digestion of diluted pig manure. *Environ Sci Pollut R*. 2017; 24:12328–37.
2. Xiu S, Rojanala HK, Shahbazi A, Fini EH, Wang L. Pyrolysis and combustion characteristics of Bio-oil from swine manure. *J Therm Anal Calorim*. 2011; 107:823–9.
3. Pabón-Pereira CP, De Vries JW, Slingerland MA, Zeeman G, Van Lier JB. Impact of crop–manure ratios on energy production and fertilizing characteristics of liquid and solid digestate during codigestion. *Environ Technol*. 2014; 35:2427–34.
4. Martínez EJ, Gil MV, Fernandez C, Rosas JG, Gómez X. Anaerobic Codigestion of Sludge: Addition of Butcher’s Fat Waste as a Cosubstrate for Increasing Biogas Production. *PloS one*. 2016; 11: e0153139.
5. Dębowski M, Zieliński M, Kisielewska M, Krzemieniewski M. Anaerobic co-digestion of the energy crop *Sida hermaphrodita* and microalgae biomass for enhanced biogas production. *Int J Environ Res*. 2017;11: 243–50.
6. Palomares-Rodríguez C, Martínez-Guido SI, Apolinar-Cortés J, del Carmen M, García-Castillo CC, Ponce-Ortega JM. Environmental, technical, and economic evaluation of a new treatment for wastewater from slaughterhouses. *Int J Environ Res*. 2017; 11:535–45.
7. Timmerman M, Schuman E, van Eekert M, van Riel J. Optimizing the performance of a reactor by reducing the retention time and addition of glycerin for anaerobically digesting manure. *Environ Technol*. 2015; 36:1223–36.
8. Fierro J, Martinez EJ, Rosas JG, Fernández RA, López R, Gómez X. Co-Digestion of swine manure and crude glycerine: increasing glycerine ratio results in preferential degradation of labile compounds. *Water Air Soil Poll*. 2016; 227:1–13.
9. Yang F, Hanna MA, Sun R. Value-added uses for crude glycerol--a byproduct of biodiesel production. *Biotechnol Biofuels*. 2012; 5:13.
10. Popp J, Harangi-Rákos M, Gabnai Z, Balogh P, Antal G, Bai A. Biofuels and their co-products as livestock feed: global economic and environmental implications. *Molecules*. 2016; 21:285.
11. Manara P, Zabaniotou A. Co-valorization of crude glycerol waste streams with conventional and/or renewable fuels for power generation and industrial symbiosis perspectives. *Waste Biomass Valor*. 2016; 7:135–50.

C4. Application of thermal analysis for evaluating the effect of glycerine on digestion of swine manure

12. Lobato A, Cuetos MJ, Gómez X, Morán A. Improvement of biogas production by co-digestion of swine manure and residual glycerine. *Biofuels*. 2010; 1:59–68.
13. Nuchdang S, Phalakornkule C. Anaerobic digestion of glycerol and co-digestion of glycerol and pig manure. *J Environ Manage*. 2012; 101:164–72.
14. Ormaechea P, Castrillón L, Marañón E, Fernández-Nava Y, Negral L, Megido L. Influence of the ultrasound pretreatment on anaerobic digestion of cattle manure, food waste and crude glycerine. *Environ Technol*. 2017;1–5.
15. Astals S, Nolla-Ardèvol V, Mata-Alvarez J. Thermophilic co-digestion of pig manure and crude glycerol: Process performance and digestate stability. *J Biotechnol*. 2013; 166:97–104.
16. Cioabla AE, Pop N, Trif-Tordai G, Calinoiu DG. Comparative analysis of agricultural materials influenced by anaerobic fermentation for biogas production in terms of ash melting behavior. *J Therm Anal Calorim*. 2017; 127:515–23.
17. Martínez EJ, Gil MV, Rosas JG, Moreno R, Mateos R, Morán A, Gómez X. Application of thermal analysis for evaluating the digestion of microwave pre-treated sewage sludge. *J Therm Anal Calorim*. 2016; 127:1209–19.
18. Dziejowski J, Białobrzewski I. Calorimetric studies of solid wastes, sewage sludge, wastewaters and their effects on soil biodegradation processes. *J Therm Anal Calorim*. 2011; 104:161–8.
19. Blanco MJ, Almendros G. Maturity assessment of wheat straw compost by thermogravimetric analysis. *J Agr Food Chem*. 1994; 42:2454–9.
20. Provenzano MR, Malerba AD, Buscaroli A, Zannoni D, Senesi N. Anaerobic digestion of municipal solid waste and sewage sludge under mesophilic and thermophilic conditions. *J Therm Anal Calorim*. 2013; 111:1861–70.
21. Gascó G, Paz-Ferreiro J, Méndez A. Thermal analysis of soil amended with sewage sludge and biochar from sewage sludge pyrolysis. *J Thermal Anal Calorim*. 2011; 108:769–75.
22. Gunaseelan VN. Biochemical methane potential of fruits and vegetable solid waste feedstocks. *Biomass Bioenerg*. 2004; 26:389–99.
23. Walkley A, Black IA. An examination of the Degtjareff method for determining soil organic matter, and a proposed modification of the chromic acid titration method. *Soil Sci*. 1934; 37:29–38.
24. Federation WE, Association APH. Standard methods for the examination of water and wastewater. Am. Public Heal. Assoc. Washington, DC, USA. 2005.

C4. Application of thermal analysis for evaluating the effect of glycerine on digestion of swine manure

25. Salgado J, Mato MM, Vázquez-Galiñanes A, Paz-Andrade MI, Carballas T. Comparison of two calorimetric methods to determine the loss of organic matter in Galician soils (NW Spain) due to forest wildfires. *Thermochim Acta*. 2004; 410:141–8.
26. López JÁS, Santos MÁM, Pérez AFC, Martín AM. Anaerobic digestion of glycerol derived from biodiesel manufacturing. *Bioresource Technol*. 2009; 100:5609–15.
27. Gómez X, Blanco D, Lobato A, Calleja A, Martínez-Núñez F, Martín-Villacorta J. Digestion of cattle manure under mesophilic and thermophilic conditions: characterization of organic matter applying thermal analysis and ¹H NMR. *Biodegradation*. 2011; 22:623–35.
28. Kafle GK, Kim SH. Anaerobic treatment of apple waste with swine manure for biogas production: batch and continuous operation. *Appl Energ*. 2013; 103:61–72.
29. Torquato LM, Braz CEM, Ribeiro CA, Capela JMV, Crespi MS. Kinetic study of the co-firing of bagasse–sludge blends. *J Therm Anal Calorim*. 2015; 121:499–507.
30. Cuetos MJ, Gómez X, Otero M, Morán A. Anaerobic digestion of solid slaughterhouse waste: study of biological stabilization by Fourier Transform infrared spectroscopy and thermogravimetry combined with mass spectrometry. *Biodegradation*. 2010; 21:543–56.
31. Magdziarz A, Werle S. Analysis of the combustion and pyrolysis of dried sewage sludge by TGA and MS. *Waste manage*. 2014; 34:174–9.
32. Gómez-Siurana A, Marcilla A, Beltrán M, Berenguer D, Martínez-Castellanos I, Catalá L, Menargues S. TGA/FTIR study of the MCM-41-catalytic pyrolysis of tobacco and tobacco–glycerol mixtures. *Thermochim Acta*. 2014; 587:24–32.

CAPÍTULO 5

**ANAEROBIC DIGESTION OF FOURTH RANGE
FRUIT AND VEGETABLE PRODUCTS:
COMPARISON OF THREE DIFFERENT
SCENARIOS FOR ITS VALORISATION BY LIFE
CYCLE ASSESSMENT AND LIFE CYCLE COSTING**

5.1 INTRODUCTION

Food systems play a central role in all societies and are fundamental to ensure sustainable development (United Nations Environment Programme (UNEP), 2016). Global food waste reduction is an international priority; in September 2015 United Nations countries adopted 17 new sustainable development goals (United Nations, 2016). Goal 12 (responsible consumption and production) includes an objective to halve per capita global food waste at the retail and consumer level and reduce food losses along production and supply chains by 2030. The different stages in the food supply chain contribute to global green house gases emissions, and it is expected that an improvement in the management practice of intensive agriculture may have a relevant impact on this supply chain since the global fluxes of carbon dioxide and nitrous oxide can be greatly modified (Garnett, 2011; Maris et al., 2018). The quest for improved sustainability and efficiency of food production is complex. There are many drivers that make anaerobic digestion (AD) technology a promising solution for fourth range products. There is widespread transition to a circular economy at varying scales and within a systems thinking approach (Stahel, 2016). The use of anaerobic digestion for the treatment of wastes has demonstrated to have an out-standing capacity for recycling nutrients and maximising biomass valorisation. The application of land digestates, when properly performed can have a beneficial impact of the environment by controlling greenhouse gas and ammonia fluxes to the atmosphere (Sun et al., 2014). Producer responsibility may favour renewable energy and the proximity principle desires us to manage our waste streams as close to the point of origin as possible. Ultimately, to better inform decision making, measures of sustainability using data are needed to make genuine comparative assessments across available technologies and multiple systems. Life cycle assessment (LCA) is one of the most useful decision-making tool for selecting products, systems and management thanks to its ability to effectively analyse the energy needs, environmental impacts and cost benefits (Su and Zhang, 2016). The use of this methodology has demonstrated that anaerobic digestion is preferable choice regarding energy use when different treatment alternatives for organic materials are compared (Di Maria et al., 2015).

C5. Anaerobic digestion of fourth range fruit and vegetable products: comparison of different scenarios for its valorisation by life cycle assessment and life cycle costing

The application of LCA and Life Cycle Costing (LCC) have resulted in useful tools for evaluating environmental impacts and cost performances of solid waste management (Abduli et al., 2011; Martinez-Sanchez et al., 2016). LCC is an approach consistent with LCA since it evaluates the cost of a product along its complete life cycle, since both methodologies use a consistent definition for goal and scope (Swarr et al., 2011). The decision-making process involved in solid waste management must consider more than just financial aspect costs thus, involving social and environmental criteria. The implementation of separate collection systems for the treatment of wastes would minimise the amount of waste buried and maximise the degree of recovery and recycling of valuable nutrients (Santos et al., 2017). However, the diffusion of waste treatment points may cause negative effects associated with the lost advantage of the economy of scale, there the relevance on studying the combined LCA/LCC approached using common features for both analysis (Belussi and Barozzi, 2015). Additionally, it is of great relevance the capacity for analysing and forecasting the waste generation characteristics or urbanised areas (Mahmood et al., 2018), which facilitates the decision making for long term operating facilities aiding in priority scaling of investments.

Fourth range commercial products are defined as ready to eat fresh cut fruit and vegetables that are additive free. The term was first coined in France. Post harvesting operations include selecting, sorting, husking, cutting, cleaning, washing, drying, packaging, (with and without modified atmosphere), labelling, preservation (including cooling) and distribution. Therefore, these products are more expensive than conventionally produced fruit and vegetables sold on the market for raw or post cooking consumption. Despite this, there has been a strong demand growth during the last few years (OECD and FAO, 2006). Spain and Italy are the leading national fourth range fruit and vegetable producers and leading traders on the European market (Eurostat, 2017). The treatment of these wastes closes to the place where they are locally produced would offer a great number of advantages associated with the decrease in energy demands for transport as well as the direct valorisation of organic material. This management strategy has been analysed throughout the FLEXINER project. Part of the information obtained in this project has been used throughout this chapter.

C5. Anaerobic digestion of fourth range fruit and vegetable products: comparison of different scenarios for its valorisation by life cycle assessment and life cycle costing

Anaerobic digestion potentially offers multiple benefits in providing energy security for producers, self sufficiency, utilisation of local feedstock and utilisation of digestate. Anaerobic digestion is an efficient technique for the treatment of biowastes and food wastes, as it recovers energy in the form of biogas which can be subsequently used in combined heat and power (CHP) plants, or in vehicles, and for grid injection. In addition, nutrient recovery from digested biodegradable waste as marketable products is becoming an important task to accomplish for anaerobic digestion plants to meet both regulatory drivers and market demands. Therefore, the present problem of waste treatment could be turned into an economic opportunity (Vaneckhaute et al., 2017). Although these benefits; social concerns are usually observed when the application of digestates is to be intended in some particular locations. The “not in my backyard” syndrome may be avoided by the valorisation of digestates into bioproducts when using for them a new different denomination that would set them away from a negative connotation. It also should be added that even in the best scenario of public acceptance the application rate of digestate to lands still should meet with the land carrying capacity of nutrients. That is, in the case of existence of intensive farming areas where tons of surplus digestates are produced daily, managers still need to find ecofriendly disposal alternatives (Shi et al., 2018).

If the biogas industry is to mature into a sustainable energy production system, establishing marketing strategies for digestates and developing a related market will prove critical challenges (Dahlin et al., 2015). In the present study, the land application of digestate was considered to be accompanied by the use of plant growth promoting rhizobacteria (PGPR) which offers a great potential to decrease the negative environmental impacts resulting from continued use of chemical fertilisers. These bacteria exert beneficial effects on plant growth and many different genera have been commercialised for use in agriculture (Adesemoye et al., 2009; Bakker et al., 2007). The addition of these types of inoculants has demonstrated to increase nutrient assimilation, enhancing plant uptake which results in higher crop yields.

The application of anaerobic digestion to the treatment of wastes from fourth range commercial products seems to be full of benefits, therefore an LCA methodology has been used in accordance with the ISO 14040/44 life cycle assessment guidelines to

C5. Anaerobic digestion of fourth range fruit and vegetable products: comparison of different scenarios for its valorisation by life cycle assessment and life cycle costing

conduct a study that considers the immediate treatment of the waste on the generation point and subsequent transfer of the hydrolysed product to the anaerobic digestion facility. The most appropriate pretreatment system and transfer of the hydrolysed organic waste to the treatment site with the subsequent digestion of fourth range waste is analysed. Biogas is obtained from the anaerobic digestion process, for which three alternative scenarios are presented. Finally, digestate is utilised as biofertilizer capable of supporting plant growth promoting bacteria.

5.2 OBJECTIVES

5.2.1 Main objective

The main objective of this chapter is to determine the environmental and economic impact of a treatment line for the valorisation of fourth range waste by anaerobic digestion, the use of biogas and the use of digestate as a means for the recovery of nutrients and the production of a biofertilizer product. For this, the following steps will be carried out:

- Definition of the assessment scope.
- Definition of the three scenarios.
- Definition of the process parameters.
- Life Cycle Assessment.
- Life Cycle Cost.

5.2.2 Analysis strategy

To achieve the above objective, an analysis strategy has been planned as shown in figure 5.1. For this, first, the limits of the analysis were defined, as well as the characteristics of three different scenarios. Each scenario is composed of different subsystems, which define the process to be carried out (hydrolysis process, transport of hydrolysate, anaerobic digestion, biogas valorisation and conversion of digestate into plant growth promoting culture). The existence of different alternatives to be carried out in some of the subsystems allow combining different treatment scenarios. In this work we have evaluated three alternatives which are defined in figure 5.1. Next, the process

C5. Anaerobic digestion of fourth range fruit and vegetable products: comparison of different scenarios for its valorisation by life cycle assessment and life cycle costing

parameters were defined for each of the three scenarios. To this end, usual databases for this type of analysis were used, the scientific literature, the FLEXINER project data and those obtained during the tests contained in chapter 3. Lastly, the LCA and LCC were carried out.

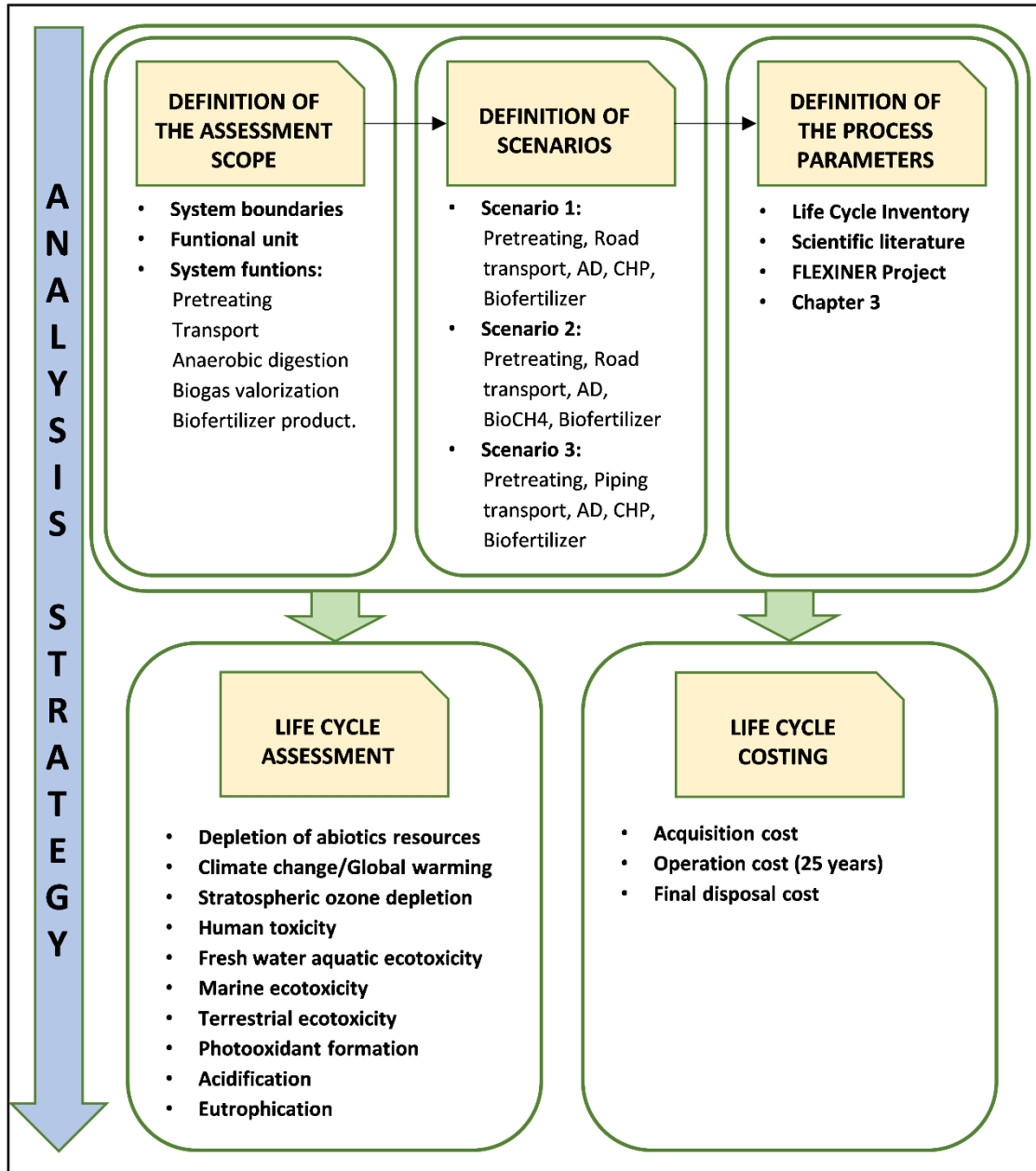


Figure 5.1 Analysis strategy

C5. Anaerobic digestion of fourth range fruit and vegetable products: comparison of different scenarios for its valorisation by life cycle assessment and life cycle costing

5.3 MATERIALS AND METHODS

5.3.1 Life Cycle Assessment and Life Cycle Costing

LCA was used to assess the environmental impact of the treatment line for the valorisation of fourth range waste material by means of AD, the use of biogas and the utilisation of digestate as a source of nutrients to produce an ecofriendly product.

5.3.2 Definition of the goal and scope

System boundaries: The system includes all the processes involved in the treatment and conversion of the fruit and vegetable wastes from a fourth range producing facility into biogas and a growth promoting culture (figure 5.2).

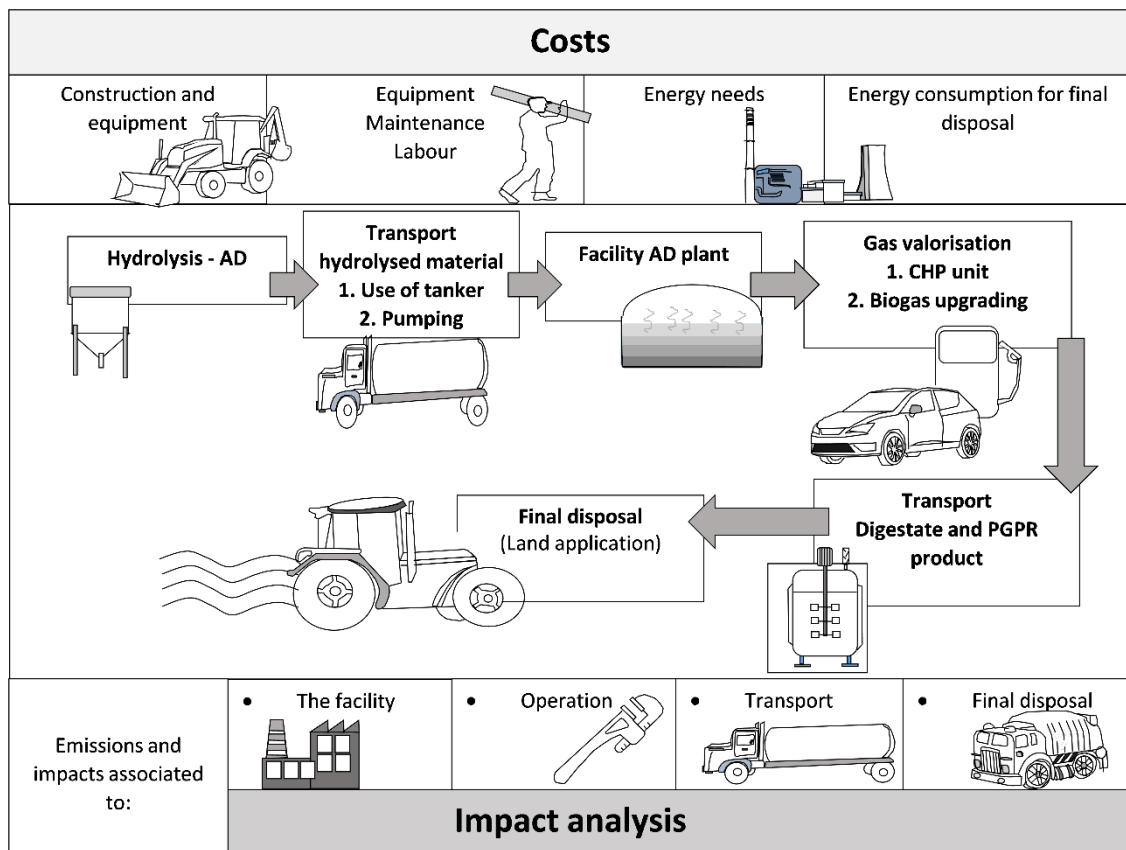


Figure 5.2 Treatment process

The treatment lines consider hydrolysis as the first step, transport by tanker or pumping, then the digestion of the hydrolysed material, biogas valorisation by means of a CHP unit and also the alternative of improvement of this biogas for its use as fuel for cargo

C5. Anaerobic digestion of fourth range fruit and vegetable products: comparison of different scenarios for its valorisation by life cycle assessment and life cycle costing

transportation vehicles. The ability to substitute electricity from the Spanish electricity mix is also evaluated and the substitution of fossil fuels (oil) in boilers for heat generation. Finally, replacement of a fraction of chemical fertilisers in agriculture using the biofertilizer produced and the reduction in the need of mineral fertilisers thanks to the nutrient recovery and the enhancement in plant assimilation by the use of a PGPR is considered.

System function and functional unit: The functional unit chosen was the tonnage of fruit and vegetable waste generated by the local fourth range sector in a year. This waste is treated by hydrolysis and subsequently by anaerobic digestion. The total amount of waste generated was 1.000 tonnes per year and this value was used to quantify the function of the system.

The primary function of the system is the digestion of fruit and vegetable wastes obtained from a fourth range producing facility. Additional functions of the system are also considered such as the conversion of biogas into energy or fuel and the recovery of nutrients using the digestate produced as a mineral source in a growth promoting culture.

Biogas obtained from anaerobic digestion is mainly comprised of methane and carbon dioxide, with trace components of water, nitrogen, oxygen, hydrogen sulphide. This gas can be directly used for producing electricity and heat in a CHP unit or upgraded to serve as vehicle fuel. However, it should always be borne in mind that the profitability of this type of plants is usually associated to the availability of subsidies, which emphasizes the need of suitable local political framework conditions (Balussou et al., 2012). The second additional function is the production of plant growth promoting bacteria, as a way for recycling nutrients contained in the digestate. The plant growth promoting bacteria are capable of positively affecting the growth of plants for sustainable agriculture (Lugtenberg and Kamilova, 2009; Nadeem et al., 2014; Palacios et al., 2014).

The subsystems to be evaluated in the LCA and LCC are the following:

- Pretreating the waste by hydrolysis in tanks located at the source generation of the waste, with shredding to ≤ 10 mm carried out using a JWCE Muffin Monster prior to hydrolysis.

C5. Anaerobic digestion of fourth range fruit and vegetable products: comparison of different scenarios for its valorisation by life cycle assessment and life cycle costing

- Transport of wastes to the treatment plant. The transport is considered to be carried out by tankers in scenario 1 and 2, whereas scenario 3 assume the use of a piping system for transporting the hydrolysed material to the anaerobic digestion plant.
- The anaerobic digestion plant.
- Biogas valorisation. The valorisation of biogas by means of a CHP unit is considered in scenarios 1 and 3. The use of an upgrading system for valorising biogas into vehicle fuel is considered in scenario 2.
- Biofertiliser production

For all subsystems energy consumption and material flows have been calculated.

5.3.3 Description of the different scenarios

To evaluate the different alternatives, three scenarios have been developed and compared as described below:

- Scenario 1: The food waste is deposited, after trituration, in hydrolysis tanks constructed for this purpose. The residue is collected bi-weekly by truck and taken to the anaerobic digestion plant which is assumed to be located at 50 km as maximum distance. All biogas obtained is used in the generation of electrical and thermal energy through a CHP unit. Surplus electrical and thermal energy is sold, once all facility needs are covered. Figure 5.3 shows an outline of scenario 1. The emissions associated with the use of fuels and wear of elements (tyres, brakes, roads, etc.) during plant operation are included.

C5. Anaerobic digestion of fourth range fruit and vegetable products: comparison of different scenarios for its valorisation by life cycle assessment and life cycle costing

Scenario 1

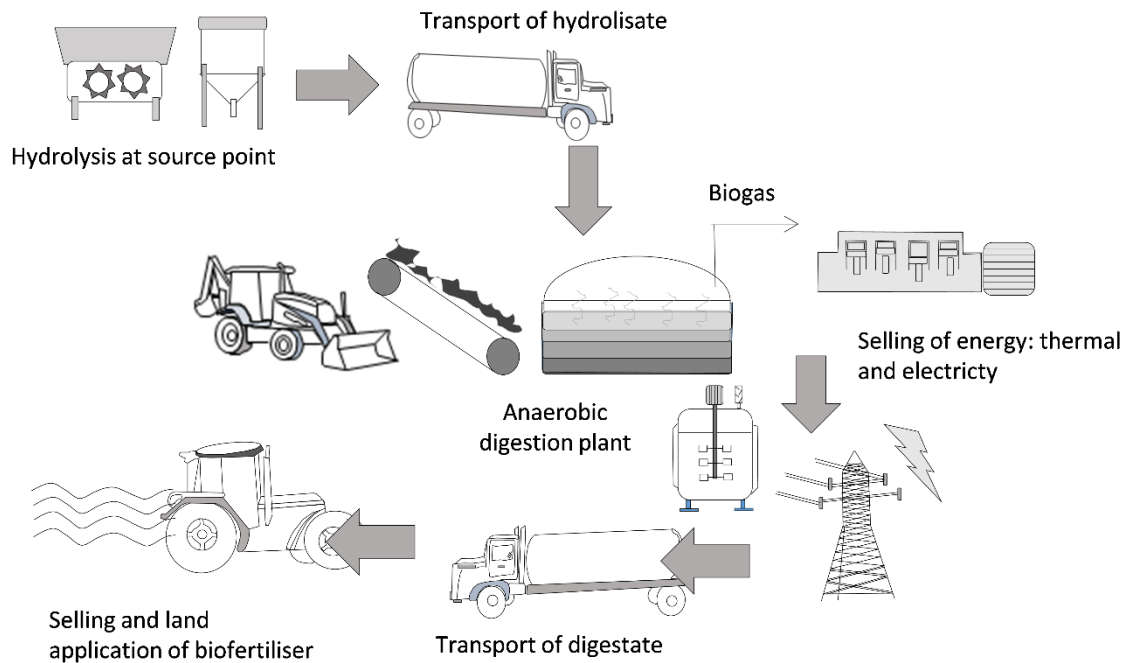


Figure 5.3 Scenario 1

- Scenario 2: A biogas burner was considered to supply the thermal energy needs of this scenario, reducing therefore the amount of available biogas for other uses. Electrical power is consumed from the medium voltage Spanish power supply from the energy mix according to the database Ecoinvent V2.2 (Swiss Centre for Life Cycle Inventories, 2010). A cleaning stage for biogas using a high-pressure water scrubber is considered from which upgraded biomethane is obtained. High pressure compression and storage of biomethane is also considered for utilisation in vehicles transporting waste from the source point to the treatment plant. The biomethane surplus is sold as biofuel. The outline of scenario 2 is shown in figure 5.4. The use of vehicles is the same as scenario 1 but in this case the tankers use biomethane as fuel.

C5. Anaerobic digestion of fourth range fruit and vegetable products: comparison of different scenarios for its valorisation by life cycle assessment and life cycle costing

Scenario 2

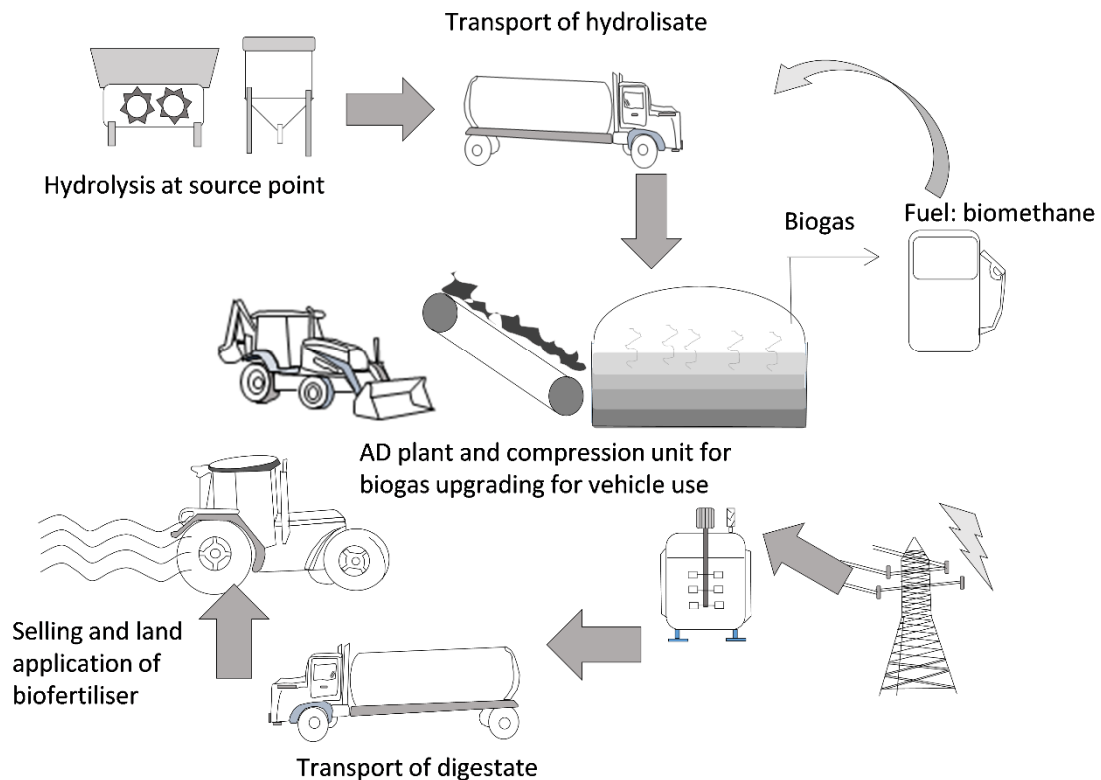


Figure 5.4 Scenario 2

- Scenario 3: In this scenario, shown in figure 5.5, combined generation of heat and power is also assumed just as in scenario 1. However, the construction of a system of pipes and pumps to bring the hydrolysisate from the source point to the anaerobic digestion plant is considered. The pumping system is supplied with part of the electrical energy produced in the CHP unit, therefore decreasing the amount available to be fed into the national electricity grid. The production of the biofertilizer is a feature common to all three scenarios while the plant operation is slightly different based on the source of the energy used in the process and the use of the biogas produced by the plant.

C5. Anaerobic digestion of fourth range fruit and vegetable products: comparison of different scenarios for its valorisation by life cycle assessment and life cycle costing

Scenario 3

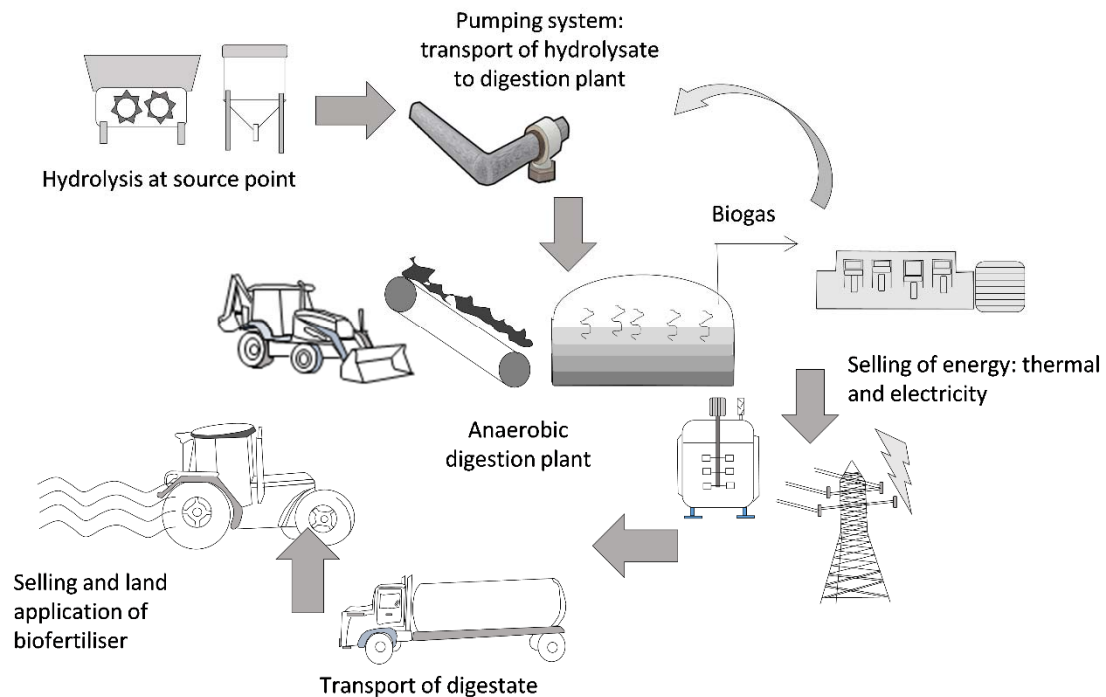


Figure 5.5 Scenario 3

5.3.4 Definition of the process parameters

The LCA was performed using SimaPro (System for Integrate Environmental Assessment of Products) LCA software version 7.3.3 (PR'e Sustainability, 2012) with several underpinning databases. Database Ecoinvent V2 (Frischknecht et al., 2005; Frischknecht and Rebitzer, 2005; Hischier et al., 2010; Swiss Centre for Life Cycle Inventories, 2010) and data generated throughout chapter 3 and the FLEXINER project were taken as a direct reference for most of the primary parameters.

The information generated throughout the development of the FLEXINER project includes tests for biogas production at laboratory and pilot plant scale, as well as information provided by staff of the companies participating in the project. Some of this information has been transmitted through questionnaires and personal communications. Secondary information acquired for inventory development included the following databases: ETH-ESU 96 (ESU-Services, 1996), Buwal 250 (Swiss Packaging Institute, 2000), Idemat 2001 (Delft University of Technology, 2001) and LCA food DK (2.-0 LCA Consultants, 2003).

C5. Anaerobic digestion of fourth range fruit and vegetable products: comparison of different scenarios for its valorisation by life cycle assessment and life cycle costing

Data used for life cycle inventory were also obtained from information reported in literature and results obtained from experimental work performed during the development of the FLEXINER project. The basic parameters for the operation of the anaerobic digestion process were obtained from the digestion of fruit and vegetable waste carried out under laboratory conditions, described in chapter 3. When no data were available, the following scaling equation was used to adapt size and cost data of different type of equipment (Starr et al., 2012):

$$Size\ 2 = Size\ 1 \cdot \left(\frac{C_2}{C_1}\right)^{0,6} \quad (5.1)$$

Where:

- Size 1 Original size
- Size 2 Desired size of the unit.
- C₁ Capacity of the original equipment
- C₂ Capacity of the desired equipment

Table 5.1 shows the processes and inputs that the three scenarios have in common, e.g. anaerobic digestion plant and its energy needs. A lifetime of 25 years has been considered for all installations. The particular data for each scenario is presented in the following table 5.2.

Table 5.1 Parameters of the Inventory of LCA common to the three scenarios

Common parameters	Value	Source
Materials for pretreating		
Tanks (Units)	2	
JWCE Muffin Monster (Units)	2	
Inputs waste pretreating		
Waste (t year ⁻¹)	1.000	
Output waste pretreating		
Hydrolysate (t year ⁻¹)	1.000	
Pretreating energy		
Electric energy consumption (kWh _{el} year ⁻¹)	6.110	

C5. Anaerobic digestion of fourth range fruit and vegetable products: comparison of different scenarios for its valorisation by life cycle assessment and life cycle costing

Waste generation source points		
Point A, hydrolysis tank (m ³)	8	
Point B, hydrolysis tank (m ³)	7	
Distance from point A to digestion plant (km)*	37	
Distance from point B to digestion plant (km)*	42	
Materials for anaerobic digestion plant		
Anaerobic digestion plant, biowaste (units)	0,125	Ecoinvent 2.2
Digestion plant inputs		
Hydrolysate to be treated (t year ⁻¹)	1.000	
Ammonium chloride (kg NH ₄ Cl year ⁻¹)	1.529	Bouallagui et al. 2009
Calcium carbonate (kg CaCO ₃ year ⁻¹)	8.900	Lane 1984
Digestion plant outputs		
Biogas (t year ⁻¹)	70,2	
Digestate obtained (t year ⁻¹)	940,2	
Digestion plant energy		
Electrical energy (kWh _{el} year ⁻¹)	4.210	Berglund, M. et al., 2006
Thermal energy (kWh _{th} year ⁻¹)	53.972	Berglund, M. et al., 2006
Materials for biofertilizer production		
S-L separator (Units)	1	Ecoinvent 2.2
Biofertilizer production inputs		
Molasses (t year ⁻¹)	20,2	Pastor-Bueis et al., 2017
Digestate (t year ⁻¹)	940,2	
Biofertilizer production outputs		
Solid fertilizer (t year ⁻¹)	62,0	
Biofertilizer (t year ⁻¹)	898,4	
Biofertilizer production energy		
Electrical energy needs (S-L Sep.). (kWh _{el} year ⁻¹)	632	
Thermal energy (PGPR). (kWh _{th} year ⁻¹)	138.842	

*Includes tortuosity factor of 1,4

Table 5.2 Scenario specific parameters for each stage of the LCA

Parameters for Scenario 1	Value	Source
Materials for transport of hydrolysate		
Diesel consumption (kg year ⁻¹)	1.865	

C5. Anaerobic digestion of fourth range fruit and vegetable products: comparison of different scenarios for its valorisation by life cycle assessment and life cycle costing

Materials for biogas valorisation		
CHP unit. Efficiency electr./thermal 34/51% (Units)	1	Whiting and Azapagic, 2014
Biogas valorisation inputs		
Biogas (t year ⁻¹)	70,2	
Biogas valorisation outputs		
Carbon dioxide (emissions) (t year ⁻¹)	118,82	
Energy from biogas valorisation		
Electric energy produced (kWh _{el} year ⁻¹)	131.171	
Thermal energy produced (kWh _{th} year ⁻¹)	196.757	
Parameters for Scenario 2		
Transport of hydrolysate		
Biomethane consumption for tankers (m ³ year ⁻¹)	1.847	
Materials for biogas valorisation		
Burner (Units)	1	Ecoinvent 2.2
Scrubber and compressor (Units)	1	Ecoinvent 2.2
Biomethane service station. (Units)	0,25	Ecoinvent 2.2
Biogas valorisation inputs		
Water process, natural origin (kg year ⁻¹)	199.692	Ecoinvent 2.2
Biogas (t year ⁻¹)	70,2	
Biogas valorisation outputs		
Biomethane (t year ⁻¹)	22,24	
Methane (emissions) (t year ⁻¹)	0,69	
Carbon dioxide (emissions) (t year ⁻¹)	116,96	
Energy from biogas valorization		
Thermal energy produced from biogas (Efficiency of heating system 80%) (kWh _{th} year ⁻¹)	67.464	
Electricity, medium voltage, production ES, at grid/ES S (scrubber + compression) (kWh year ⁻¹)	24.077	Ecoinvent 2.2
Electricity, low voltage, production ES, at grid/ES S. (services) (kWh year ⁻¹)	2.180	Ecoinvent 2.2
Parameters for Scenario 3		
Materials for pipe system		
PVC pipe E (km)	25	Ecoinvent 2.2
Construction of pipe system (km)	25	Ecoinvent 2.2
Cast Iron pumps at plants (Units)	2	Ecoinvent 2.2
Energy for pipe system		
Electrical energy demand pumping (kWh _{el} year ⁻¹)	5.000	

C5. Anaerobic digestion of fourth range fruit and vegetable products: comparison of different scenarios for its valorisation by life cycle assessment and life cycle costing

Materials for biogas valorisation		
CHP unit. Efficiency electr./thermal 34/51% (Units)	1	Whiting and Azapagic, 2014
Biogas valorisation inputs		
Biogas (t year ⁻¹)	70,2	
Biogas valorisation outputs		
Carbon dioxide (emissions) (t year ⁻¹)	118,82	
Energy from biogas valorisation		
Electric energy produced (kWh _{el} year ⁻¹)	131.171	
Thermal energy produced (kWh _{th} year ⁻¹)	196.757	

The different subsystems comprised in the scenarios evaluated are the hydrolysis process, transport of hydrolysate, anaerobic digestion, biogas valorisation and conversion of digestate into plant growth promoting culture. The assumptions associated with hydrolysis, anaerobic digestion and the conversion into a biofertilizer are reported later in Results and Discussion section. Transport of the hydrolysate is performed by two different alternatives. The use of tanker for the transport of hydrolysate assumes two different points of collections which were established based on the local needs of the company Comapitol located in Toledo (Spain). The distance is shown in table 5.1. The volume of hydrolysis tank was set based on daily waste production of the facility. Waste generation was measured during a 6 months period and average production was 1,3 t d⁻¹.

The hydrolysate transportation considered the use of 3,5-7,5 t Euro5 truck, and this same assumption was used when considering the transport of biofertilizer (Naroznova et al., 2015) at a maximum distance of 50 km. The pumping of hydrolysate was considered an interesting alternative to be evaluated against truck transport since much of the preparation of the material to be digested is similar to that for pipelining; therefore, the capital investment at the pipeline inlet would eliminate the need for identical equipment at the plant (Ghafoori et al., 2007). However, the pipeline costs are highly scale dependent and distance play a favouring role for pipeline transport against truck transport (Kumar et al., 2004). The pumping of hydrolysate from the source point to the treatment plant was assumed to cover a distance of 25 km in Scenario 3 and an electricity input of 0,72 MJ t⁻¹ km⁻¹ was considered (Lantz and Börjesson, 2014).

C5. Anaerobic digestion of fourth range fruit and vegetable products: comparison of different scenarios for its valorisation by life cycle assessment and life cycle costing

Biogas is assumed to be accumulated on the top of the reactor and from it is piped to the CHP unit. The total efficiency of this unit was assumed as 85% (Whiting and Azapagic, 2014) with the efficiency of electricity generation being set at 34% to take into account the small scale of the plant. The heat obtained is used to keep the desired temperature of the digester. The upgrading of biogas is necessary when its valorisation is intended as vehicle fuel or grid injection. Carbon dioxide which is the second majority component of biogas must be removed. The scenario that considers the valorisation of biogas as vehicle fuel, considers the use of a standard burner for covering the thermal energy demand of the plant. Since the efficiency in thermal energy is high (80%, Bruno et al., 2009), the amount of biogas to be derived for this use will be expected to be low. During upgrading other trace contaminants are also eliminated resulting in a methane rich gas stream equivalent to natural gas. High pressure water scrubbing is the most widely used technology in Europe (Starr et al., 2012) and offers the parallel advantage of also removing hydrogen sulphide. The energy needs for this technology were set at 0,37 kWh m⁻³ biogas and water consumption of 4 kg m⁻³ biogas (Carnevale and Lombardi, 2015). The upgraded biomethane (97%) was assumed to be compressed to 200 Bar with an electricity need of 0,18 kWh_{el} m⁻³. A fuelling station is considered for dispensing the upgraded biomethane with an electricity consumption of 0,07 kWh m⁻³ (Moghaddam et al., 2015). All gas volumes considered in calculations are expressed at standard temperature and pressure.

Finally, the digestate obtained is stored and subsequently used for producing the plant promoting growth culture. The process for obtaining the biofertilizer consists on the dilution of the digestate up to 50% and supplement it with 2,3% by volume of sugar molasses (Pastor-Bueis et al., 2017). A fraction of the digestate is subjected to a solid-liquid separation stage using the liquid fraction thus obtained as a dilution medium. The solid fraction derived is assumed to be suitable for land application as soil amendment. Separation efficiency used was given by Chastain et al. (2001) assuming 12,4% of volume in solid phase having 60,9% of total solids content. Energy cost of the treatment was 4,54 MJ t⁻¹ according to Berlund et al. (2006). Molasses used as carbon supplement had an NPK content of 1,23% (db), 0,204 and 41,6 g L⁻¹ respectively (Pastor-Bueis et al., 2017) and total solids content of 69,3%. Energy cost of biofertilizer production was estimated

C5. Anaerobic digestion of fourth range fruit and vegetable products: comparison of different scenarios for its valorisation by life cycle assessment and life cycle costing

by the cost of raising the temperature of the digestate 120 °C (up to 133 °C, 20 min, according to the European Regulation 1774/2002 (Cano et al., 2014) for sterilization and an additional 10% to account for the energy needs of the plant growth promoting culture during fermentation.

Thermal energy for sterilisation is provided by the biogas in scenarios 1 and 3 and by the Spanish electricity mix in scenario 2. Electrical energy needed for the culture is negligible. The biofertilizer and the solid phase from the solid-liquid separation is transported to the land application site for spreading. The avoided mineral fertilisers were considered to be ammonium nitrate, triple superphosphate and potassium chloride.

The amount of mineral fertiliser avoided by nutrient recovery was calculated based on NPK content of digestate and molasses with a ratio of consumption of 48% for nitrogen, 50% for phosphorus and 80% for potassium (Evangelisti et al., 2014). Nitrogen as mineral fertiliser avoided by the application of the biofertilizer was calculated based on Pastor-Bueis et al. (2017) assuming savings of 20% with an application of 1,5 mL plant⁻¹ with a density of 40 plants per 3 m² and a demand of 144 kg N ha⁻¹ year⁻¹ for the case of sweet pepper.

5.3.5 Life Cycle Assessment

After finalising the life cycle inventory, the modelling of the different scenarios was performed using SimaPro LCA software version 7.3.3 (PR'e Sustainability, 2012). The CML 2 baseline 2000 V2.05 method (Centre of Environmental Science, 2000; Guinée et al., 2002) was used for the analysis stage of environmental impact for LCA. The method uses fate analysis to determine the environmental harm profile of the systems under study by taking into account the following 10 impact categories: Depletion of abiotic resources (A. Depletion), Climate change/Global warming (GWP100), Stratospheric ozone (depletion (ODP)), Human toxicity (H.T.), Fresh water aquatic ecotoxicity (F. W. Aq. Ecotox), Marine ecotoxicity (M. Aq. Ecotox), Terrestrial ecotoxicity (T. Ecotox), Photooxidant formation (PhotoChem. Ox), Acidification (Acidific.), Eutrophication (Eutroph.).

5.3.6 Life Cycle Costing

LCC compares the cost effectiveness of alternatives investments or business decisions from the perspective of an economic decision maker (Norris, 2001). Despite the similarity of names, LCA and LCC present major differences, which stem from the fact that these methodologies were designed to provide answers to very different questions. LCA evaluates the relative environmental performance of alternative systems for providing the same function, while LCC only compares its cost effectiveness.

LCC is a tool to determine the costs associated with an asset or part thereof. In analysing the costs, all stages of the life cycle of the system are studied, ranging from acquisition, through the use until final disposal at the end of the useful life. LCC considers economic costs in terms of both, initial costs and future operational costs over a specified period of time (Islam et al., 2014). In LCC, the costs associated with the scenarios were obtained from a similar methodology of that use for LCA but rather considering monetary costs of environmental impacts. The cost model used in LCC considered steady state conditions, so it cannot be used to model the dynamics of the markets.

During the inventory phase of LCA for the FLEXINER project was conducted in parallel to the collection of data on costs associated with the construction of facilities, equipment acquisition, operation and disposal. Within the operation, both expenditure and income from the activity have been considered. For the estimation of costs of initial investments for the construction of facilities and equipment, literature concerning economic and environmental studies about organic waste management was used (Browne et al., 2011; Martinez-Sanchez et al., 2015). Information was also obtained from the participating companies in the FLEXINER project about operating costs and fees associated with the management of wastes. Some of the information related to the construction and demolition of facilities was obtained through the online tool CYPE S.A. for price estimation.

5.4 RESULTS AND DISCUSSION

5.4.1 Life Cycle Assessment

In the following sections the results of the analysis of environmental impacts during the operation of the three proposed scenarios are presented.

Anaerobic digestion plant, a subsystem common to all three scenarios, requires a great amount of materials for its construction. Figure 5.6 represents the contribution to the different environmental categories of the materials used for the construction of the anaerobic digestion plant. Major contributors to most environmental impact categories are reinforcing steel, concrete, copper and cast iron. These materials are the most extractive intensity and energy demand during production, so they have a strong impact on the categories under analysis. In the model of the digestion plant, cast iron is used as an approximation to represent the necessary machinery for operation of the plant. The greatest impact at the end of the life stage of the plant is the final disposal of reinforced concrete.

C5. Anaerobic digestion of fourth range fruit and vegetable products: comparison of different scenarios for its valorisation by life cycle assessment and life cycle costing

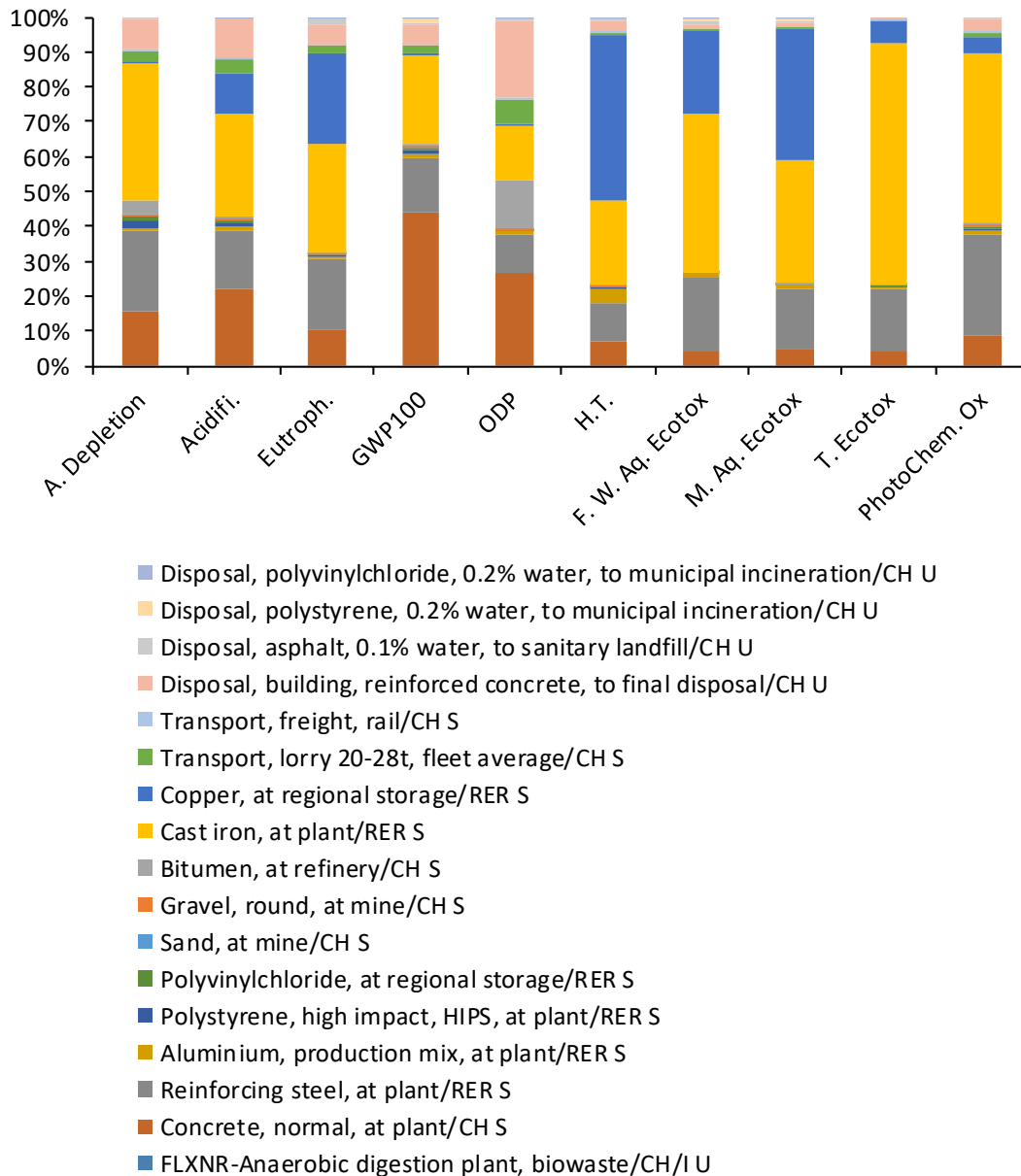


Figure 5.6 Analysis of impact of the anaerobic digestion plant

Scenario 1

During the management of wastes referred to in scenario 1, it was observed that the greatest contribution of negative impacts was associated with the use of the facilities of the anaerobic digestion plant. The use of tankers to transport the hydrolysate from the collection point to the digestion plant is another source of negative impacts on the environment. Although the production of energy from biogas by the CHP unit has a slightly negative impact, the overall balance of the system has positive effects on the environment. Emissions are avoided thanks to the electrical and thermal energy obtained from biogas, by reducing energy from fossil fuels because 126,3 MWh_{el} year⁻¹

C5. Anaerobic digestion of fourth range fruit and vegetable products: comparison of different scenarios for its valorisation by life cycle assessment and life cycle costing

are substituted from the Spanish electric mix and $3,9 \text{ MWh}_{\text{th}} \text{ year}^{-1}$ are substituted from thermal power generation. Figure 5.7 shows the environmental impact implied by the different products, energy and processes for each of the three scenarios. The values above zero are impacts with negative effects on the environment, while below zero represent avoided emissions. Scenario 1 is shown in figure 5.7a.

The land application of digestates is a subsystem common to all three scenarios; therefore, the environmental impacts/benefits are equal for the three of them and it is not a determining factor in the LCA study. Due to the low dry matter content of the digestate, the concentration of nutrients was low, replacing a small amount of chemical fertiliser. Nonetheless the use of PGPR allows for an extra reduction in the need of mineral fertilisers thus resulting in a positive environmental impact. There may be other less obvious benefits associated with the use of growth promoting bacteria in plants that were not reflected in an analysis of this type. The replacement of chemical fertilisers had a positive impact, but the overall environmental influences in each scenario are highly dependent of the specific subsystems.

Scenario 2

Impacts on the categories analysed are shown in figure 5.7b. The advantage of this scenario is the decrease in depletion of abiotic resources and lower destruction of the ozone layer by using biomethane to replace fossil fuels in road transport systems.

The overall balance results in negative effects on the environment. The main cause of negative effects is that the Spanish grid supplies the electrical energy required for the global process. Energy demands are those required for the waste shredder ($6,1 \text{ MWh}_{\text{el}} \text{ year}^{-1}$) digestion and PGPR culture processes ($143,7 \text{ MWh}_{\text{el}} \text{ year}^{-1}$), the cleaning of biogas through the scrubber ($18,5 \text{ MWh}_{\text{el}} \text{ year}^{-1}$) and the conditioning of biomethane at high pressure to be subsequently sold as biofuel ($7,8 \text{ MWh}_{\text{el}} \text{ year}^{-1}$). Additionally, to requiring electrical power, which is obtained from fossil fuels, not having a cogeneration system voids any replacement of the energy demand by renewables. The demand for thermal energy of the digestion process is covered by the combustion of biogas in a boiler which decreases the amount of available biogas for cleaning and upgrading. Although, biomethane available for sale (once covered fuel requirements for tankers for the transport of the hydrolysed residue) is sufficient to prevent the production of $24,6 \text{ t}_{\text{diesel}}$

C5. Anaerobic digestion of fourth range fruit and vegetable products: comparison of different scenarios for its valorisation by life cycle assessment and life cycle costing

year⁻¹ (79,5 t_{CO₂ eq} year⁻¹), the emissions avoided are not sufficient to offset the negative impacts of the other subsystems that comprise this scenario.

Scenario 3

The construction of the pumping and piping system for transporting the hydrolysate to the anaerobic digestion plant has a strong negative impact on the environment. The cause of the negative impact is the result of using construction machinery to dig the trenches for burying pipelines and production itself of PVC pipes for covering a total distance of 25 km from the source point.

The impacts of the subsystems on the different categories analysed are presented in figure 5.7c. The replacement of electric energy from the grid and fossil fuels for thermal energy, by the CHP unit operated with biogas resulted in avoided emissions to the environment. The overall balance of scenario 3 is positive. The positive impacts obtained by the replacement of tanker trucks (with diesel engines) by the pumping system and the production of energy through the CHP unit (biogas as fuel) are enough to counteract the negative effects caused by the other subsystems. Annex 1 shows the detailed calculation of materials and energy, both consumed and generated.

C5. Anaerobic digestion of fourth range fruit and vegetable products: comparison of different scenarios for its valorisation by life cycle assessment and life cycle costing

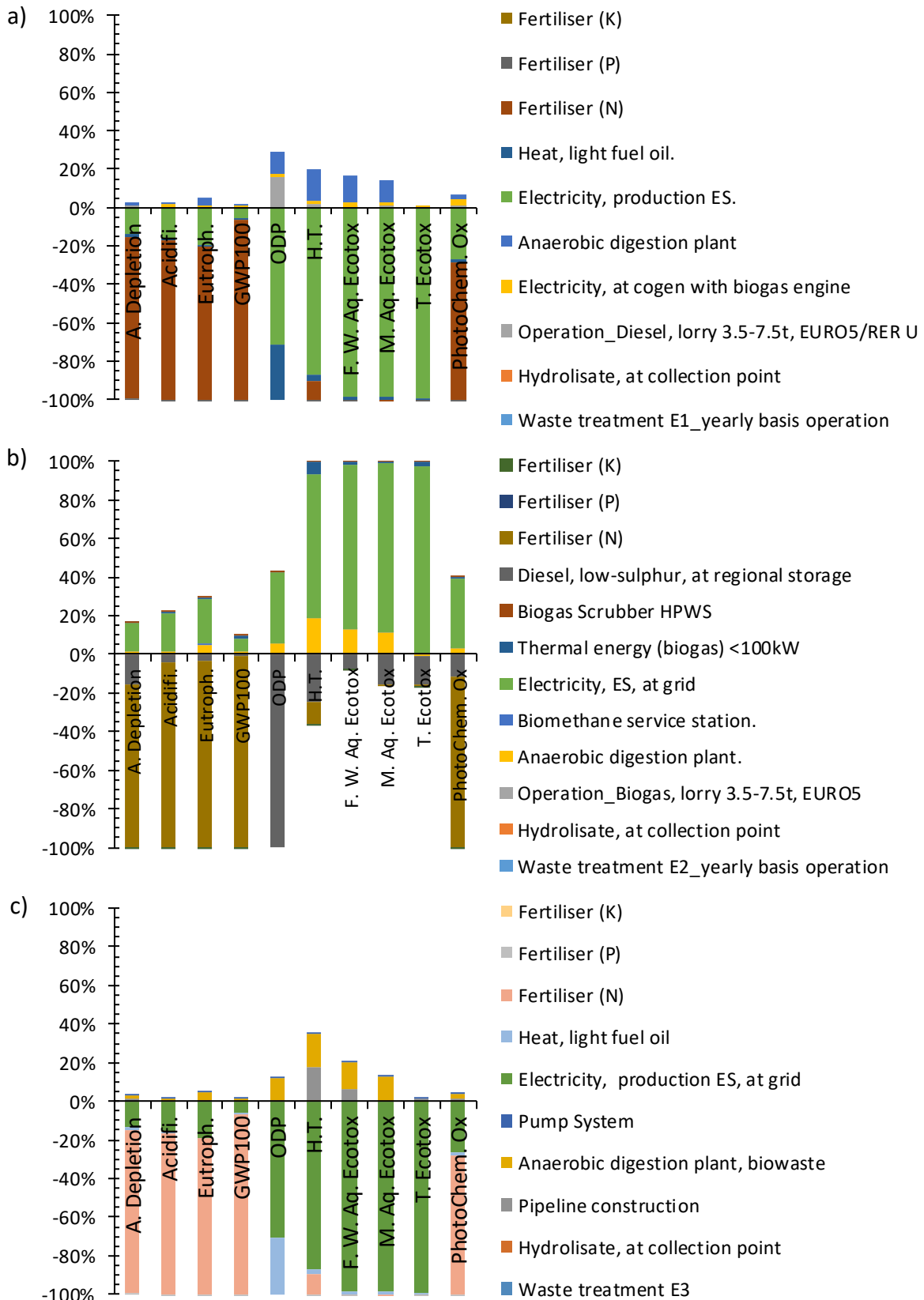


Figure 5.7 Analysis of impact of the waste treatment system. a) Scenario 1; b) Scenario 2; c) Scenario 3

C5. Anaerobic digestion of fourth range fruit and vegetable products: comparison of different scenarios for its valorisation by life cycle assessment and life cycle costing

Comparison of scenarios

From the three scenarios analysed, only scenario 2 generates negative environmental impacts. Below is a comparison of the three scenarios used to determine the best overall environmental option. In this comparison, all stages of the LCA of the three scenarios (construction, operation and disposal) have been considered.

Figure 5.8 shows the comparison of the environmental impacts of the three scenarios; the values above zero are impacts with negative effects on the environment, while below zero (minus sign) represent avoided emissions. About the environmental performance of scenario 2, this is penalised by the use of electric energy produced from the Spanish mix. In addition, biogas cleaning equipment to produce biomethane and the necessary equipment for biofuel conditioning, imply higher operational complexity and energy demand compared to the other two scenarios. The substitution of fossil fuels by using biomethane in the transport system of wastes along with selling the surplus biogas does not present an overall favourable environmental benefit.

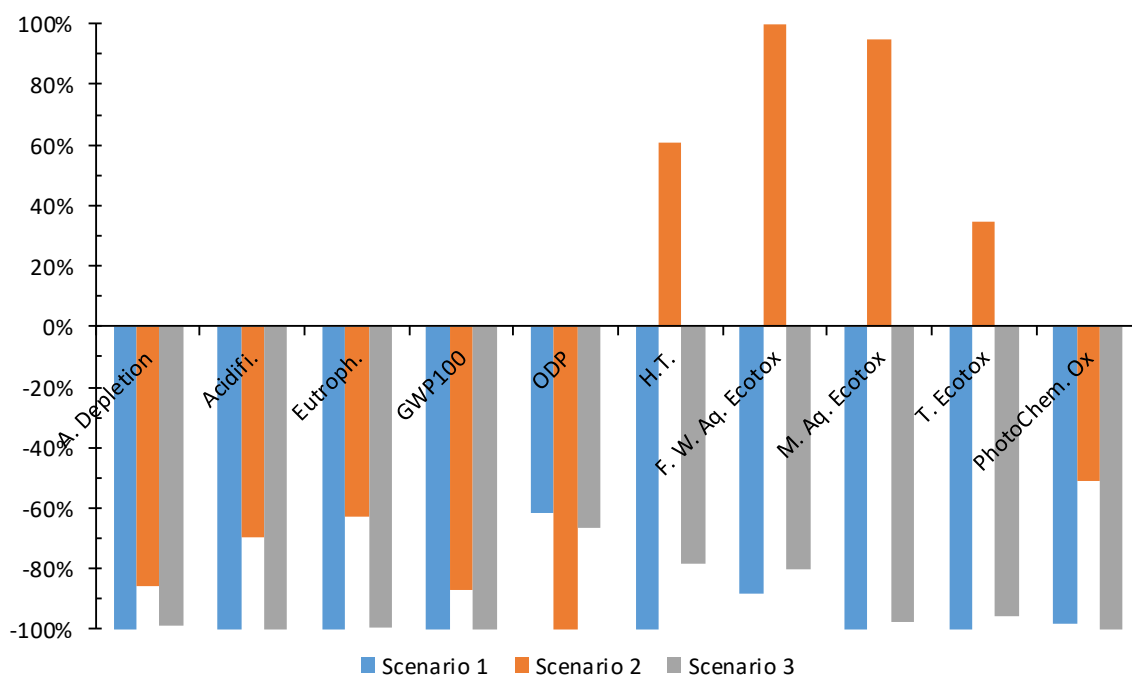


Figure 5.8 Comparison of environmental impacts of three scenarios for the use of methane obtained from the digestion of organic waste

Scenario 2 shows negative impacts on 4 categories, human toxicity, freshwater aquatic ecotoxicity, marine aquatic ecotoxicity and terrestrial ecotoxicity, this is mainly attributed to use of electric energy from the grid. The offset of diesel for transportation

C5. Anaerobic digestion of fourth range fruit and vegetable products: comparison of different scenarios for its valorisation by life cycle assessment and life cycle costing

by biomethane and substitution of mineral fertilisers by digestate and PGPRs were not enough to overcome the negative impacts of being electrically supplied by the Spanish grid. Scenarios 1 and 3 have similar behaviour for all analysed impact categories. The comparison of the three scenarios shed some light on the treatment of wastes with less environmental impact, which turns to be the Scenario 1. This behaviour was also observed on the overall life cycle for all scenarios.

The LCA performed and the comparison of the three scenarios gave as result scenario 1 as the best option. This scenario comprises the use of biogas obtained from digestion for producing electrical and thermal energy by CHP unit and the sale of surplus power once process needs are fully covered. While this is the best environmental alternative, it is necessary to assess the economics of all alternatives to confirm or modify its status as the best environmental and economic option.

5.4.2 Life Cycle Costing

Energy consumption and material flows were defined in the inventory of the LCA of the project. LCC has been carried out for the same scenarios previously detailed sharing the same system boundaries. The size of scale in any type of technology is a key factor in investment and operating costs, which are reflected in the cost of waste treatment. Based on unit costs for different technologies, the initial investment of the anaerobic digestion plant with capacity of 1.000 tonnes per annum was established on 510.537 €. Table 5.3 shows initial investments of the three proposed scenarios.

C5. Anaerobic digestion of fourth range fruit and vegetable products: comparison of different scenarios for its valorisation by life cycle assessment and life cycle costing

Table 5.3 Initial capital investment in facilities and equipment and operating costs of three scenarios

Component(s)	Scenario 1	Scenario 2	Scenario 3
Waste shredding system	13.500	13.500	13.500
Digestion plant (€) ^(a)	510.537	510.537	510.537
CHP unit (€) ^(b)	56.011	n/a	56.011
Burner (€) ^(b)	n/a	4.000	n/a
Scrubbing tower (€) ^(c)	n/a	32.435	n/a
Fuel station (€) ^(d)	n/a	50.589	n/a
Pumps and piping (€) ^(e)	n/a	n/a	561.025
Total investment (€)	580.048	611.061	1.141.073
Main items used for calculating operating costs and revenues in three scenarios			
Waste management fee (€ t ⁻¹)			32
NH ₄ Cl (€ t ⁻¹)			880
CaCO ₃ (€ t ⁻¹)			360
Personnel (Engineer/Technicians) (€ year ⁻¹)			30.264/20.396
Electrical energy (bought) (€ kWh _{el} ⁻¹)			0,124
Electrical energy (sales cost) (€ kWh _{el} ⁻¹)			0,0406
Thermal energy (sales cost) (€ kWh _{th} ⁻¹)			0,05
Biofertilizer (sales cost) N/P/K (€ kg ⁻¹)			0,326/0,212/0,615
Biomethane for vehicle use (sales cost) (€ m ⁻³)			1,190
Facility lifetime (year)			25

(a) Hadidi, et al., 2017; Fierro et al., 2014 (b) Mills et al., 2014 (c) Browne et al., 2011 (d) Cucchiella et al., 2015 (e) Ghafoori et al., 2007

Scenario 3 presents the highest investment costs with approximately 50% of the initial investment derived from construction of the pumping and piping system. Investments for scenarios 1 and 2 are similar. However, the complexity associated with the fuel station represents an incremental cost for scenario 2.

Table 5.4 shows the starting points for calculating the costs associated with the operation of the facilities based on the defined scenarios for the use of biogas/biomethane. The price of biomethane was set at the same price of a conventional fuel in order to be competitive. As for the price of the biofertilizer, it was set at the same price of chemical NPK product. Once unit costs have been established and based on the cost of material flows and energy consumption, costs for the functional unit of the LCA were defined, for the treatment of 1.000 t of hydrolysed waste per year. Table 5.4 also shows costs and revenues associated with the operation.

C5. Anaerobic digestion of fourth range fruit and vegetable products: comparison of different scenarios for its valorisation by life cycle assessment and life cycle costing

Table 5.4 Costs and revenues for the operational stage based on the functional unit of the LCA, for treating 1.000 tonnes of hydrolysed waste per year based on assumptions proposed by Hadidi, et al. (2017) and Mills et al. (2014)

Operational phase (€ year ⁻¹)	Scenario 1	Scenario 2	Scenario 3
Maintenance			
Digestion plant	7.658	7.658	7.658
CHP unit	660	n/a	660
Burner unit	n/a	60	n/a
Scrubbing tower	n/a	487	n/a
Fuel station	n/a	620	n/a
Pumps and piping	n/a	n/a	96
Electricity cost	n/a	21.849	n/a
Transport cost	22.265	20.068	0,0
Personnel (Technicians)	25.330	71.057	25.330
Ammonium chloride cost	1.346	1.346	1.346
Calcium carbonate cost	3.204	3.204	3.204
Annual operating costs	60.463	126.349	38.294
Total operating costs over lifetime (€)	1.511.582	3.158.725	957.350
Annual Revenues			
Waste management	32.000	32.000	32.000
Electricity	5.129	n/a	4.926
Thermal energy	197	n/a	197
Biomethane as vehicle fuel	n/a	34.849	n/a
Biofertilizer	43.248	43.248	43.248
Total annual revenues	80.574	110.097	80.371
Total revenues over lifetime (€)	2.014.350	2.752.425	2.009.275
Balance (€)	502.766	-406.289	1.051.925

Analysis of the operational phase shows that scenarios 1 and 3 have the highest economic balance both with similar results. Scenario 1 has the lowest investment with high operating costs due to the transport subsystem while scenario 3 has the lowest operating and maintenance costs because the pumping of the hydrolysate causes a significant reduction in transport costs (the costs associated with electricity needed for pumping are much lower) but it has the highest value for initial investment. On the other hand, scenario 2 presents lower cost for transport than scenario 1 because of the use of biomethane instead of fossil fuels. However, maintenance costs and the high demand of staff makes of it the main characteristic of this scenario, resulting in lower economic

C5. Anaerobic digestion of fourth range fruit and vegetable products: comparison of different scenarios for its valorisation by life cycle assessment and life cycle costing

benefits since higher personnel requirements are associated with biomethane upgrading. The costs for the end of life stage of the different scenarios for decommissioning of facilities and revenues from equipment sales and recycling of materials are shown in table 5.5. Annex 1 shows the detailed calculation of the costs associated with each scenario

Table 5.5 End of life disposal costs for facilities and equipment

Infrastructure component	Scenario 1	Scenario 2	Scenario 3
Dismantling cost			
Digestion plant (€)	-102.107	-102.107	-102.107
Pumps and piping (€)	n/a	n/a	-84.154
Used equipment revenue			
Waste shredding system (€)	400	400	400
Digestion plant (€)	40.843	40.843	40.843
Burner (€)	n/a	600	n/a
Pumps and piping (€)	n/a	n/a	445
CHP unit (€)	8.000	n/a	8.000
Scrubbing tower (€)	n/a	4.865	n/a
Biomethane station (€)	n/a	8.278	n/a
Total end of life cost (€)	-52.864	-47.121	-136.574

In order to select the most viable alternative, the three scenarios throughout the entire life cycle are compared (e.g., the construction of facilities and equipment purchase, operation and final disposal). Figure 5.9 shows a comparison of the three scenarios throughout the life cycle costs. Values above zero represent incomes whilst costs are represented by negative values.

C5. Anaerobic digestion of fourth range fruit and vegetable products: comparison of different scenarios for its valorisation by life cycle assessment and life cycle costing

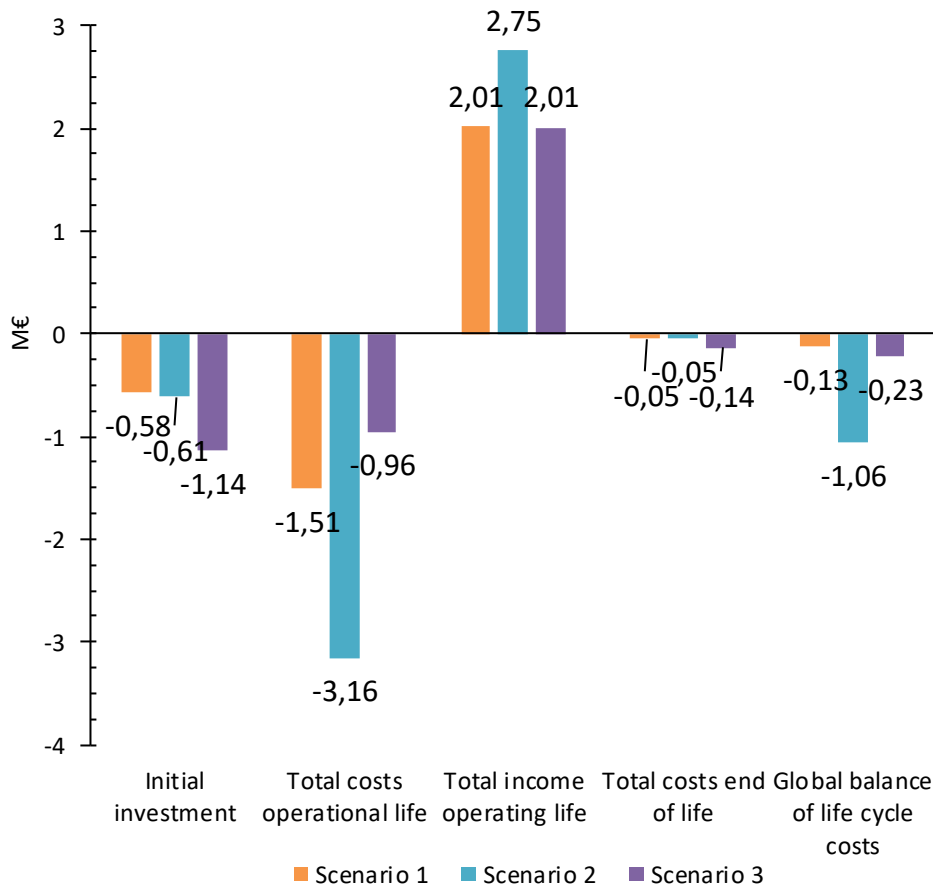


Figure 5.9 Comparison of the LCC across the three scenarios

Financial LCC provides useful information to determine the most feasible option for the use of biogas and biomethane produced. The scenario with the best economic performance is scenario 1, which considers the use of biogas in a CHP unit for electrical self-supply along with the sale of electricity and thermal energy surplus and selling of the biofertilizer for field application. The economic benefits are null at the end of the life cycle, with the net monetary loss of around -130.146; -1.064.471 and -225.721 € for scenarios 1, 2 and 3 respectively.

There are many factors to consider when assessing the feasibility of an anaerobic digestion treatment system, ranging from substrate characteristics, design factors such as process unit configuration, operational conditions and full product utilisation including heat recovery. The relationship between these factors is complex and market certainty is required. Results presented here can be used to support the decision-making process when considering the implementation of anaerobic digestion technology compared with other options in the waste treatment technology landscape. An increase

C5. Anaerobic digestion of fourth range fruit and vegetable products: comparison of different scenarios for its valorisation by life cycle assessment and life cycle costing

in the scale of the system may aid in making of the process cost effective, depending on fiscal incentives, market prices and availability of different feedstocks. Evaluating codigestion scenarios rather than monodigestion may end up giving more favourable results. However, in the present work this option was discarded due to the negative public perception of society with regard of obtaining valuable products from manures and the land application of digestates. Other codigestion options may include energy crops such as maize that are specifically grown on brownfield sites for anaerobic digestion utilisation.

5.5 CONCLUSIONS

By applying the methodology of LCA and LCC, environmental and economic information for three different scenarios have been obtained regarding the management of fourth range organic waste by anaerobic digestion and the valorisation of biogas obtained.

The best overall environmental and economic performance was demonstrated by scenario 1 that is, the direct production of electricity by the use of a CHP unit. This scenario presents a lower initial investment, having similar incomes to scenarios 1 and 2 with lower operating costs and lower cost for end of life. Good environmental performance, as demonstrated by LCA, is due to the fact that the electrical and thermal energy produced from biogas replaces the use of fossil fuels for the production of electricity and heat. The traditional land application of digestates is substituted in this study by the production of a plant growth promoting culture capable of enhancing nutrient assimilation by crops and therefore reducing the need of mineral fertilisers. This product is the key for increasing environmental benefits and economic feasibility of the waste management system. However, the case studies evaluated proved to be economically unfavourable suggesting that an increase in scale of the base scenarios is necessary; this can be attained by either considering higher volume of wastes, assuming the codigestion of fourth range wastes with different wastes stream of high biodegradability rate, or the availability of governmental subsidies favouring this type of management.

5.6 REFERENCES

- 2.-0 LCA Consultants. (2003). LCA food DK. <http://www.lcafood.dk>
- Abduli, M. A., Naghib, A., Yonesi, M., & Akbari, A. (2011). Life cycle assessment (LCA) of solid waste management strategies in Tehran: Landfill and composting plus landfill. *Environmental Monitoring and Assessment*, 178(1–4), 487–498. doi:10.1007/s10661-010-1707-x
- Adesemoye, A. O., Torbert, H. A., & Kloepper, J. W. (2009). Plant growth-promoting rhizobacteria allow reduced application rates of chemical fertilizers. *Microbial Ecology*, 58(4), 921–929. doi:10.1007/s00248-009-9531-y
- Ahmadi Moghaddam, E., Ahlgren, S., Hulteberg, C., Nordberg, Å., 2015. Energy balance and global warming potential of biogas-based fuels from a life cycle perspective. *Fuel Process. Technol.* 132, 74–82. doi:10.1016/J.FUPROC.2014.12.014
- Bakker, P. A. H. M., Raaijmakers, J. M., Bloemberg, G. V., Höfte, M., Lemanceau, P., & Cooke, M. (2007). New perspectives and approaches in plant growth-promoting rhizobacteria research. *European Journal of Plant Pathology*, 119, 241–242. doi:10.1007/978-1-4020-6776-1
- Balussou, D., Kleyböcker, A., McKenna, R., Möst, D., & Fichtner, W. (2012). An economic analysis of three operational co-digestion biogas plants in Germany. *Waste and Biomass Valorization*, 3(1), 23–41. doi:10.1007/s12649-011-9094-2
- Belussi, L., & Barozzi, B. (2015). Mitigation measures to contain the environmental impact of urban areas: a bibliographic review moving from the life cycle approach. *Environmental Monitoring and Assessment*, 187(12), 745. doi:10.1007/s10661-015-4960-1
- Berglund, M., & Börjesson, P. (2006). Assessment of energy performance in the life-cycle of biogas production. *Biomass and Bioenergy*, 30(3), 254–266. doi:10.1016/J.BIOMBIOE.2005.11.011
- Bouallagui, H., Lahdheb, H., Ben Romdan, E., Rachdi, B., & Hamdi, M. (2009). Improvement of fruit and vegetable waste anaerobic digestion performance and stability with co-substrates addition. *Journal of Environmental Management*, 90(5), 1844–1849. doi:10.1016/j.jenvman.2008.12.002
- Browne, J., Nizami, A.-S., Thamsiroj, T., & Murphy, J. D. (2011). Assessing the 10f biofuel production with increasing penetration of the transport fuel market: A case study of gaseous biomethane in Ireland. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 15(9), 4537–4547. doi:10.1016/J.RSER.2011.07.098

C5. Anaerobic digestion of fourth range fruit and vegetable products: comparison of different scenarios for its valorisation by life cycle assessment and life cycle costing

- Bruno, J. C., Ortega-López, V., & Coronas, A. (2009). Integration of absorption cooling systems into micro gas turbine trigeneration systems using biogas: Case study of a sewage treatment plant. *Applied Energy*, 86(6), 837–847. doi:10.1016/J.APENERGY.2008.08.007
- Cano, R., Nielfa, A., & Fdz-Polanco, M. (2014). Thermal hydrolysis integration in the anaerobic digestion process of different solid wastes: Energy and economic feasibility study. *Bioresource Technology*, 168, 14–22. doi:10.1016/j.biortech.2014.02.007
- Carnevale, E., & Lombardi, L. (2015). Comparison of different possibilities for biogas use by Life Cycle Assessment. *Energy Procedia*, 81, 215–226. doi:10.1016/J.EGYPRO.2015.12.088
- Centre of Environmental Science. (2000). CML 2 baseline 2000 method. The Netherlands. www.leidenuniv.nl/interfac/cml
- Chastain, J. P., Vanotti, M. B., & Wingfield, M. M. (2001). Effectiveness of liquid-solid separation for treatment of flushed dairy manure: A case study. *Applied Engineering in Agriculture*, 17(3), 343–354.
- Cucchiella, F., D'Adamo, I., & Gastaldi, M. (2015). Profitability analysis for biomethane: A strategic role in the Italian transport sector. *International Journal of Energy Economics and Policy*, 5(2).
- CYPE Ingenieros, S.A., n.d. Precio en España de m³ de Excavación de zanjas y pozos. [WWW Document]. Gener. precios la construcción. URL [http://www.generadordeprecios.info/obra_nueva/calculaprecio.asp?Valor=2_0_1_2_3%7C0_0_0_3%7C0%7CADE010%7Cade_010:_0_0_0_1_2_0_0_0_0_1_0_0_0_0_1_0_0_0_0_1%7Cade_010_sys:_0](http://www.generadordeprecios.info/obra_nueva/calculaprecio.asp?Valor=2_0_1_2_3%7C0_0_0_3%7C0%7CADE010%7Cade_010:_0_0_0_1_2_0_0_0_0_1_0_0_0_0_1%7Cade_010_sys:_0) (accessed 1.21.18).
- Dahlin, J., Herbes, C., & Nelles, M. (2015). Biogas digestate marketing: Qualitative insights into the supply side. *Resources, Conservation and Recycling*, 104, 152–161. doi:10.1016/j.resconrec.2015.08.013
- Delft University of Technology. (2001). Idemat 2001. <http://www.idemat.nl>
- Demosthenous, E., Borghesi, G., Mastorakos, E., Cant, R.S., 2016. Direct Numerical Simulations of premixed methane flame initiation by pilot n-heptane spray autoignition. *Combust. Flame* 163, 122–137. doi:10.1016/j.combustflame.2015.09.013
- Di Maria, F., & Micale, C. (2015). Life cycle analysis of incineration compared to anaerobic digestion followed by composting for managing organic waste: the influence of system components for an Italian district. *International Journal of Life Cycle Assessment*, 20(3), 377–388. doi:10.1007/s11367-014-0833-z

C5. Anaerobic digestion of fourth range fruit and vegetable products: comparison of different scenarios for its valorisation by life cycle assessment and life cycle costing

- Edwards, R., Larive, J.-F., Mahieu, V., Rounveirrolles, P., 2007. Well-to-wheels analysis of future automotive fuels and powertrains in the European context. Europe Version 2c, 88. doi:10.2788/79018
- Eurostat, 2017. The fruit and vegetable sector in the EU - a statistical overview. February 2017. http://ec.europa.eu/eurostat/statistics-explained/index.php/The_fruit_and_vegetable_sector_in_the_EU_-_a_statistical_overview. Accessed 10 Dec 2017
- ESU-Services. (1996). ETH-ESU 96 life cycle inventory database. <http://esu-services.ch/data/data-on-demand/>
- Evangelisti, S., Lettieri, P., Borello, D., & Clift, R. (2014). Life cycle assessment of energy from waste via anaerobic digestion: A UK case study. *Waste Management*, 34(1), 226–237. doi:10.1016/J.WASMAN.2013.09.013
- Fierro, J., Gómez, X., & Murphy, J. D. (2014). What is the resource of second generation gaseous transport biofuels based on pig slurries in Spain? *Applied Energy*, 114, 783–789. doi:10.1016/j.apenergy.2013.08.024
- Forgatrans, n.d. Propuesta de tarifas de referencia para el sector del transporte de mercancías por carretera [WWW Document]. URL <http://www.forgatrans.net/tarifasdetransporte.html> (accessed 1.21.18).
- Frischknecht, R., Jungbluth, N., Althaus, H. J., Doka, G., Dones, R., Heck, T., et al. (2005). The ecoinvent database: Overview and methodological framework. *International Journal of Life Cycle Assessment*, 10, 3–9. doi:10.1065/lca2004.10.181.1
- Frischknecht, R., & Rebitzer, G. (2005). The ecoinvent database system: A comprehensive web-based LCA database. *Journal of Cleaner Production*, 13, 1337–1343. doi:10.1016/j.jclepro.2005.05.002
- Garnett, T. (2011). Where are the best opportunities for reducing greenhouse gas emissions in the food system (including the food chain)? *Food Policy*, 36(1), 23–32. doi:10.1016/j.foodpol.2010.10.010
- Ghafoori, E., Flynn, P. C., & Feddes, J. J. (2007). Pipeline vs. truck transport of beef cattle manure. *Biomass and Bioenergy*, 31(2), 168–175. doi:10.1016/j.biombioe.2006.07.007
- Gonzalez-Gil, G., Seghezzi, L., Lettinga, G., Kleerebezem, R., University, W., 2001. Kinetics and mass-transfer phenomena in anaerobic granular sludge. *Biotechnol. Bioeng.* 73, 125–134. doi:10.1002/bit.1044
- Guinée, J. (2001). Handbook on life cycle assessment - Operational guide to the ISO standards. *International Journal of Life Cycle Assessment*. doi:10.1007/BF02978784

C5. Anaerobic digestion of fourth range fruit and vegetable products: comparison of different scenarios for its valorisation by life cycle assessment and life cycle costing

- Hadidi, L. A., & Omer, M. M. (2017). A financial feasibility model of gasification and anaerobic digestion waste-to-energy (WTE) plants in Saudi Arabia. *Waste Management*, 59, 90–101. doi:10.1016/j.wasman.2016.09.030
- Hischier, R., Weidema, B., Althaus, H.J., Bauer, C., Doka, G., Dones, R., 777 Frischknecht, R., Hellweg, S., Humbert, S., Jungbluth, N., Köllner, T., Loerincik, Y., Margni, M., Nemecek, T., 2010. Implementation of Life Cycle Impact Assessment Methods. Ecoinvent report No. 3, v 2.2. Swiss Centre for Life Cycle Inventories, Dübendorf. http://www.ecoinvent.org/files/201007_hischier_weidema_implementation_of_lcia_methods.pdf
- Iberdrola, n.d. Luz - Iberdrola [WWW Document]. URL <https://www.iberdrola.es/hogar/luz> (accessed 1.21.18).
- Islam, H., Jollands, M., Setunge, S., Ahmed, I., & Haque, N. (2014). Life cycle assessment and life cycle cost implications of wall assemblages designs. *Energy and Buildings*, 84, 33–45. doi:10.1016/j.enbuild.2014.07.041
- Kumar, A., Cameron, J. B., & Flynn, P. C. (2004). Pipeline transport of biomass. *Applied biochemistry and biotechnology*, 113(1–3), 27–39. doi:10.1385/ABAB:113:1-3:027
- Lane, A. G. (1984). Laboratory scale anaerobic digestion of fruit and vegetable solid waste. *Biomass*, 5(4), 245–259. doi:10.1016/0144-4565(84)90072-6
- Lantz, M., & Börjesson, P. (2014). Greenhouse gas and energy assessment of the biogas from co-digestion injected into the natural gas grid: A Swedish case-study including effects on soil properties. *Renewable Energy*, 71, 387–395. doi:10.1016/J.RENENE.2014.05.048
- Lugtenberg, B., & Kamilova, F. (2009). Plant-growth-promoting rhizobacteria. *Annual review of microbiology*, 63, 541–556. doi:10.1146/annurev.micro.62.081307.162918
- Mahmood, S., Sharif, F., Rahman, A. ur, & Khan, A. U. (2018). Analysis and forecasting of municipal solid waste in Nankana City using geo-spatial techniques. *Environmental Monitoring and Assessment*, 190(5), 275. doi:10.1007/s10661-018-6631-5
- Maris, S. C., Lloveras, J., Vallejo, A., & Teira-Esmatges, M. R. (2018). Effect of Stover Management and Nitrogen Fertilization on N₂O and CO₂ Emissions from Irrigated Maize in a High Nitrate Mediterranean Soil. *Water, Air, and Soil Pollution*, 229(1), 11. doi:10.1007/s11270-017-3660-6
- Martinez-Sanchez, V., Kromann, M. A., & Astrup, T. F. (2015). Life cycle costing of waste management systems: Overview, calculation principles and case studies. *Waste Management*, 36, 343–355. doi:10.1016/j.wasman.2014.10.033

C5. Anaerobic digestion of fourth range fruit and vegetable products: comparison of different scenarios for its valorisation by life cycle assessment and life cycle costing

- Martinez-Sanchez, V., Tonini, D., Møller, F., & Astrup, T. F. (2016). Life-Cycle Costing of Food Waste Management in Denmark: Importance of Indirect Effects. *Environmental Science and Technology*, 50(8), 5413–5423. doi:10.1021/acs.est.5b03536
- Mills, N., Pearce, P., Farrow, J., Thorpe, R. B., & Kirkby, N. F. (2014). Environmental & economic life cycle assessment of current & future sewage sludge to energy technologies. *Waste Management*, 34(1), 185–195. doi:10.1016/j.wasman.2013.08.024
- Ministerio de Energía Turismo y Agenda Digital, n.d. Informes mensuales - El petróleo [WWW Document]. URL <http://www.minetad.gob.es/energia/petroleo/Precios/Informes/InformesMensuales/Paginas/IndexInformesMensuales.aspx> (accessed 1.21.18).
- Moghaddam, E.A., Ahlgren, S., Hulteberg, C., Nordberg, Å. (2015). Energy balance and global warming potential of biogas-based fuels from a life cycle perspective. *Fuel Processing Technology*, 132, 74–82. doi:10.1016/J.FUPROC.2014.12.014
- Nadeem, S. M., Ahmad, M., Zahir, Z. A., Javaid, A., & Ashraf, M. (2014). The role of mycorrhizae and plant growth promoting rhizobacteria (PGPR) in improving crop productivity under stressful environments. *Biotechnology Advances*, 32(2), 429–448. doi:10.1016/j.biotechadv.2013.12.005
- Naroznova, I., Møller, J., Scheutz, C., Lagerkvist, A. (2015). Importance of food waste pre-treatment efficiency for global warming potential in life cycle assessment of anaerobic digestion systems. *Resources, Conservation and Recycling*, 102, 58–66. doi:10.1016/j.resconrec.2015.06.012
- Norris, G. (2001). Integrating life cycle cost analysis and LCA. *The international journal of life cycle assessment*, 6(2), 118–120. doi:10.1007/BF02977849
- OECD-FAO. (2006). *Agricultural Outlook 2006–2015*. [http://www.euroqualityfiles.net/Documents EUAM and CEECAP/Europe/Future policy/37038911.pdf](http://www.euroqualityfiles.net/Documents/EUAM%20and%20CEECAP/Europe/Future%20policy/37038911.pdf)
- OMIE, 2016. Informe de precios 2016.
- Palacios, O. A., Bashan, Y., & De-Bashan, L. E. (2014). Proven and potential involvement of vitamins in interactions of plants with plant growth-promoting bacteria-an overview. *Biology and Fertility of Soils*, 50(3), 415–432. doi:10.1007/s00374-013-0894-3
- Pastor-Bueis, R., Mulas, R., Gómez, X., & González-Andrés, F. (2017). Innovative liquid formulation of digestates for producing a biofertilizer based on *Bacillus siamensis*: Field testing on sweet pepper. *Journal of Plant Nutrition and Soil Science*, 1–11. doi:10.1002/jpln.201700200

C5. Anaerobic digestion of fourth range fruit and vegetable products: comparison of different scenarios for its valorisation by life cycle assessment and life cycle costing

Preciogas, n.d. Precio kWh gas natural [WWW Document]. URL <https://preciogas.com/conceptos/precio-kwh> (accessed 1.25.18).

PR'e Sustainability. (2012). SimaPro (System for Integrate Environmental Assessment of Products) software.

Proyecto FLEXINER, 2012. Sistema flexible de gestión de residuos para producción de bio-energía y valorización del digerido. Memoria técnica justificativa 2013, 2014 y 2015 IPT-2012-0144-120000. Ministerio de Economía y Competitividad.

RS Amidata, n.d. 20014B150 | Tuberías de MDPE, ABS y PVC Georg Fischer, 2m, PVC, diámetro externo: 63mm, Grosor: 4.7mm | Georg Fischer [WWW Document]. URL <https://es.rs-online.com/web/p/tuberias-de-pvc-abs-y-mdpe/2874516/> (accessed 1.21.18).

Santos, S. M., Silva, M. M., Melo, R. M., Gavazza, S., Florencio, L., & Kato, M. T. (2017). Multi-criteria analysis for municipal solid waste management in a Brazilian metropolitan area. *Environmental Monitoring and Assessment*, 189(11), 561. doi:10.1007/s10661-017-6283-x

Shi, L., Simplicio, W. S., Wu, G., Hu, Z., Hu, H., & Zhan, X. (2018). Nutrient Recovery from Digestate of Anaerobic Digestion of Livestock Manure: a Review. *Current Pollution Reports*, 1, 10. doi:10.1007/s40726-018-0082-z

Stahel, W. R. (2016). The circular economy. *Nature*. doi:10.1038/531435a

Starr, K., Gabarrell, X., Villalba, G., Talens, L., & Lombardi, L. (2012). Life cycle assessment of biogas upgrading technologies. *Waste Management*, 32(5), 991–999. doi:10.1016/j.wasman.2011.12.016

Su, X., & Zhang, X. (2016). Temporal validation of life cycle greenhouse gas emissions of energy systems in China. *Journal of Cleaner Production*, 139, 250–257. doi:10.1016/j.jclepro.2016.08.043

Sun, F., Harrison, J. H., Ndegwa, P. M., & Johnson, K. (2014). Effect of manure treatment on ammonia and greenhouse gases emissions following surface application. *Water, Air, and Soil Pollution*, 225(4), 1923. doi:10.1007/s11270-014-1923-z

Swarr, T. E., Hunkeler, D., Klöpffer, W., Pesonen, H. L., Ciroth, A., Brent, A. C., & Pagan, R. (2011). Environmental life-cycle costing: A code of practice. *International Journal of Life Cycle Assessment*, 16, 389. doi:10.1007/s11367-011-0287-5

Swiss Centre for Life Cycle Inventories. (2010). Ecoinvent 2.2. <http://www.ecoinvent.org/home.html>

Swiss Packaging Institute. (2000). Buwal 250 library.

C5. Anaerobic digestion of fourth range fruit and vegetable products: comparison of different scenarios for its valorisation by life cycle assessment and life cycle costing

United Nations. (2016). Sustainable Development GOALS - 17 Goals to transform our world. Sustainable development goals - United Nations. doi:10.1016/j.placenta.2013.02.008

United Nations Environment Programme (UNEP). (2016). Food and food waste. <http://web.unep.org/resourceefficiency/what-we-do/sustainable-lifestyles/food-and-food-waste>

Vadequímica, n.d. Carbonato cálcico (25kg) [WWW Document]. URL <https://www.vadequimica.com/catalogsearch/result/?q=carbonato+cálcico&mode=grid> (accessed 1.24.18).

Vadequímica, n.d. Cloruro amónico (25 kg) [WWW Document]. URL <https://www.vadequimica.com/cloruro-amonico-25kg.html?SID=a7b660581a807c7675c51a1976e95c06> (accessed 1.24.18).

Vaneekhaute, C., Lebuf, V., Michels, E., Belia, E., Vanrolleghem, P. A., Tack, F. M. G., & Meers, E. (2017). Nutrient Recovery from Digestate: Systematic Technology Review and Product Classification. *Waste and Biomass Valorization*, 8(1), 21–40. doi:10.1007/s12649-016-9642-x

Whiting, A., & Azapagic, A. (2014). Life cycle environmental impacts of generating electricity and heat from biogas produced by anaerobic digestion. *Energy*, 70, 181–193. doi:10.1016/J.ENERGY.2014.03.103

CAPÍTULO 6

OPERACIÓN DEL PROTOTIPO DE MICROPLANTA FLEXIBLE DE DIGESTIÓN ANAEROBIA

6.1 INTRODUCCIÓN

La estrategia de gestión de residuos planteada en el capítulo 5, consistente en la integración de la fase de pretratamiento dentro de la logística del residuo, implica disponer de un conjunto de instalaciones descentralizadas de digestión anaerobia vinculadas a actividades productivas en las que puedan proporcionar ciertos beneficios operativos o económicos, de forma que permitan mejorar su rentabilidad. Estas actividades productivas deben cumplir ciertos requisitos para que en ellas pueda integrarse esta estrategia de gestión de residuos, principalmente deben generar corrientes de residuos orgánicos susceptibles de ser tratados mediante digestión anaerobia y deben estar asociadas a demandas de energía eléctrica y térmica. Estas necesidades definen un nicho de actividades que se centra principalmente en industrias agroalimentarias (explotaciones agroganaderas, industrias de productos alimentarios), depuradoras de aguas residuales y gestores de residuos. Las instalaciones descentralizadas de digestión anaerobia podrían producir beneficios operativos como, por ejemplo, una mayor facilidad en la gestión de los residuos generados, la posibilidad de disponer de energía de forma autónoma, así como beneficios económicos ligados principalmente a la generación energética, la producción de fertilizantes y enmiendas orgánicas o la gestión de residuos, ya sean propios o ajenos (Mata-Álvarez et al., 2014). Por otra parte, se producirían otra serie de mejoras coyunturales como pueden ser el aumento de la generación energética distribuida, que a su vez contribuiría a la estabilidad del sistema eléctrico y reduciría los costes de transporte de energía y la contaminación localizada en los grandes centros de generación. La reducción de costes logísticos en el tratamiento de residuos también formaría parte de las mejoras coyunturales al igual que la optimización del tratamiento de los residuos municipales (Wang et al., 2014).

Es por estos motivos por los que se introduce en este momento la posibilidad de utilización de “microplantas flexibles de digestión anaerobia”. Definimos estas como “micro” por su capacidad de tratamiento, quedando reducida a cantidades inferiores a las 1.000 t año⁻¹ (<15 kW_{el}) (NNFCC, 2017), pudiendo de esta manera encontrar un amplio nicho de aplicación en actividades como pequeñas explotaciones agroganaderas,

industrias alimentarias, gestores de residuos, mancomunidades de recogida y tratamiento de residuos o depuradoras de aguas residuales. En cuanto al término “flexible”, hace referencia a que este tipo de instalaciones, a pesar de su pequeño tamaño, dispondrá de un control de proceso con unas prestaciones similares a las de las grandes plantas de digestión anaerobia centralizadas, pudiéndose adaptar a las necesidades de tratamiento de cada caso en particular. Estas dos características hacen que este tipo de plantas descentralizadas presenten una mejora operativa respecto a las tradicionales plantas centralizadas mejorando la accesibilidad a los residuos y manteniendo las condiciones de control de proceso de estas últimas, asegurando así la biodegradación de la materia orgánica, la optimización de la producción de metano y la estabilización del digerido obtenido (Bouallagui et al., 2005; Khalid et al., 2011).

Resulta imprescindible determinar la capacidad técnica de la microplanta flexible de digestión anaerobia para conseguir un uso efectivo de la misma y fijar los principios que permitan extender el concepto en los entornos productivos. Para ello se diseñó, fabricó y operó un prototipo que permitió realizar el análisis de sus diferentes sistemas, de manera que se pudieran conocer sus principales debilidades y establecer mejoras con el fin de garantizar su viabilidad energética y su desarrollo.

6.2 OBJETIVOS

6.2.1 Objetivo principal

El objetivo de este capítulo es determinar la capacidad de un prototipo de microplanta flexible de digestión anaerobia para el tratamiento y aprovechamiento de los flujos de residuos orgánicos en un entorno real. Para ello se realizaron las siguientes tareas:

- Análisis del proceso de digestión anaerobia. Llevado a cabo en un prototipo de microplanta flexible de digestión anaerobia alimentada con residuos asimilables a FORSU.
- Análisis energético del prototipo de microplanta flexible de digestión anaerobia. Realizado para cada uno de sus actuadores y estados de funcionamiento. Se evaluaron parámetros como: energía producida, balance energético,

sostenibilidad térmica y eléctrica, capacidad de los diferentes sistemas y posibles mejoras del prototipo.

6.2.2 Diseño experimental

Para lograr los objetivos expuestos se planteó el diseño experimental representado en la figura 6.1.

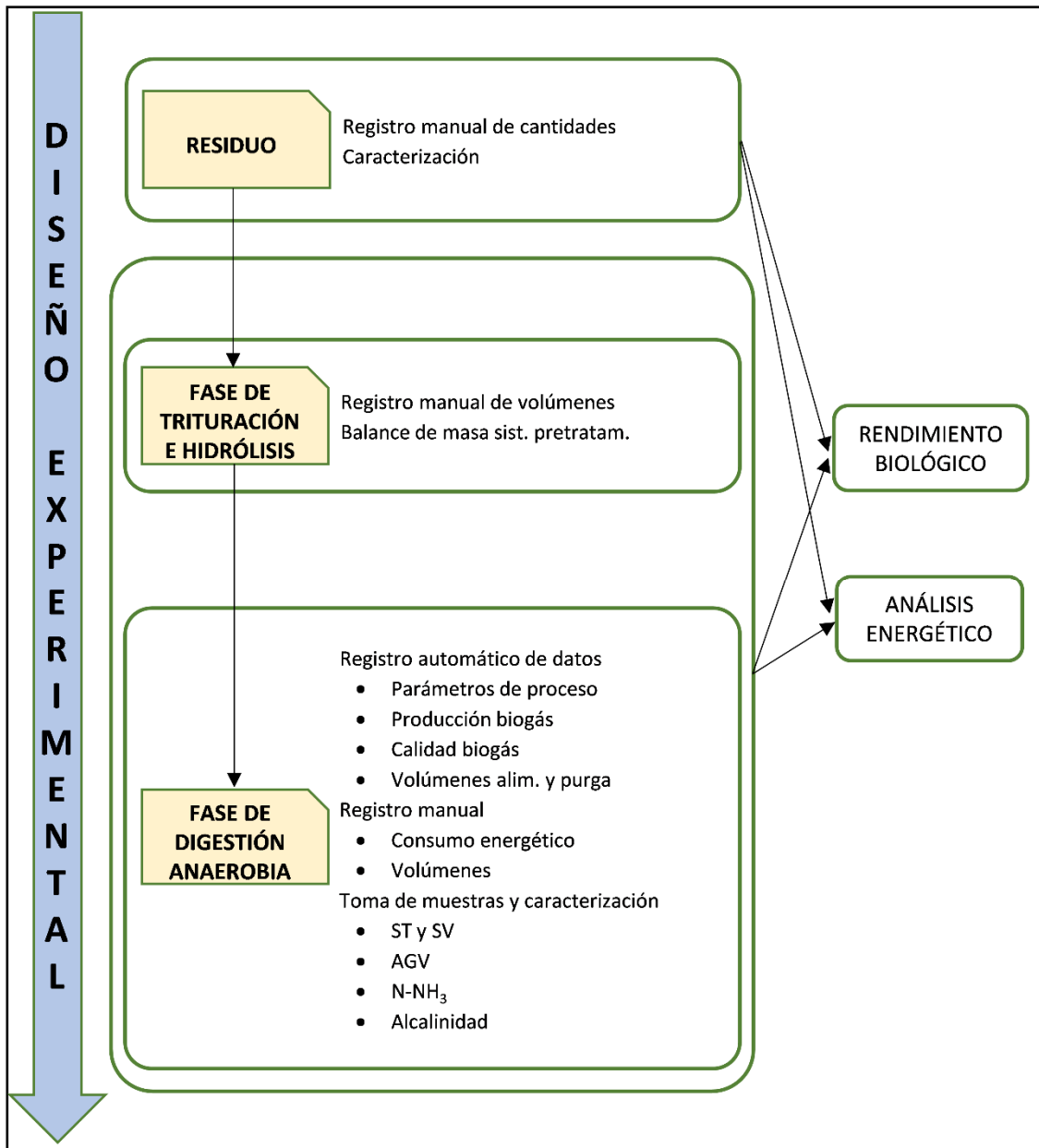


Figura 6.1 Diseño experimental

El ensayo de operación del prototipo consistió en la utilización de residuos asimilables a FORSU como sustrato de alimentación del proceso de tratamiento, el cual consiste en

una primera fase de trituración mecánica e hidrólisis seguida de una segunda fase de digestión anaerobia. Durante la fase de trituración e hidrólisis se simula la degradación inicial y la conservación del residuo y durante la fase de digestión anaerobia tendrá lugar la producción de biogás y de digerido, según lo ensayado en el capítulo 3.

6.3 MATERIALES Y MÉTODOS

6.3.1 Residuos utilizados

El residuo utilizado para la alimentación del prototipo consistió en la fracción orgánica proveniente de la recogida selectiva de los residuos de la Escuela Superior de Gastronomía y Hostelería de Toledo (material asimilable a FORSU). Estos residuos fueron transportados diariamente a un centro de tratamiento de residuos orgánicos situado en Algodor (Toledo), el cual gestiona residuos procedentes de la industria hortofrutícola, de la industria alimentaria de productos de cuarta gama, de la hostelería y del mantenimiento de zonas verdes, transformándolos en enmiendas orgánicas. En dicho centro de tratamiento se encontraba instalado el prototipo de microplanta flexible de digestión anaerobia. Los residuos se sometieron a un triaje inicial para liberarlos de impropios, un registro de la cantidad recibida diariamente y una toma de muestra periódica para su caracterización. En la figura 6.2 se presenta el momento de recepción y preparación del residuo.

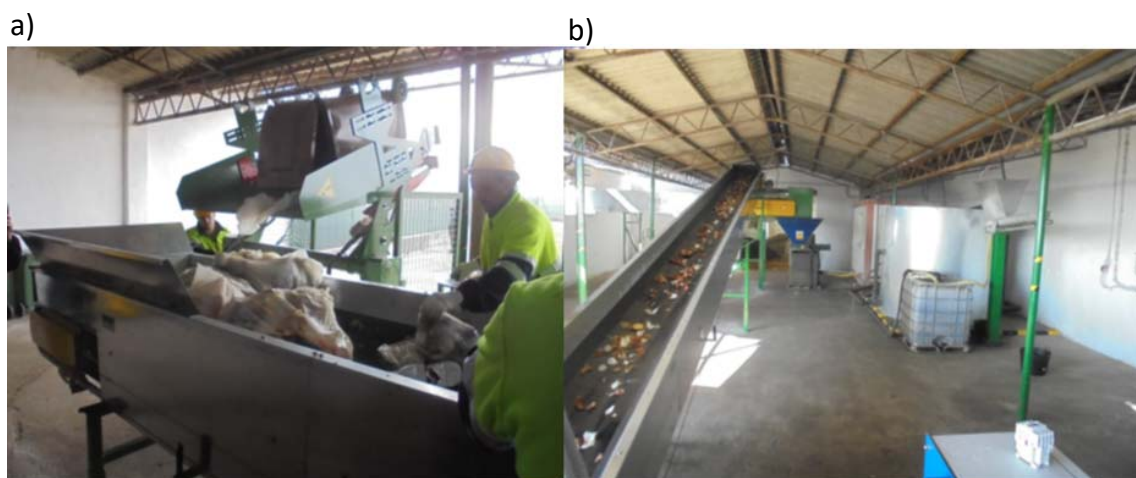


Figura 6.2 a) Recepción y triaje del residuo; b) Sistema de transporte de residuo

6.3.2 Prototipo de microplanta flexible de digestión anaerobia

Descripción general del prototipo

El prototipo lleva a cabo el tratamiento de residuos orgánicos mediante un proceso de digestión anaerobia en dos etapas, permitiendo la recuperación de energía en forma de biogás y de materia en forma de digerido. La figura 6.3 muestra una imagen general de la disposición de los distintos elementos que conforman el prototipo. En el presente capítulo se describen de manera resumida, mientras que el anexo 2 Descripción del prototipo de microplanta flexible de digestión anaerobia, proporciona una descripción detallada de cada uno de ellos.

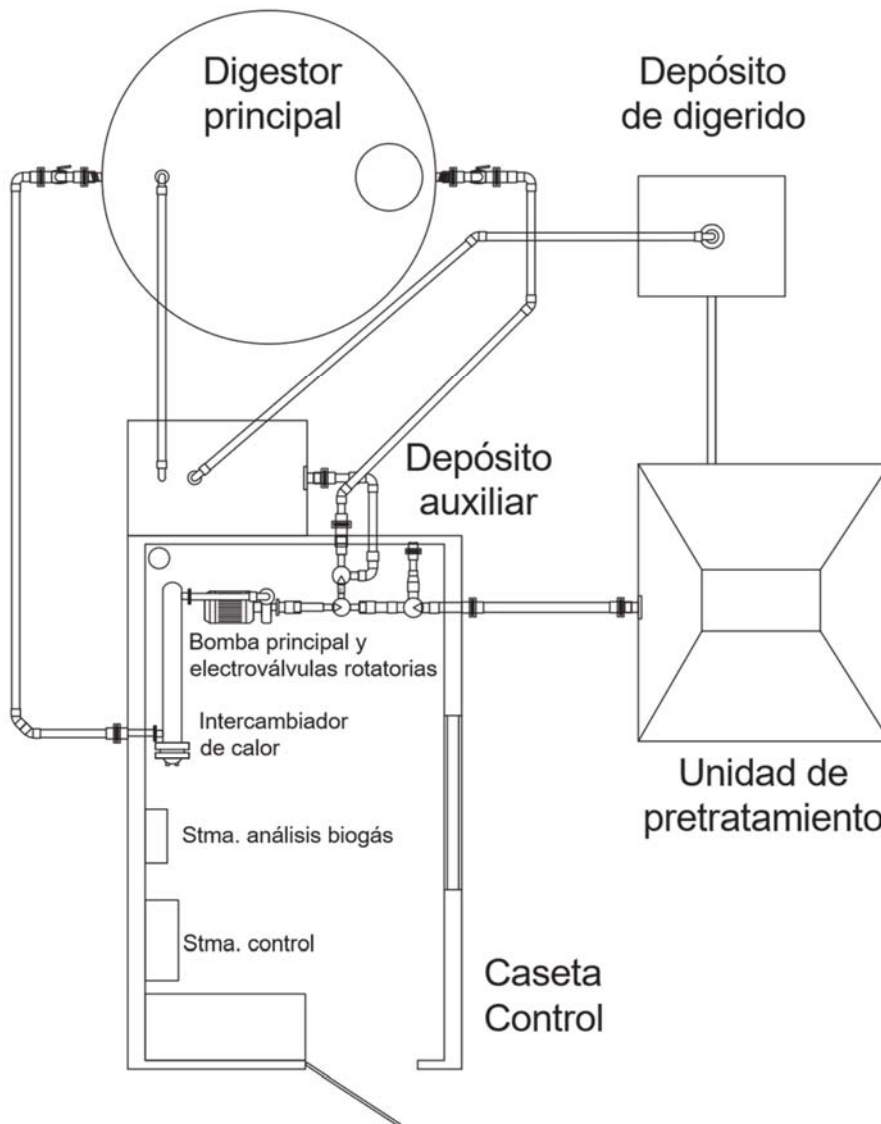


Figura 6.3 Esquema general de la microplanta flexible de digestión anaerobia

Unidad de pretratamiento

La unidad de pretratamiento es el sistema encargado de la recepción, trituración e hidrólisis de los residuos. Está constituida por una tolva de recepción, un triturador, un tanque de trituración e hidrólisis que también tiene la función de depósito de alimentación y un agitador helicoidal. La figura 6.4 muestra el triturador utilizado y la unidad de pretratamiento como tal.



Figura 6.4 a) Triturador JWCE Muffin Monster; b) Unidad de pretratamiento

Los residuos utilizados como alimentación son vertidos mediante medios mecánicos sobre la tolva de recepción, la cual descarga directamente sobre el triturador. Estos, una vez triturados, caen por gravedad al tanque de trituración e hidrólisis. En este depósito se mezclan con digerido procedente del depósito de digerido, comenzando la hidrólisis y quedando en espera de su incorporación al proceso. El agitador situado en el tanque se encarga de la homogeneización de la alimentación justo antes de su incorporación al proceso de digestión.

Digestor principal

El digestor principal comprende un volumen total de 8.766 L y su volumen útil es de 7.200 L. Está aislado térmicamente y dotado de distintas tomas para su conexión con el sistema de tuberías y el alojamiento de los diferentes sensores necesarios para el control

de proceso. En la figura 6.5 se representa el tanque de trituración e hidrólisis junto con el digestor.



Figura 6.5 Unidad de pretratamiento y digestor principal

Depósito auxiliar

El depósito auxiliar es el elemento encargado de amortiguar las variaciones de presión en el interior del digestor durante las operaciones de alimentación y purga, funcionando a modo de sistema de esclusas. La ausencia de este dispositivo provocaría que el digestor principal se viera sometido a variaciones de presión que aparecerían al extraer e introducir digerido y alimentación. Estas variaciones de presión someterían el digestor a tensiones estructurales y facilitarían la aparición de fugas de gas o entradas de aire en su interior.

Depósito de digerido

El depósito de digerido es el encargado de almacenar el digerido que evacua la bomba auxiliar durante el vaciado del depósito auxiliar. Se encuentra ubicado a una cota de 1,2 m sobre el suelo para permitir su descarga por gravedad hacia la unidad de pretratamiento para la preparación de la alimentación, o hacia otro recipiente para su evacuación del sistema y posterior uso.

Caseta de control

La caseta de control alberga los distintos sistemas encargados del control del prototipo: sistema de tuberías y valvulería, sistema de calefacción, sistema de evacuación y análisis de biogás y unidad de control.

Sistema de tuberías y valvulería

La planta consta de un sistema de valvulería y tuberías encargado del trasiego de digerido durante las tareas de alimentación, recirculación, purga y calefacción. Este sistema está compuesto por la bomba principal, el intercambiador, tuberías, válvulas manuales y electroválvulas rotatorias de 3 vías. Sus diferentes configuraciones mediante el uso de las electroválvulas y válvulas manuales permiten utilizar una única bomba para la realización de las tareas antes mencionadas. Cabe destacar la configuración para agitación y calefacción y la configuración para purga y alimentación, ambas necesarias para la operación del prototipo.

Sistema de calefacción

El sistema de calefacción es el encargado del mantenimiento de la temperatura de proceso dentro del digester. Está compuesto por dos calentadores eléctricos para la producción de agua caliente, una bomba que recircula el agua dentro del circuito, un intercambiador de calor (figura 6.6) y los dispositivos de seguridad correspondientes. El funcionamiento del sistema de calefacción se encuentra subordinado a la unidad de control del prototipo, la cual se encarga de mantener la temperatura del proceso a la consigna dada por el usuario en función de la señal de temperatura proporcionada por una sonda situada en el digester.

a)



b)



Figura 6.6 Intercambiador de calor. a) Integrado en el sistema de calefacción; b) Desmontado

Sistema de evacuación, medición y análisis de biogás

El sistema de evacuación, medición y análisis de biogás es el encargado de evacuar el biogás producido durante la fase de digestión anaerobia, contabilizarlo y determinar su composición. El sistema está compuesto por una tubería de evacuación de biogás, una trampa de condensado, una electroválvula de evacuación, un contador de gas y un subsistema de análisis de la calidad de biogás. Al igual que el mantenimiento de la temperatura de proceso, la evacuación de biogás se encuentra subordinada a la unidad de control que actúa en función del valor de presión dado por un sensor situado en el digestor y los parámetros de proceso dados por el usuario. En cuanto a la calidad de biogás generado, la unidad de control se encarga del registro de las medidas obtenidas.

Unidad de control

La unidad de control permite llevar a cabo el control de todo el proceso salvo el llenado de la unidad de pretratamiento. Está formada por un cuadro de control, los sensores, los actuadores y un PC de control. El PC de control dispone de un sistema SCADA para realizar la supervisión y configuración del proceso, así como el registro de datos de las diferentes variables y de los eventos (un cambio de estado en alguno de los actuadores) que tienen lugar a lo largo del ensayo. Dicho PC permite el acceso remoto al sistema SCADA y por lo tanto la operación on-line siempre que se encuentre conectado a internet. La figura 6.7 muestra una imagen de la unidad de control.



Figura 6.7 Unidad de control ubicada en el interior de la caseta de control

6.3.3 Operación del prototipo

Para la realización del ensayo, el prototipo se mantuvo en operación durante 106 días. Con anterioridad a su puesta en marcha se realizaron tareas para la verificación del correcto funcionamiento de sus diferentes sistemas. Estas tareas permitieron adquirir un profundo conocimiento de la instalación que facilitó la evaluación de su eficiencia, y madurez tecnológica, las cuales se verán en el capítulo 7.

Se realizó la inoculación del digester con digerido procedente de un digester ubicado en un centro de tratamiento de residuos cercano. Este digester estaba alimentado con FORSU y residuos de la industria cárnica, por lo que tenía un elevado contenido en nitrógeno amoniacal. Los residuos recibidos diariamente se incorporaron al proceso mediante la unidad de pretratamiento. Para ello se vertían en la tolva de alimentación y tras su trituración, se vertía por gravedad digerido procedente del depósito de digerido con el objetivo de diluir la mezcla y facilitar su incorporación al digester principal, según una relación de mezcla de $200 \text{ L}_{\text{resid}} \text{ m}_{\text{alim}}^{-3}$.

Durante el proceso de preparación de la alimentación se realizó el registro manual (*checklist*) de los parámetros que no son registrados de forma automática por la unidad de control: la cantidad de residuo triturado, los niveles de la unidad de pretratamiento y depósito de digerido y las lecturas de consumo energético de los contadores eléctricos.

Durante la realización del ensayo se recogió muestra de la alimentación y digerido para su caracterización con una frecuencia de una o dos veces por semana.

La unidad de control del prototipo dispone de cuatro estados de funcionamiento (Operación, Alimentación, Calefacción y Recirculación) para llevar a cabo el proceso de digestión anaerobia. En función del valor de las variables del proceso y de las consignas de operación la unidad de control se encarga de activar el estado de funcionamiento correspondiente, de manera que se lleve a cabo el proceso acorde a las consignas de operación. Existe otro estado de funcionamiento (Trituración) que queda fuera del alcance de la unidad de control, ya que este se realiza de forma manual y por lo tanto puede tener lugar de manera simultánea con cualquiera de los otros estados de funcionamiento. El anexo 2 dispone de una descripción más detallada del algoritmo de control seguido por la unidad de control.

A excepción de la Trituración, el prototipo operó de manera autónoma ya que, una vez programados los volúmenes y frecuencias de alimentación y recirculación, la unidad de control se encarga de llevar a cabo el proceso.

Durante el tiempo de ensayo, el prototipo trabajó con un rango de temperatura de funcionamiento entre 37,0 y 37,5 °C, elegido por utilizarse convencionalmente como referencia del régimen mesófilo (Cabbai et al., 2016). Durante el tiempo de ensayo la bomba principal recirculaba periódicamente el digerido entre una de las tomas inferiores del digestor y otra toma superior opuesta diametralmente a aquella. La función principal de la recirculación es la mezcla y agitación del digerido en el interior del digestor, evitándose la estratificación del sustrato en fases y en distintas temperaturas. La frecuencia de recirculación utilizada fue de 10 minutos en ciclos de 6 horas que, para la bomba instalada, con un caudal de 14.820 L h⁻¹, supone una tasa de renovación del digerido en el interior del digestor de 1,37 renovaciones d⁻¹.

La unidad de control del prototipo permite establecer el rango de presión del digestor, lo que determina las consignas de apertura y cierre de la válvula de evacuación de biogás. El rango de presión se estableció entre 5 y 8 mbar con el objetivo de mantener en todo momento una presión ligeramente positiva en el interior del digestor. Trabajar en este rango de presiones ligeramente positivas permite, por un lado, evitar la entrada

de oxígeno y por otro, reducir la aparición fugas de biogás debidas a elevadas presiones de trabajo.

Tanto la frecuencia como la tasa de alimentación fueron variables a lo largo del ensayo para adaptarse a la disponibilidad variable de los sustratos, propia de un sistema de tratamiento descentralizado como el que es objeto de estudio.

6.3.4 Balances de materia

Recogida de datos

Para la realización de los balances de materia y el posterior análisis del rendimiento biológico se utilizaron: el registro de datos manual (*checklist*), los datos de caracterización de las distintas corrientes y el registro automático de la unidad de control. La tabla 6.1 muestra los diferentes parámetros. Como puede observarse, existen ciertos parámetros que se registran por varios medios. Esta duplicidad de datos permite contrastar los resultados obtenidos de diferente forma, complementarse en caso de pérdida de valores, así como verificar los resultados obtenidos.

Tanto el balance de materia como el rendimiento biológico se analizaron para el ensayo completo, pero se tomó el periodo entre los días 55 y 90 como periodo representativo del proceso estacionario, debido a la uniformidad en la velocidad de carga orgánica (VCO) y la producción de metano.

Tabla 6.1 Datos recogidos para el balance de materia y el rendimiento biológico

Parámetro	Registro	Frecuencia	Soporte
Nivel inicial unidad de pretratamiento (L)	Manual (Toma datos preparación alimentación)	1 d ⁻¹	<i>Checklist</i>
Cantidad de residuo triturado (kg)			
Nivel unidad de pretratamiento después de trituración (L)			
Nivel unidad de pretratamiento después de dilución (L)			
Nivel inicial depósito de digerido (L)			
Nivel final depósito de digerido (L)			
Concentración de metano (%)	Manual (Toma de muestras)	0,5-1 sem ⁻¹	<i>Checklist</i>
Concentración dióxido de carbono (%)			
Concentración oxígeno (%)			
pH digerido			
Contador de gas (L)			
Consumo eléctrico (kWh)			
Sólidos totales y volátiles (ST, SV) (%) (resid., alimen., diger.)	Manual (Toma de muestras y análisis lab.)	0,5-1 sem ⁻¹	Cuaderno Laboratorio
N-NH ₃ (mg L ⁻¹)			
Alcalinidad total (mg L ⁻¹)			
Alcalinidad parcial (mg L ⁻¹)			
Relación de alcalinidad (%)			
Ácidos grasos volátiles (AGV) (mg L ⁻¹)			
Tiempo (d)	Automático (Registro datos unidad de control)	2 hora ⁻¹ y 1 evento ⁻¹	Registro unidad de control
Temperatura digestión (°C)			
Presión (mb)			
Nivel de llenado digestor (L)			
Concentración de metano (%)			
Concentración de oxígeno (%)			
Volumen de biogás generado (L)			

Balance de materia a la unidad de pretratamiento

Tras una primera fase de procesamiento de los datos, se obtuvieron las series diarias de residuo triturado, digerido de dilución y volúmenes alimentados. Resulta necesario conocer las cantidades diarias de residuo alimentado al digesor para poder realizar el balance de materia. Estas cantidades son globalmente las mismas en el largo plazo que las de residuo triturado, pero con una distribución temporal distinta debido al efecto laminador de la unidad de pretratamiento. Por tanto, se define un modelo de alimentación de residuo y un balance a la unidad de pretratamiento basado en tres operaciones (trituración, dilución y alimentación) y cuatro estados. Los detalles del modelo de operación se especifican en el anexo 3.

Balance de materia al sistema

Se realizaron balances globales de materia al prototipo de microplanta flexible de digestión anaerobia, tanto de los flujos de materia como de su contenido en SV, para el periodo completo del ensayo y para el comprendido entre los días 55 y 90. Para ello se utilizaron los datos obtenidos de los registros especificados en la tabla 6.1. Estos balances se ponderaron respecto al volumen de digesor y el tiempo de proceso tanto para los flujos de materia como para su contenido en SV.

6.3.5 Parámetros químicos del proceso

Paralelamente a la realización del ensayo se determinaron con una frecuencia de entre una y dos veces por semana, tanto para el sustrato utilizado como para el digerido obtenido, los siguientes parámetros químicos: ST, SV, pH, nitrógeno amoniacal, AGV y alcalinidad según la metodología definida en el capítulo 2 Materiales y métodos.

6.3.6 Análisis de rendimiento biológico

Los indicadores del rendimiento biológico del prototipo de microplanta flexible de digestión anaerobia que se estudiaron fueron los siguientes:

- Tasa de producción de biogás absoluta ($L d^{-1}$). Se obtuvo a partir del registro de volumen de biogás producido realizado por la unidad de control, discriminando

la producción de biogás por cada día de ensayo y normalizando siempre los valores.

- Tasa volumétrica de producción de metano ($\text{mL CH}_4 \text{ L}_{\text{dig}}^{-1} \text{ d}^{-1}$). Para su obtención se utilizó el registro de datos de volumen de biogás producido y riqueza de metano realizado por unidad de control. Se discriminó la producción de metano por cada día de ensayo y se ponderó respecto del volumen ocupado de digestor.
- Producción de metano ($\text{mL CH}_4 \text{ g SV}^{-1}$). Se obtuvo a partir del registro de datos de volumen de biogás producido y de riqueza de metano realizado por la unidad de control y se referencia la producción de metano al contenido en SV alimentado, obtenido de la serie de datos del modelo de alimentación.
- Riqueza en metano del biogás (%). Se obtuvo a partir de la serie de datos de riqueza de metano.
- Velocidad de carga orgánica, VCO ($\text{g SV L}_{\text{dig}}^{-1} \text{ d}^{-1}$). Calculada a partir de la serie de datos de contenido en SV del modelo de alimentación, discriminada por cada día de ensayo y ponderada respecto al volumen de llenado del digestor.
- Tiempo de retención hidráulica (TRH) (d). Calculada a partir de la serie de datos de volúmenes diarios alimentados, procedentes del modelo de alimentación y ponderada respecto al volumen de llenado del digestor.

Al contrario que en los ensayos de laboratorio, donde las condiciones se encuentran muy controladas, en los ensayos en el prototipo las condiciones de operación dependen de ciertos parámetros como la cantidad de residuos disponibles, la variabilidad de su composición o el estado de carga en que se encuentre la unidad de pretratamiento. Estas condiciones de ensayo influyen directamente en parámetros como el TRH, la VCO o la producción de biogás, generando una alta variación, por lo que para su estudio se aplica un filtro temporal de siete días.

6.3.7 Análisis energético

Metodología

Mediante el análisis energético de la instalación se pretende determinar, por un lado, los consumos por cada estado de funcionamiento (Operación, Recirculación, Calefacción, Alimentación y Trituración) y por actuadores (bomba principal, bomba

sumergible, triturador, bomba de calefacción, agitador y unidad de control) y por otro, dos parámetros indicativos del funcionamiento energético global del proceso:

- Coeficiente de funcionamiento térmico (COP_{th}), que indica la relación entre la energía térmica útil producida y la energía térmica consumida.
- Coeficiente de funcionamiento eléctrico (COP_{el}), que indica la relación entre la energía eléctrica producida y la energía eléctrica consumida.

A efectos de evaluación energética el prototipo consta de dos subsistemas, por un lado, el digestor y los demás dispositivos encargados del mantenimiento del proceso, y por otro, la unidad de pretratamiento. La evaluación energética del digestor y los demás dispositivos se realizó a partir del registro automático de datos generado por la unidad de control a lo largo del ensayo. Este registro constituye una matriz de 27.000 líneas y 30 columnas una vez exportada a una hoja de cálculo MS Excel 2013. La unidad de control crea una nueva línea de registro de forma periódica cada 30 minutos y cada vez que tiene lugar un evento. En cada una de las columnas de la línea generada se guarda un campo, los cuales se pueden clasificar en cuatro tipos: 1) tiempo (fecha y hora), 2) parámetros de proceso (datos procedentes de los sensores: presión, temperatura, concentración de metano, contador de gas, nivel de llenado del digestor, etc.), 3) estado de activación de los actuadores (bombas y válvulas) y 4) consignas de operación.

Sobre la matriz de datos obtenida del registro automático se identificaron los cuatro estados de funcionamiento de la planta (Operación, Calefacción, Recirculación y Alimentación) y su duración, mediante la aplicación de un algoritmo que los clasifica en función del estado de activación de los actuadores o de su secuencia de activación y desactivación. Se determinó la energía consumida en cada estado de funcionamiento a partir de los actuadores que intervienen en él, su potencia (obtenida de sus características técnicas) y su porcentaje de tiempo activo dentro de cada estado de funcionamiento según los datos de la tabla 6.2, excepto para el estado de alimentación, en el que los porcentajes de funcionamiento de los actuadores implicados se han determinado por observación. La suma de los porcentajes de funcionamiento de los diferentes actuadores no es 100 ya que durante un determinado estado de funcionamiento puede tener lugar la operación simultánea de varios actuadores.

C6. Operación del prototipo de microplanta flexible de digestión anaerobia

Tabla 6.2 Porcentajes de operación en cada estado de funcionamiento

Estado de funcionam.	Bomba principal (810 W)	Bomba Aux. (400 W)	Calentador eléctrico (2 x 1.500 W)	Bomba calef. (45 W)	Agitador (650 W)	Control (autom.) (50 W)
Operación			9,4%			100%
Calefacción	100%		71,9%	100%		100%
Recirculación	100%		9,4%			100%
Alimentación	15%	50%	9,4%	15%	35%	100%

Los calentadores de agua eléctricos disponen de sendos termostatos encargados del mantenimiento de la temperatura del agua en su interior, los cuales tienen un funcionamiento autónomo independiente de unidad de control, por lo que es necesario cuantificar su consumo energético mediante una aproximación distinta a la del resto de actuadores. Cuando no existe demanda de calefacción, la activación de dichos termostatos únicamente tiene lugar para el mantenimiento de la temperatura, con una determinada frecuencia, f_1 . Durante el estado de calefacción, cuando existe demanda de calor, esa frecuencia de activación, f_2 , aumenta para satisfacer dicha demanda. La determinación de las frecuencias de funcionamiento f_1 y f_2 , permite diferenciar entre la energía consumida durante el estado de calefacción (calor de proceso (Q_{Proc})) y la energía consumida durante el resto de los estados de funcionamiento (calor de mantenimiento (Q_{Man})). Los calentadores de agua eléctricos disponen de un contador de energía asociado que permite conocer el consumo a lo largo del tiempo, del cual existe registro de datos tomado de forma manual.

Los detalles para la determinación de las frecuencias f_1 y f_2 se especifican en el anexo 3. A partir de ellas se definen los porcentajes de funcionamiento de los calentadores de agua eléctricos en cada uno de los estados de funcionamiento.

En cuanto a la unidad de pretratamiento, su análisis energético se realiza de forma diferente ya que se opera independientemente de la unidad de control. El estado de trituración queda definido por el intervalo de tiempo en el que se realiza la trituración del residuo y su dilución. Los datos utilizados para el análisis energético son las cantidades diarias de residuo triturado, que han sido registradas manualmente. La energía consumida en este estado de funcionamiento se reduce a la energía consumida

por el triturador, la cual se determina en función de su potencia (2.200 W) y del tiempo de funcionamiento. El tiempo de funcionamiento se ha definido en función de la capacidad de trituración observada durante su utilización (6 kg min^{-1}) y la cantidad de residuo triturado. El aporte de líquido de dilución a la unidad de alimentación se realiza por gravedad desde el depósito de digerido.

Análisis de escenarios

Para llevar a cabo dicho análisis se plantean dos escenarios diferentes:

- Escenario A. Calor de proceso mediante calentadores de agua eléctricos: Se evalúa únicamente el consumo energético de la instalación sin tener en cuenta el aprovechamiento del biogás generado. Para la realización de esta tarea se ha utilizado la serie de datos registrados por la unidad de control, los datos de consumo energético de la tabla 6.2 y los datos de rendimiento biológico. Mediante la identificación de los estados de funcionamiento de la planta y su duración, se determina la energía consumida tanto en cada uno de los estados de funcionamiento como en cada uno de los actuadores.
- Escenario B. Calor de proceso mediante un hipotético sistema de microgeneración: Se evalúa el balance energético de la planta suponiendo la valorización energética del biogás generado mediante un sistema de microgeneración (micro-CHP). Para ello se parte de los datos de evaluación de consumo energético del escenario A, de los resultados de rendimiento biológico y de los datos de generación de energía de un supuesto sistema comercial. Los datos de consumo energético del escenario A se clasifican según su finalidad, por un lado, los consumos energéticos destinados a fines eléctricos ($Q_{C.el}$), y por otro, los destinados a fines térmicos ($Q_{C.th}$). Esta clasificación permite separar del consumo energético total de la planta (Q_{Tot}) el consumo de los calentadores de agua eléctricos ($Q_{C.th}$), ya que bajo el escenario B el calor necesario para el proceso lo aportaría el sistema de micro-CHP. A partir de los datos procedentes del registro automático se determina el metano producido por la instalación, que para un PCI de 35.725 kJ m^{-3} (Demosthenous et al., 2016), permite conocer la energía generada en forma de biogás (Q_{BG}). La descripción exhaustiva del método se encuentra en el anexo 3.

El sistema de micro-CHP supuesto comprende un motor alternativo de cuatro tiempos alimentado a gas, que en estos momentos es la tecnología con mayor nivel de madurez disponible en el mercado (Roselli et al., 2011). Se elige el sistema de micro-CHP Honda Ecowill por ser el más acorde en tamaño para la instalación ($P_{ot_{el}} = 1 \text{ kW}$, $P_{ot_{th}} = 2,8 \text{ kW}$, $\eta_{el} = 22,5\%$ y $\eta_{th} = 63,0\%$) (Roselli et al., 2011). Con base en estos datos se determinan los diferentes flujos de energía.

La evaluación de estos escenarios se realiza en el periodo de proceso 55-90. Los diferentes flujos energéticos dentro del sistema han sido referidos a la unidad de carga orgánica (kg SV).

Una vez definidos los distintos flujos energéticos se determinan los parámetros indicativos del funcionamiento global del proceso energético, COP_{th} y COP_{el} .

6.4 RESULTADOS Y DISCUSIÓN

6.4.1 Balances de materia

Balance de materia a la unidad de pretratamiento

De la aplicación del modelo de alimentación de residuos y el balance a la unidad de pretratamiento resulta la distribución temporal representada en la figura 6.8. En ella se pueden observar los flujos máxicos de las corrientes de residuos triturado, líquido de dilución y sustrato alimentado a lo largo de los 106 días de ensayo.

La unidad de pretratamiento actúa como un sistema amortiguador de las variaciones en la cantidad de residuo alimentado al proceso debidas a la variabilidad en la cantidad de residuo recibido. El balance de materia realizado a la unidad de pretratamiento permite observar cómo se modifica la distribución temporal del sustrato alimentado respecto al residuo triturado y el volumen de dilución asociado, aunque los valores acumulados sean evidentemente iguales en el largo plazo.

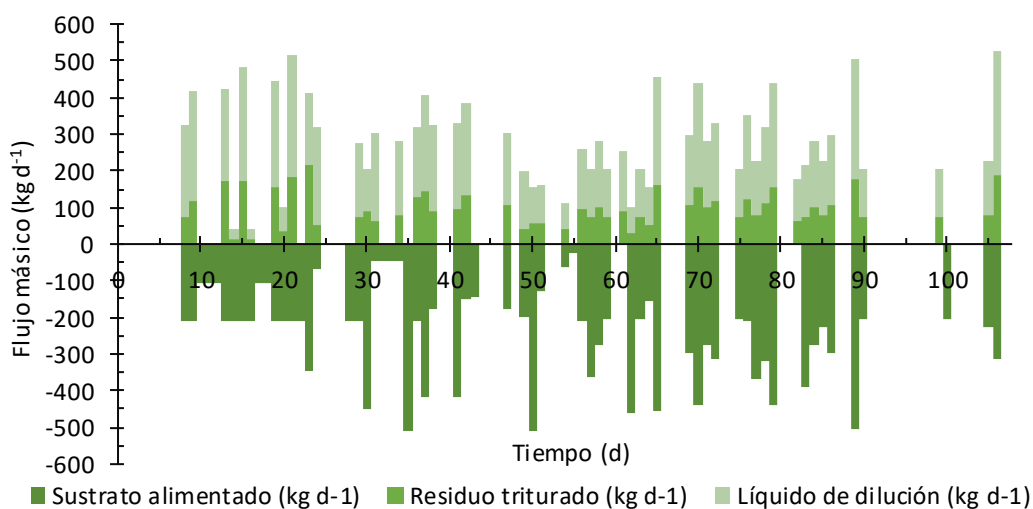


Figura 6.8 Distribución temporal de las entradas (residuo triturado y líquido de dilución) y salidas (sustrato alimentado) de la unidad de pretratamiento según la aplicación del modelo de alimentación

Balance de materia al sistema

Las figuras 6.9a y b representan los flujos másicos en el periodo comprendido entre los días 55 y 90 y en el ensayo completo respectivamente. Se destaca la elevada tasa de recirculación que alcanza el 80,7% y el 73,7% del digerido para ambos casos. Las figuras 6.9c y d representan los flujos de SV para el periodo comprendido entre los días 55 y 90 y para el ensayo completo. De ellas se destaca que aparece un desajuste de en torno al 5% en el balance de SV. Este desajuste se obtuvo como el valor necesario para el cierre del balance de materia en base a SV realizado a los flujos de residuo, sustrato alimentado y digerido. El valor de desajuste obtenido se considera aceptable ya que resulta menor al alcanzado por otros autores como Banks et al. (2011) que obtienen un 9,4% en el análisis de un sistema de características similares al utilizado en este trabajo. El desajuste se asocia a la dificultad de obtener muestras representativas de los diferentes flujos, así como a errores en la lectura de volúmenes y pesadas.

Por otra parte, cabe destacar la destrucción de SV que ha tenido lugar durante el proceso de digestión, 93,1% y 91,5% para el periodo entre los días 55 y 90 y para el ensayo completo respectivamente. Esta elevada destrucción de SV es debida a la alta biodegradabilidad del residuo y a la elevada recirculación que ha tenido lugar, que afecta directamente al TRH y la VCO del sistema. Banks et al. (2011) han alcanzado valores similares de destrucción de SV (90,4%) con un sistema de alimentación parecido al utilizado durante este ensayo.

C6. Operación del prototipo de microplanta flexible de digestión anaerobia

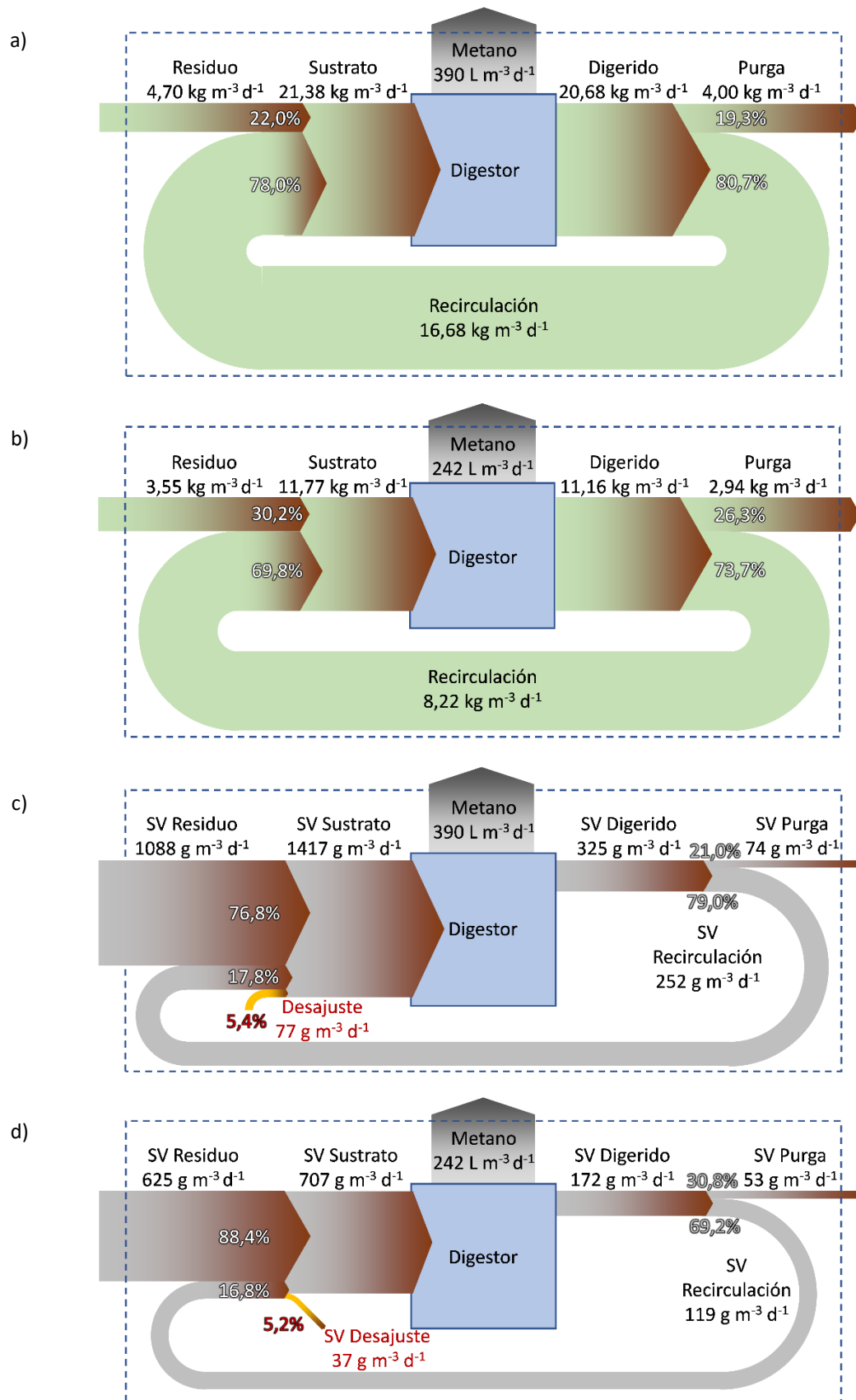


Figura 6.9 Balance de materia del sistema de digestión anaerobia. a) Flujos másicos durante el periodo d55 - d90; b) Flujos másicos durante el periodo completo; c) Sólidos volátiles durante el periodo d55 - d90; d) Sólidos volátiles durante el periodo completo

6.4.2 Parámetros químicos del proceso

La figura 6.10a muestra el contenido SV del digerido a lo largo del ensayo el cual tuvo un contenido medio de $14,7 \text{ g SV L}^{-1}$, bajo en comparación con los obtenidos por Banks et al. (2011) (29 g SV L^{-1}) y Walker et al. (2017) (cerca de 40 g SV L^{-1}), debido a que la VCO utilizada en este caso fue menor. El pH se mantuvo estable durante todo el ensayo con un valor medio de $8,10 \pm 0,17$ (figura 6.10b). Estos valores se encuentran en consonancia con los obtenidos por Walker et al. (2017) en una instalación de características similares alimentada con residuos de un servicio de catering. En nuestro caso el pH presentó muy pocas variaciones debido al elevado valor de alcalinidad total que se mantuvo a lo largo del ensayo, debido al alto contenido en nitrógeno amoniacal del inóculo, que actuó como tampón. (Banks et al., 2011; Bouallagui et al., 2009). Este fenómeno ha sido observado anteriormente por otros autores como Dennehy et al., 2016, Espinoza-Escalante et al., 2009 o Zhang et al.; 2014.

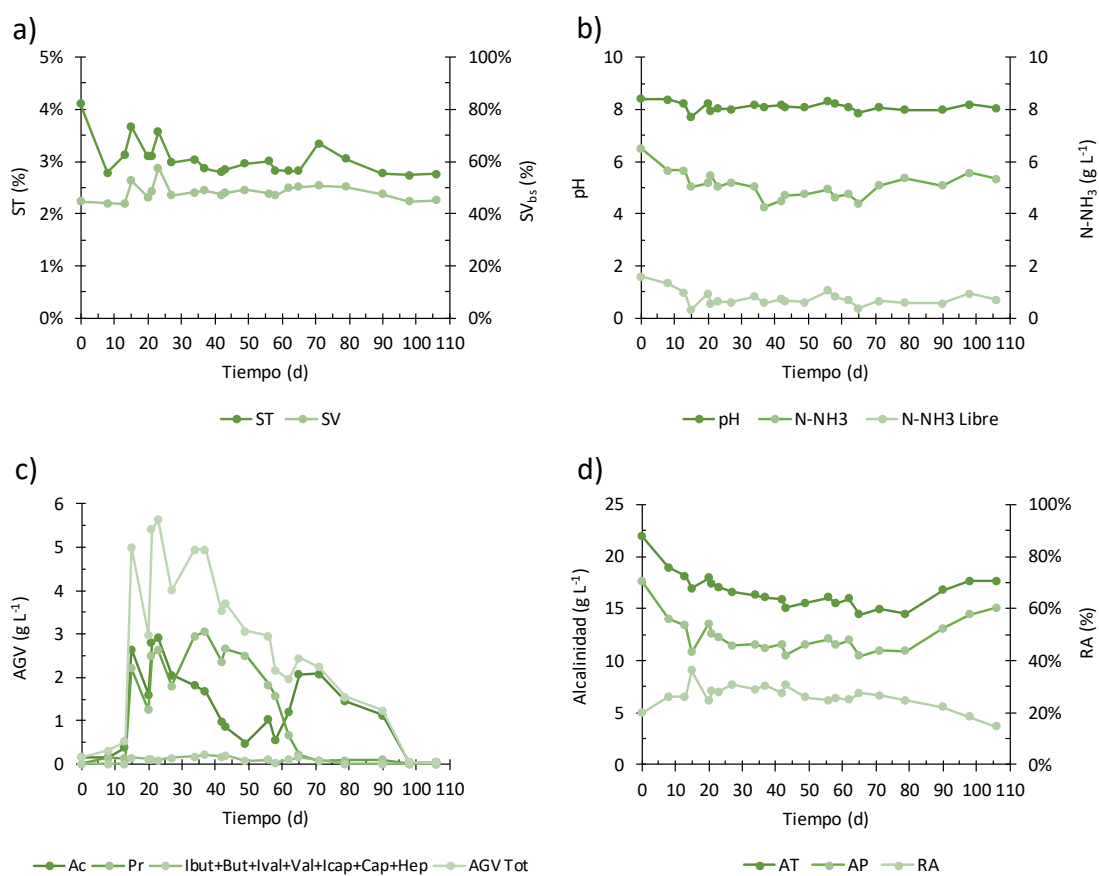


Figura 6.10 Evolución de los parámetros químicos del digerido durante el proceso. a) Contenido en ST y SV; b) pH y contenido en nitrógeno amoniacal; c) Contenido en AGV; d) Alcalinidad

Los niveles de nitrógeno amoniacal fueron estables a lo largo del ensayo con un valor medio de $5,1 \pm 0,5 \text{ g L}^{-1}$ (figura 6.10b), que algunos autores consideran inhibitorios para el proceso (Cabbai et al., 2016). Otro factor preponderante fue la alta tasa de recirculación del digerido, cercana al 70%, y su uso como líquido de dilución de la alimentación, haciendo que el contenido en nitrógeno amoniacal varíe muy lentamente en el digestor.

Con respecto al contenido en AGV (figura 6.10c), se observaron cantidades bajas de los mismos ($< 0,5 \text{ g L}^{-1}$) durante los primeros días de proceso ya que en el digestor únicamente se encontraba el inóculo. La carga orgánica inicial del mismo fue muy baja como puede verse en la figura 6.8. A partir del día 8, se produjo una acumulación de AGV asociada al inicio de la alimentación, alcanzándose valores de $5,6 \text{ g L}^{-1}$. Entre los días 10 y 30 los ácidos acético y propiónico se acumularon en cantidades similares hasta niveles superiores cercanos a los $3,5 \text{ g L}^{-1}$ de acético considerados críticos según Ahring et al. (1995).

Entre los días 34 y 58 se presentó un desequilibrio en la relación entre el ácido acético y el propiónico. Este desequilibrio pudo deberse a que a concentraciones de nitrógeno amoniacal superiores a los 4 g L^{-1} se produce la inhibición de ciertas poblaciones de microorganismos, aunque no existe consenso en la literatura científica sobre este hecho (Chen et al., 2008).

A partir del día 50, la concentración de propiónico comenzó a disminuir rápidamente y la de acético a aumentar. Posteriormente en torno al día 65 la concentración de propiónico alcanzó valores cercanos a cero y la concentración de acético empezó a disminuir, alcanzando valores cercanos a cero alrededor del día 100. Este fenómeno ha sido observado anteriormente por varios autores como Chen et al. (2008) o Yenigün and Demirel (2013). Estos autores indican la posibilidad de alcanzar un proceso de digestión estable con concentraciones de nitrógeno amoniacal superiores a 5 g L^{-1} tras un periodo de adaptación inicial.

Los valores de alcalinidad parcial y total representados en la figura 6.10d evolucionaron de forma paralela a lo largo del ensayo, sus valores medios se encontraron en $12,38 \pm 1,74 \text{ g L}^{-1}$ y $16,68 \pm 1,69 \text{ g L}^{-1}$ respectivamente. Se observa que tanto la alcalinidad parcial

como la total disminuyen durante los primeros 10 días debido a la reducción de la concentración de nitrógeno amoniacal. A partir de ese momento se produce una estabilización en su concentración, aunque los valores de alcalinidad continúan disminuyendo debido a la acumulación de AGV que tiene lugar a partir del día 15. Con la normalización de las concentraciones de acético y propiónico a partir del día 60, se observa un aumento en los valores de alcalinidad parcial y total, siendo más pronunciado para el primero. Este fenómeno ha sido observado anteriormente por Banks et al. (2011), que describen la relación entre la acumulación de AGV no disociados y los cambios en la alcalinidad intermedia. La relación de alcalinidad (RA) se presenta estable durante todo el proceso, manteniendo siempre valores por debajo de 37%, aunque a partir del día 80 se aprecia un descenso debido a la disminución de la alcalinidad intermedia, lo que resulta indicativo de la estabilización del proceso (Ripley et al., 1986).

6.4.3 Análisis de rendimiento biológico

La tabla 6.3 recoge los principales indicadores de rendimiento biológico del proceso durante el periodo comprendido entre los días 55 y 90, el cual se toma como representativo de la etapa estacionaria del proceso de digestión anaerobia.

Tabla 6.3 Indicadores de rendimiento biológico

Indicador	Periodo 55-90
Tasa de producción de biogás (L d ⁻¹)	2.746 ± 469
Tasa de producción volumétrica de metano (mL CH ₄ L _{dig} ⁻¹ d ⁻¹)	378 ± 65
Producción de metano (mL CH ₄ g SV ⁻¹)	360 ± 67
Riqueza de metano (%)	64,3%
VCO (g SV L _{dig} ⁻¹ d ⁻¹)	1,06 ± 0,15
TRH (d)	55,3 ± 11
ST digerido (%)	3,11%
SV digerido (%) (bs)	49,5%
ST residuo (%)	27,5%
SV residuo (%) (bs)	84,1%
Destrucción de SV (%)	93,1%
Dilución (%)	35,1%

La producción de metano fue de 360 mL g SV⁻¹. El valor dado por Fisgativa et al. (2016) para unos residuos de composición similar es de 460 mL g SV⁻¹ obtenido bajo test de biodegradabilidad (BMP). El valor obtenido en este trabajo experimental se encuentra dentro de lo esperado a pesar de ser sensiblemente inferior ya que existe una pérdida de rendimiento asociada al cambio en la forma de operación del proceso. Para la determinación del valor obtenido por Fisgativa et al. (2016) el sustrato se mantiene en el digestor el tiempo total necesario para la degradación de la materia orgánica, con una población elevada de organismos, mientras que en la operación con alimentación en continuo el tiempo de permanencia depende de los flujos volumétricos del sistema y por tanto los rendimientos de gas tienden a ser menores a los obtenidos en ensayos discontinuos.

La producción de metano obtenida en este caso es ligeramente menor a la entregada por otros autores en condiciones experimentales similares. Por ejemplo, Banks et al. (2011) obtuvieron una producción de 402 mL g SV⁻¹ en una planta de digestión anaerobia industrial de 900 m³ de capacidad alimentada con residuos de comida y Lin et al (2011) obtuvieron 420 mL g SV⁻¹ en un digestor de laboratorio de 4 L de capacidad alimentado con residuos de comida.

En cuanto a la calidad del biogás producido, en la figura 6.11 puede observarse que durante la primera semana de proceso se produce un aumento gradual de la concentración de metano debido al desplazamiento del volumen de aire contenido en cabeza del digestor. Posteriormente, la tendencia es ligeramente creciente hasta el día 55 cuando pasa a ser estable. Durante el periodo considerado como estable en términos de producción de biogás (no así para la evolución de AGV) el contenido en metano en el periodo entre los días 55 y 90 presentó un valor medio de 64,3 ± 5,8% estando en concordancia con los resultados de otros autores para este tipo de residuos (Borowski, 2015; Bouallagui et al., 2003; Lin et al., 2011; Scano et al., 2014).

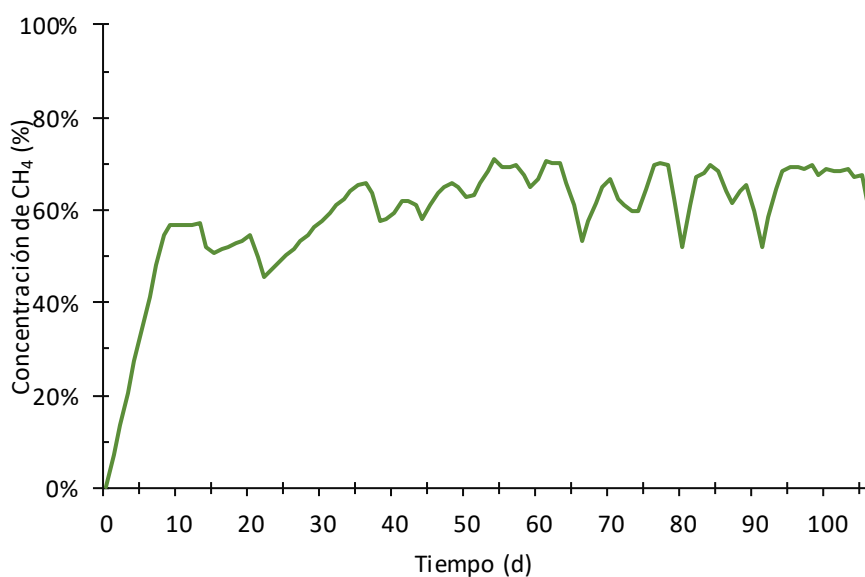


Figura 6.11 Evolución de la riqueza en metano del biogás

La figura 6.12 permite visualizar la relación entre la VCO y la producción de metano. La VCO media para el periodo entre los días 55 y 90 fue de $1,06 \text{ g SV L}_{\text{dig}}^{-1} \text{ d}^{-1}$, comparable con el rango más bajo utilizado por Cabbai et al. (2016) y menor a la utilizada por Walker et al. (2017) de $1,6 \text{ g SV L}_{\text{dig}}^{-1} \text{ d}^{-1}$ o por Banks et al. (2011) de $2,7 \text{ g SV L}_{\text{dig}}^{-1} \text{ d}^{-1}$. En cuanto a la producción de metano, se observa que coincidiendo con periodos de baja VCO se alcanzan valores elevados, del orden de diez veces mayores que las producciones habituales. Este fenómeno es debido a que en los periodos de baja VCO el sistema mantiene cierta inercia en la producción de biogás a pesar de que su alimentación se vea reducida, lo que provoca los repuntes aparentes en la producción de metano.

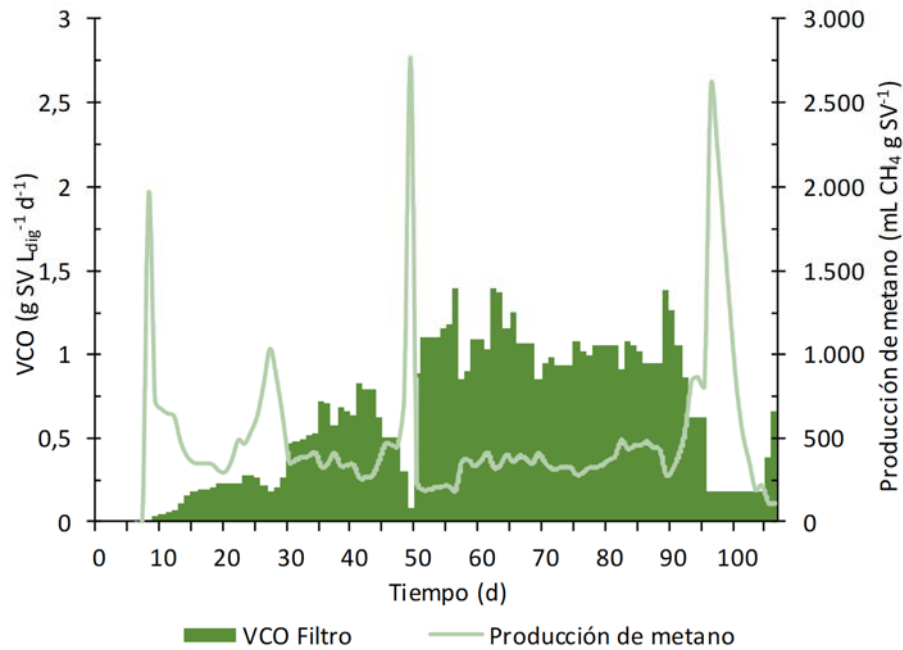


Figura 6.12 Evolución de la VCO y la producción de metano

La figura 6.13 representa la evolución del TRH y la tasa de producción de biogás. De ella se destaca un TRH medio durante el periodo entre los días 55 y 90 de 55,3 días con máximos puntuales que superan los 500 días. Pueden observarse disminuciones en la producción de biogás en los momentos de TRH más elevados como la que tiene lugar entre los días 25 y 30 o 95 y 105. En otros momentos del proceso, en los que tienen lugar TRH muy altos de forma puntual como el que ocurre en el día 48, la baja producción de biogás no resulta tan evidente debido a que el intervalo es relativamente corto y el efecto queda amortiguado por la inercia de producción de biogás del proceso. El prototipo ha operado con un bajo nivel de VCO, el cual puede ser considerado como un valor de referencia inferior. Sería necesario realizar una nueva fase experimental con un aumento de la carga para encontrar valores óptimos y máximos de VCO, determinando nuevos balances e indicadores del proceso.

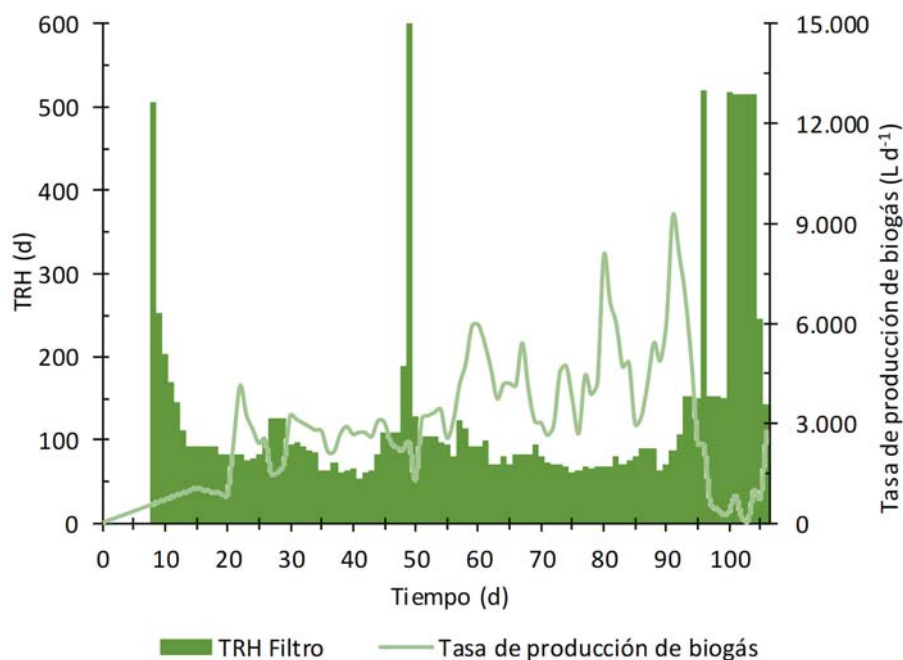


Figura 6.13 Evolución del TRH y la tasa de producción de biogás

6.4.4 Análisis energético

Análisis de escenarios

Los resultados obtenidos del análisis energético de la instalación en el escenario A se resumen en la tabla 6.4. En ella los consumos energéticos se clasifican por estados de funcionamiento y por actuadores.

Del análisis de consumo energético se desprende que, durante el periodo de ensayo analizado, ha existido un consumo total (Q_{Tot}) de $9.155 \text{ kJ kg SV}^{-1}$, lo que equivale a una potencia media por unidad de volumen de $100,3 \text{ W m}^{-3}$. Este consumo es ligeramente superior al obtenido por Walker et al. (2017) de $75,1 \text{ W m}^{-3}$ en un digestor con un tamaño 3,6 veces inferior. En nuestro caso estamos contabilizando la energía térmica utilizada para el mantenimiento de la temperatura en los calentadores de agua eléctricos (Q_{Man}). Si se descuenta dicha energía, para que ambos resultados sean comparables, se obtiene un resultado de $68,8 \text{ W m}^{-3}$, ligeramente inferior al obtenido por Walker et al. (2017), debido a la influencia del factor de escala. Esta disminución en el consumo energético tiene lugar ya que algunos de los consumos permanecen constantes independientemente del tamaño de la instalación, como la unidad de control, y otros no se incrementan de forma proporcional con el tamaño de la planta,

como es el caso del sistema de calefacción, ya que la superficie de fugas térmicas no evoluciona proporcionalmente al volumen. La relación entre superficie y volumen disminuye a medida que aumenta el tamaño del digestor.

Analizando el consumo por estados de funcionamiento se observa que en el estado de Calefacción se produce el mayor gasto energético con un 58,4% de la energía consumida, seguido del estado Operación que supone un 35,9%. El consumo energético asociado a los estados de Recirculación, Alimentación y Trituración es reducido, no superando el 5,8% del consumo total entre los tres estados de funcionamiento. Este bajo consumo es debido a que, aunque en estos estados se ven implicados varios actuadores, el tiempo que ocupan únicamente es del 4,1% del total, siendo demasiado pequeño para que su consumo resulte relevante.

De los diferentes estados de funcionamiento se destaca que la planta se encuentra el 73,3% del tiempo en estado Operación, durante el cual la unidad de control monitoriza las variables de proceso, controla la evacuación del biogás producido y registra datos. A pesar de que estas tareas no suponen un elevado consumo energético, el elevado tiempo que el prototipo se encuentra en estado de Operación junto con la utilización de una fuente de energía térmica basada en energía eléctrica (que tiene asociado un consumo energético de mantenimiento) provoca el alto coste energético. La utilización de otra fuente de energía térmica (p.e. el biogás generado en la instalación) permitiría reducir el consumo energético de este estado de funcionamiento de $3.283 \text{ kJ kg SV}^{-1}$ a $401 \text{ kJ kg SV}^{-1}$, (los correspondientes a control de proceso) lo que supone un 87,8% de reducción.

Dentro del estado de Calefacción el consumo energético para la producción de agua caliente supone un 33,5% ($3.065 \text{ kJ kg SV}^{-1}$) del total y el bombeo de digerido a través del sistema de intercambio un 22,3% ($2.041 \text{ kJ kg SV}^{-1}$). Estos resultados ponen de manifiesto la elevada cantidad de energía necesaria para el mantenimiento de la temperatura de proceso.

El proceso se configuró para que estuviera en estado de Recirculación un 2,8% del tiempo (10 min ON y 5h y 50 min OFF), lo que equivale a una tasa de renovación de 1,37

renovaciones d^{-1} , y un tiempo de renovación (Meroney and Colorado, 2009) de 17,5 horas.

A la vista de los resultados de la tabla, el sistema ha tenido una tasa de recirculación aparentemente inferior al valor configurado, debido a que en ocasiones aparecen necesidades de calefacción y recirculación de forma simultánea y el sistema da prioridad a la calefacción sobre la recirculación. Ya que en este prototipo el hecho de calentar trae implícito el recircular, si se tienen en cuenta los periodos en estado de Calefacción como tiempo de recirculación se obtiene un régimen de recirculación efectivo con un tiempo de renovación medio muy cercano a las 2 horas, superando así el tiempo de renovación de 4 horas utilizado por otros autores como Cabbai et al. (2016). A pesar de ello se podría utilizar una tasa de renovación menor ya que altos regímenes de circulación no presentan mejoras destacables en la cantidad de biogás producido (Lindmark et al., 2014), ayudando a reducir el consumo energético del prototipo.

En cuanto al consumo energético por dispositivos cabe destacar que los calentadores de agua eléctricos son los responsables del 66,6% de la energía consumida, debido principalmente al consumo de mantenimiento que tiene lugar durante el estado Operación y a la elevada cantidad de energía necesaria para el mantenimiento de la temperatura de proceso, que tiene lugar durante el estado de Calefacción. El requerimiento de energía de la bomba principal supone un 24,0% del total de los dispositivos. La mayor parte de dicho consumo, el 22,3%, se asocia al estado de Calefacción. Estos hechos indican que el mantenimiento de la temperatura de proceso tiene una importante demanda energética, no solo debido a la generación de energía térmica, sino también debido a la transferencia y distribución de dicha energía. Hay que destacar, sin embargo, que el gasto de la bomba principal durante el estado de calefacción también tiene un efecto adicional sobre la recirculación efectiva, como se ha discutido anteriormente. Por otra parte, el consumo energético del resto de actuadores puede considerarse despreciable en comparación con el consumo total.

C6. Operación del prototipo de microplanta flexible de digestión anaerobia

Tabla 6.4 Distribución de consumo energético periodo 55-90

Estados de funcionamiento	Bomba principal (810 W) (kJ kg SV ⁻¹)	Bomba sum. Dep. Aux. (400 W) (kJ kg SV ⁻¹)	Triturador (2.200 W) (kJ kg SV ⁻¹)	Calentador (2 x 1.500 W) (kJ kg SV ⁻¹)	Bomba calefacción (45 W) (kJ kg SV ⁻¹)	Agitador (650 W) (kJ kg SV ⁻¹)	Control (Aut. y PC) (50 W) (kJ kg SV ⁻¹)	Subtotal (kJ kg SV ⁻¹)	Tiempo total (d)
Operación (kJ kg SV ⁻¹)	0 0%	0 0%	0 0%	2.882 31,5%	0 0%	0 0%	401 4,4%	3.283 35,9%	26,39 73,3%
Calefacción (kJ kg SV ⁻¹)	2.041 22,3%	0 0%	0 0%	3.065 33,5%	113 1,2%	0 0%	126 1,4%	5.345 58,4%	8,28 23,0%
Recirculación (kJ kg SV ⁻¹)	126 1,4%	0 0%	0 0%	57 0,6%	0 0%	0 0%	8 0,1%	191 2,1%	0,51 1,4%
Alimentación (kJ kg SV ⁻¹)	30 0,3%	50 0,6%	0 0%	90 1,0%	2 0%	57 0,6%	12 0,1%	241 2,6%	0,82 2,3%
Trituración (kJ kg SV ⁻¹)	0 0%	0 0%	95 1,0%	0 0%	0 0%	0 0%	0 0%	95 1,0%	0,14* 0,4%*
Subtotal (kJ kg SV ⁻¹)	2.197 24,0%	50 0,6%	95 1,0%	6.094 66,6%	115 1,2%	57 0,6%	547 6,0%	9.155 100,0%	36,00 100,0%

*El tiempo perteneciente al estado de Trituración no computa en el subtotal ya que el estado de Trituración tiene lugar de forma paralela al funcionamiento de la planta. El porcentaje de funcionamiento hace referencia al periodo de ensayo de la planta

C6. Operación del prototipo de microplanta flexible de digestión anaerobia

En cuanto a la evaluación de los distintos flujos energéticos según el escenario B se obtienen los siguientes resultados:

El consumo energético para usos eléctricos ($Q_{C,el}$) asciende a $3.061 \text{ kJ kg SV}^{-1}$ que equivale a una potencia media de $31,88 \text{ W m}^{-3}$. Este resultado es considerablemente inferior al obtenido por Walker et al. (2017) de $75,1 \text{ W m}^{-3}$. El factor de escala se manifiesta de forma obvia ya que para Walker et al. (2017), con un digestor de un tamaño 3,6 veces inferior al utilizado en nuestro caso, el 54% de su consumo se debe al registro de datos, el cual puede considerarse constante independientemente del tamaño de la planta.

La demanda de energía térmica para el mantenimiento de la temperatura de proceso (Q_{Proc}) asciende a $3.065 \text{ kJ kg}^{-1} \text{ SV}$. Esta energía se corresponde con una potencia de $31,90 \text{ W m}^{-3}$, la cual resulta menor que los 40 W m^{-3} obtenidos por Walker et al. (2017), debido al factor de escala comentado anteriormente.

Como resultado de la desagregación del Q_{Proc} , por un lado en el calor necesario para calentar la alimentación (Q_A) y por otro en el calor asociado a las pérdidas intrínsecas (Q_F) se obtienen los siguientes resultados: la instalación ha demandado un Q_A de $1.934 \text{ kJ kg SV}^{-1}$ para el calentamiento de la alimentación hasta la temperatura de proceso y un Q_F de $1.131 \text{ kJ kg SV}^{-1}$ asociado a fugas térmicas o ineficiencias de intercambio, lo que supone un 36,9% de la demanda térmica del sistema.

La instalación ha producido un volumen de biogás de $0,56 \text{ m}^3 \text{ kg SV}^{-1}$ con una riqueza media en metano de 64,3%, equivalente a una energía en forma de biogás (Q_{BG}) de $12.864 \text{ kJ kg SV}^{-1}$. Suponiendo la valorización de este biogás mediante una unidad de micro-CHP, se estima una producción de energía eléctrica ($Q_{G,el}$) de $2.894 \text{ kJ kg SV}^{-1}$ y de energía térmica ($Q_{G,th}$) de $8.104 \text{ kJ kg SV}^{-1}$. De esta última, se usan $3.065 \text{ kJ kg SV}^{-1}$ como Q_{Proc} , quedando disponibles para otras aplicaciones $5.039 \text{ kJ kg SV}^{-1}$ ($Q_{G,th,Ap}$). El resto de energía está asociada a ineficiencias del proceso de cogeneración ($Q_{Per.MCHP}$), $1.866 \text{ kJ kg SV}^{-1}$.

Los flujos de energía calculados dentro del sistema se representan en la figura 6.14 mediante un diagrama de Sankey.

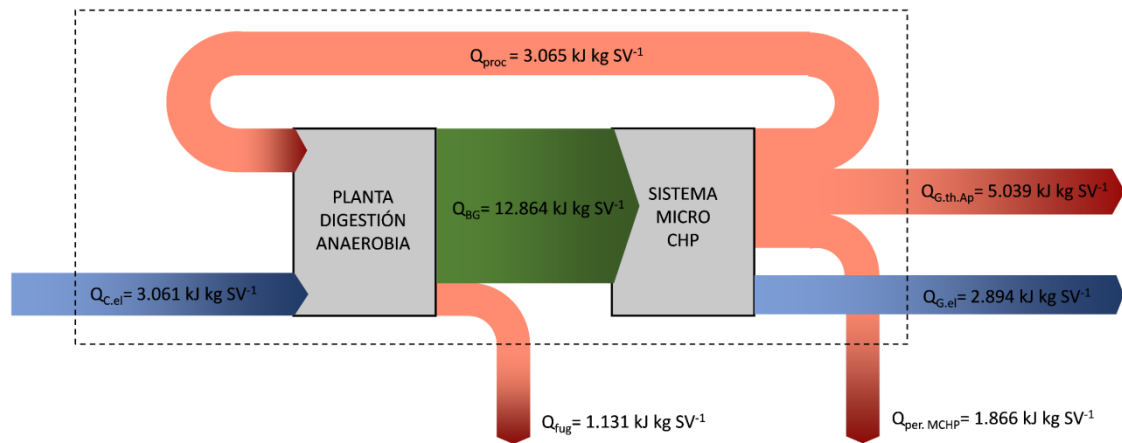


Figura 6.14 Diagrama de Sankey del balance energético del prototipo según el escenario B

Para los flujos energéticos calculados se obtiene un valor de COP_{th} de 2,64 y un valor de COP_{el} de 0,95. Los resultados de los flujos energéticos obtenidos anteriormente adaptados a las condiciones del sistema de micro-CHP utilizado por Walker et al., (2017) ($\eta_{el}=25\%$ y $\eta_{th}=50\%$) nos permiten comparar ambos resultados. En estas condiciones de adaptación se obtendría un $COP_{th}=2,09$ y un $COP_{el}=1,05$. Comparando estos valores con los resultados obtenidos Walker et al. (2017) ($COP_{th}=5,55$ y $COP_{el}=1,47$) se observa que en nuestro caso son sensiblemente inferiores, a pesar de poder esperar lo contrario con base en los resultados obtenidos del análisis energético. Esto es debido a la baja VCO a la que se ha realizado el ensayo, la cual es un 33,8% inferior a la utilizada por Walker et al. (2017). El hecho de haber utilizado una baja VCO lastra la producción de biogás de la instalación y por lo tanto la cantidad de combustible que llega al sistema micro-CHP, viéndose reflejado en la potencia de salida tanto eléctrica como térmica.

6.5 CONCLUSIONES

A pesar de que el ensayo tuvo lugar en unas condiciones no idóneas para el proceso de digestión anaerobia como la elevada concentración de nitrógeno amoniacal y la baja VCO, se consiguió operar de forma estable el prototipo de microplanta flexible. La producción de metano obtenida como valor medio fue de 360 L kg SV^{-1} .

El diagrama de Sankey evaluado para el proceso indica que es térmicamente sostenible, ya que solo el 37,8% de la energía térmica útil generada por el sistema micro-CHP es utilizada como calor de proceso. A pesar de la sostenibilidad térmica, cabe destacar que

el 36,9% de la energía empleada en calefacción se pierde en fugas térmicas del digestor y del sistema de tuberías y en la ineficiencia del sistema de intercambio de calor.

La mayor parte de la energía necesaria para mantener la temperatura del sistema es utilizada para elevar la temperatura de la alimentación hasta la temperatura de proceso, lo que resulta indicativo de que la capacidad de operación del sistema de calefacción se ve limitada principalmente por la cantidad de alimentación añadida. Esto se puede apreciar en el desarrollo realizado en el anexo 3.

El parámetro COP_{el} resulta ligeramente inferior que la unidad indicando que se encuentra cercano al umbral de la sostenibilidad eléctrica. La utilización de un sistema de micro-CHP diferente o un incremento en la VCO del proceso permitirían alcanzar la sostenibilidad eléctrica del prototipo.

A la vista de los resultados obtenidos en el análisis energético cabe destacar la necesidad de mejora principalmente asociada al sistema de calefacción y en menor medida el aislamiento térmico del digestor y del sistema de tuberías. Este tipo de mejoras permitiría alcanzar una reducción de la energía térmica destinada al mantenimiento de la temperatura de proceso que se vería reflejado en un aumento de la potencia térmica disponible para otras aplicaciones. De igual manera, el uso de un sistema de calefacción más eficiente permitiría reducir la energía eléctrica demandada, ya que esta se ve fuertemente incrementada por el consumo de la bomba principal durante el estado de Calefacción.

6.6 BIBLIOGRAFÍA

- Ahring, B.K., Sandberg, M., Angelidaki, I., 1995. Volatile fatty acids as indicators of process imbalance in anaerobic digestors. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 43, 559–565. doi:10.1007/BF00218466
- Banks, C.J., Chesshire, M., Heaven, S., Arnold, R., 2011. Anaerobic digestion of source-segregated domestic food waste: Performance assessment by mass and energy balance. *Bioresour. Technol.* 102, 612–620. doi:10.1016/j.biortech.2010.08.005
- Borowski, S., 2015. Co-digestion of the hydromechanically separated organic fraction of municipal solid waste with sewage sludge. *J. Environ. Manage.* 147, 87–94. doi:10.1016/J.JENVMAN.2014.09.013
- Bouallagui, H., Ben Cheikh, R., Marouani, L., Hamdi, M., 2003. Mesophilic biogas production from fruit and vegetable waste in a tubular digester. *Bioresour. Technol.* 86, 85–89. doi:10.1016/S0960-8524(02)00097-4
- Bouallagui, H., Lahdheb, H., Ben Romdan, E., Rachdi, B., Hamdi, M., 2009. Improvement of fruit and vegetable waste anaerobic digestion performance and stability with co-substrates addition. *J. Environ. Manage.* 90, 1844–1849. doi:10.1016/j.jenvman.2008.12.002
- Bouallagui, H., Touhami, Y., Ben Cheikh, R., Hamdi, M., 2005. Bioreactor performance in anaerobic digestion of fruit and vegetable wastes. *Process Biochem.* 40, 989–995. doi:10.1016/j.procbio.2004.03.007
- Cabbai, V., De Bortoli, N., Goi, D., 2016. Pilot plant experience on anaerobic codigestion of source selected OFMSW and sewage sludge. *Waste Manag.* 49, 47–54. doi:10.1016/j.wasman.2015.12.014
- Chen, Y., Cheng, J.J., Creamer, K.S., 2008. Inhibition of anaerobic digestion process: a review. *Bioresour. Technol.* 99, 4044–64. doi:10.1016/j.biortech.2007.01.057
- Demosthenous, E., Borghesi, G., Mastorakos, E., Cant, R.S., 2016. Direct Numerical Simulations of premixed methane flame initiation by pilot n-heptane spray autoignition. *Combust. Flame* 163, 122–137. doi:10.1016/j.combustflame.2015.09.013
- Dennehy, C., Lawlor, P.G., Croize, T., Jiang, Y., Morrison, L., Gardiner, G.E., Zhan, X., 2016. Synergism and effect of high initial volatile fatty acid concentrations during food waste and pig manure anaerobic co-digestion. *Waste Manag.* 56, 173–180. doi:10.1016/J.WASMAN.2016.06.032
- Ente Regional de la energía de Castilla Y León, 2000. *Prontuario energético*. Junta de Castilla y León.

- Espinoza-Escalante, F.M., Pelayo-Ortíz, C., Navarro-Corona, J., González-García, Y., Bories, A., Gutiérrez-Pulido, H., 2009. Anaerobic digestion of the vinasses from the fermentation of Agave tequilana Weber to tequila: The effect of pH, temperature and hydraulic retention time on the production of hydrogen and methane. *Biomass and Bioenergy* 33, 14–20. doi:10.1016/j.biombioe.2008.04.006
- Fisgativa, H., Tremier, A., Dabert, P., 2016. Characterizing the variability of food waste quality: A need for efficient valorisation through anaerobic digestion. *Waste Manag.* 50, 264–274. doi:10.1016/j.wasman.2016.01.041
- Khalid, A., Arshad, M., Anjum, M., Mahmood, T., Dawson, L., 2011. The anaerobic digestion of solid organic waste. *Waste Manag.* 31, 1737–1744. doi:10.1016/J.WASMAN.2011.03.021
- Lin, J., Zuo, J., Gan, L., Li, P., Liu, F., Wang, K., Chen, L., Gan, H., 2011. Effects of mixture ratio on anaerobic co-digestion with fruit and vegetable waste and food waste of China. *J. Environ. Sci.* 23, 1403–1408. doi:10.1016/S1001-0742(10)60572-4
- Lindmark, J., Thorin, E., Bel Fdhila, R., Dahlquist, E., 2014. Effects of mixing on the result of anaerobic digestion: Review. *Renew. Sustain. Energy Rev.* 40, 1030–1047. doi:10.1016/j.rser.2014.07.182
- Mata-Álvarez, J., Dosta, J., Romero-Güiza, M.S., Fonoll, X., Peces, M., Astals, S., 2014. A critical review on anaerobic co-digestion achievements between 2010 and 2013. *Renew. Sustain. Energy Rev.* 36, 412–427. doi:10.1016/J.RSER.2014.04.039
- Meroney, R.N., Colorado, P.E., 2009. CFD simulation of mechanical draft tube mixing in anaerobic digester tanks. *Water Res.* 43, 1040–50. doi:10.1016/j.watres.2008.11.035
- Necati, Ö., 1979. *Transferencia de calor*. McGraw-Hill, Bogotá.
- NNFCC, 2017. *Anaerobic Digestion | The Official Information Portal on Anaerobic Digestion [WWW Document]*. URL <http://www.biogas-info.co.uk/> (accessed 2.3.19)
- Ripley, L.E., Boyle, W.C., Converse, J.C., 1986. Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high strength wastes. *J. Water Pollut. Control Fed.* 58, 406–411.
- Roselli, C., Sasso, M., Sibilio, S., Tzscheuschler, P., 2011. Experimental analysis of microgenerators based on different prime movers. *Energy Build.* 43, 796–804. doi:10.1016/j.enbuild.2010.11.021
- Scano, E.A., Asquer, C., Pistis, A., Ortu, L., Demontis, V., Cocco, D., 2014. Biogas from anaerobic digestion of fruit and vegetable wastes: Experimental results on pilot-scale and preliminary performance evaluation of a full-scale power plant. *Energy Convers. Manag.* 77, 22–30. doi:10.1016/j.enconman.2013.09.004

- Walker, M., Theaker, H., Yaman, R., Poggio, D., Nimmo, W., Bywater, A., Blanch, G., Pourkashanian, M., 2017. Assessment of micro-scale anaerobic digestion for management of urban organic waste: A case study in London, UK. *Waste Manag.* 61, 258–268. doi:10.1016/j.wasman.2017.01.036
- Wang, L., Shen, F., Yuan, H., Zou, D., Liu, Y., Zhu, B., Li, X., 2014. Anaerobic co-digestion of kitchen waste and fruit/vegetable waste: Lab-scale and pilot-scale studies. *Waste Manag.* 34, 2627–2633. doi:10.1016/j.wasman.2014.08.005
- Yenigün, O., Demirel, B., 2013. Ammonia inhibition in anaerobic digestion: A review. *Process Biochem.* 48, 901–911. doi:10.1016/j.procbio.2013.04.012
- Yang, SM, Tao, W., Siss, 1998. *Heat Transfer. Schaum's Outlines*, New York.
- Zhang, C., Su, H., Baeyens, J., Tan, T., 2014. Reviewing the anaerobic digestion of food waste for biogas production. *Renew. Sustain. Energy Rev.* 38, 383–392. doi:10.1016/J.RSER.2014.05.038

CAPÍTULO 7

EVALUACIÓN DE LA EFICIENCIA Y MADUREZ
TECNOLÓGICA DE LA MICROPLANTA FLEXIBLE
DE DIGESTIÓN ANAEROBIA

7.1 INTRODUCCIÓN

El uso de microplantas de digestión anaerobia se encuentra extendido principalmente en los países en desarrollo, mientras que en los países desarrollados su uso queda reducido a prototipos y plantas de demostración (Walker et al., 2017). Por otra parte, existe una conciencia medioambiental creciente en cuanto a la necesidad de limitar el cambio climático, el agotamiento de los recursos y la necesidad de reciclaje. Es esperable, por tanto, una proliferación de microplantas de digestión anaerobia en los países desarrollados. Debido a la prácticamente nula implantación de este tipo de instalaciones, resulta difícil encontrar referencias acerca de la capacidad de funcionamiento, limitaciones técnicas y nivel de madurez tecnológica fuera de la literatura científica.

Entre los ensayos realizados utilizando microplantas destacan los de Carvalheira et al. (2018) que utilizan una planta de digestión en dos etapas para el tratamiento de residuos de pulpa de fruta; Kopsahelis et al. (2018) utilizan también una planta similar pero en este caso, para el tratamiento de FORSU codigerida con residuos agroindustriales; Micolucci et al. (2018) y Maragkaki et al. (2016) utilizan lodos de depuradora, por otra parte, Xie et al. (2017) utilizan una instalación en una etapa para verificar ensayos de codigestión de purín de cerdo con cultivos energéticos. En muchos de los casos anteriores los datos obtenidos también son utilizados para la evaluación del funcionamiento del proceso a mediana o gran escala. Todas estas investigaciones tienen en común el uso de digestores con volúmenes útiles inferiores a los 500 L y que se centran principalmente en el desarrollo del proceso de digestión anaerobia, sin entrar en la evaluación del rendimiento de la instalación piloto como tal o teniendo este un papel secundario en la investigación. En cuanto a la evaluación de la funcionalidad de la instalación para llevar a cabo el proceso de digestión se destaca el trabajo de Tamilarasan et al. (2017) en el que se estima la producción de metano, así como la producción y el consumo energético del proceso a escala de laboratorio.

También existe literatura científica en la que se utiliza software específico para la realización de la evaluación del proceso de digestión anaerobia. Es el caso de Huiru et al. (2019) que modelizan una planta de biogás de tamaño medio mediante el software

Biowin. Para ello utilizan los datos de disponibilidad de residuos y su caracterización como elemento base. Por otra parte, Lin et al. (2019) utilizan datos de los ensayos de laboratorio y de la literatura científica para realizar la evaluación del proceso a gran escala, para lo que utilizan el software SuperPro Designer. En todos estos casos la evaluación no se centra en la funcionalidad técnica de la instalación piloto sino en el proceso de digestión anaerobia.

También se encuentran investigaciones en las que se evalúan prototipos de microplantas de digestión anaerobia, entre ellas se destacan los trabajos realizados por Walker et al. (2017) o Wang et al. (2014). Ambas se enmarcan en un ambiente urbano y utilizan para su alimentación residuos provenientes de un servicio de catering. Ambos casos disponen de una reducida capacidad de operación debido a que el volumen de su digester principal no supera los 2 m³.

La evaluación del funcionamiento de una planta de digestión anaerobia como tal prácticamente se reduce al trabajo publicado por Scano et al. (2014) si bien su escala, con un reactor de 1,13 m³, la aleja mucho de las condiciones operativas en un entorno real. En él se realiza una evaluación del funcionamiento de una planta piloto de digestión anaerobia alimentada con residuos de frutas y verduras procedentes de un mercado central. En su estudio se evalúa no solo la velocidad de carga orgánica (VCO) de cara a una correcta estabilidad del proceso sino que también se lleva a cabo un balance de masa y energía para poder evaluar un posible escalado a nivel industrial.

La VCO es uno de los parámetros más importantes a la hora de analizar el funcionamiento de un digester anaerobio, debido a su influencia directa en la producción de biogás. Operar a una óptima VCO resulta fundamental tanto para la estabilidad del proceso como para el rendimiento de la planta (Scano et al., 2014). Los ensayos de operación presentados en el capítulo 6 fueron realizados con una VCO, condicionada por la disponibilidad limitada de los residuos, de 1,06 g SV L_{dig}⁻¹ d⁻¹. Esta VCO resulta baja para la digestión anaerobia teniendo en cuenta el tipo de residuo empleado, pudiendo llevar a cabo este proceso a velocidades que duplican o triplican dicho valor (Menon et al., 2016). Aunque la operación de la microplanta no fue a plena carga, se pudieron conocer sus pautas de funcionamiento y evaluar de manera empírica el rendimiento de algunos de sus sistemas. Para estimar las limitaciones de la

microplanta se decidió realizar una evaluación teórica del funcionamiento de sus sistemas, pudiéndose así conocer la evolución de los parámetros de proceso en función de sus principales variables. La evaluación teórica de la instalación también permitió estimar los flujos de energía térmica y eléctrica, tanto consumidos como generados y así poder evaluar los rendimientos energéticos y la capacidad de producción energética de la instalación.

Esta evaluación permitió poner de manifiesto los sistemas que limitan la operatividad de la instalación y aquellos que se encuentran sobredimensionados o que presentan gran influencia en su rendimiento energético, facilitando la definición de posibles mejoras técnicas que permitirían optimizar el funcionamiento de la misma. El análisis funcional de la instalación, junto con su análisis energético, permite evaluar el nivel de desarrollo de este tipo de tecnologías, determinar su nivel de madurez tecnológica y poner de manifiesto sus necesidades actuales de desarrollo y mejora, así como su capacidad para poder ser implantada (Budzianowski, 2016).

7.2 OBJETIVOS

7.2.1 Objetivo principal

El principal objetivo de este capítulo es modelizar el comportamiento de los diferentes sistemas que componen el prototipo de microplanta flexible de digestión anaerobia de manera que permita determinar los siguientes aspectos:

- Punto de funcionamiento de los diferentes sistemas durante la realización de los ensayos experimentales.
- Capacidad de funcionamiento de los diferentes sistemas a VCO habituales en el proceso de digestión anaerobia, así como su balance energético.
- Limitaciones técnicas de la instalación y las posibles mejoras que permitirían optimizar su funcionamiento.
- Determinación del nivel de madurez tecnológica del prototipo.

7.2.2 Estrategia de evaluación

Para lograr alcanzar los objetivos planteados se han realizado modelos matemáticos del funcionamiento de cada uno de los diferentes sistemas de la instalación. De esta manera se puede conocer su comportamiento ante la modificación de los principales parámetros de operación y prever el comportamiento general de la instalación al operar a las VCO habituales para los residuos utilizados. Una vez modelizado el sistema se evaluó el balance energético.

Se realizó la estrategia de evaluación representada en la figura 7.1.

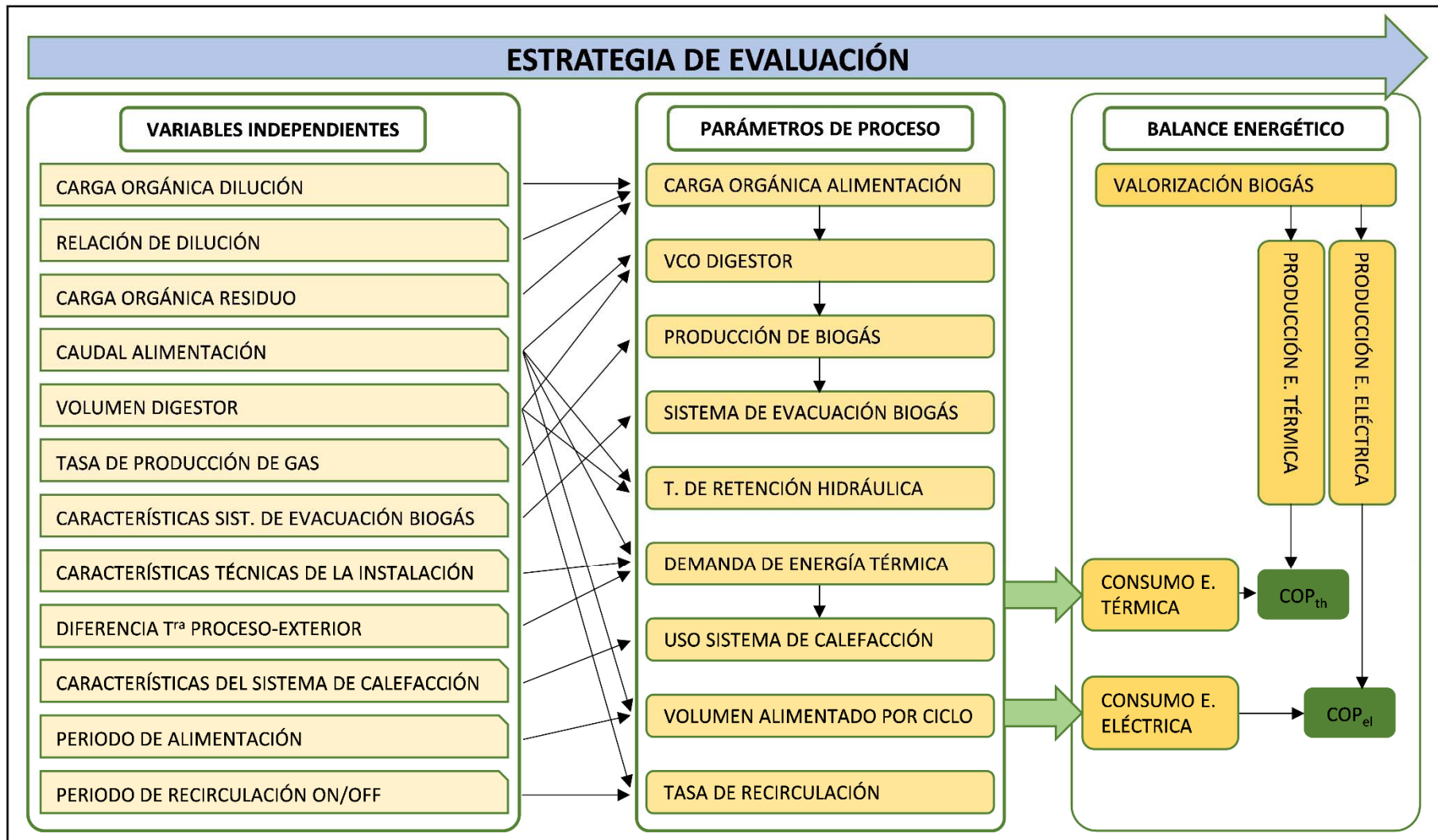


Figura 7.1 Estrategia de evaluación

7.3 MATERIALES Y MÉTODOS

7.3.1 Modelización de la planta

Carga orgánica de alimentación

El sistema de pretratamiento dispone de un triturador con una capacidad de trituración (V_{Trit}) de 6 kg min^{-1} la cual se encuentra muy por encima de las necesidades de la planta. Por otro lado, el tanque de trituración e hidrólisis dispone de un volumen de almacenamiento de 595 L. El parámetro con más relevancia a modelizar en este sistema es la concentración de sólidos volátiles en la alimentación (SV_{alim} , $\text{g SV L}_{alim}^{-1}$), la cual depende de la concentración de sólidos volátiles del residuo (SV_{resid} , $\text{g SV L}_{resid}^{-1}$), del medio de dilución (SV_{dil} , g SV L_{dig}^{-1}) y de la relación de dilución utilizada (R , $L_{resid} L_{alim}^{-1}$). Esta relación representa la razón entre el volumen de residuo utilizado y el volumen de alimentación. La siguiente ecuación relaciona estos conceptos:

$$SV_{alim} = SV_{resid} \cdot R + SV_{dil} \cdot R^* \quad (7.1)$$

Donde:

R^* Relación de dilución complementaria, representa la relación entre el volumen de diluyente utilizado y el volumen de alimentación ($L_{dig} L_{alim}^{-1}$).

Durante la fase de ensayo del prototipo se utilizó un residuo con un contenido medio en ST del 27,5% y en SV del 84,1% (bs) con lo que se obtuvo un digerido con un contenido en ST de 3,1% y 49,5% (bs) en SV lo que supone $15,4 \text{ g SV L}^{-1}$.

La VCO a la que se evaluará el funcionamiento de la planta será de $2,7 \text{ g SV L}_{dig}^{-1} \text{ d}^{-1}$, igual a la utilizada por Banks et al (2011). Se elige esta referencia por el paralelismo encontrado con la instalación objeto de estudio en cuanto a los residuos utilizados y el sistema de alimentación empleado. Por otra parte, la VCO utilizada puede considerarse elevada para los sustratos utilizados (Bouallagui et al., 2009), por lo que se considera una buena aproximación para evaluar la capacidad de operación de la instalación.

Se ha tomado como R el valor de $0,2 L_{resid} L_{alim}^{-1}$ ya que debido a las limitaciones que presenta la bomba principal para el bombeo de sólidos, R mayores a $0,2 L_{resid} L_{alim}^{-1}$ provocan atascos en el intercambiador y en la bomba.

La operación de la planta a una VCO superior a la utilizada en la fase experimental implicaría una mayor concentración de ST y SV en el digerido por lo que para la modelización se supondrá una concentración de SV en el digerido de 29 g L⁻¹ como la obtenida por Banks et al (2011).

Por simplificación se considera que tanto la densidad del sustrato como la del medio de dilución es igual a la del agua, 1000 kg m⁻³.

Velocidad de carga orgánica

La capacidad de operación de la planta debería estar limitada por la VCO que soporta el proceso de digestión anaerobia. La VCO (g SV L_{dig}⁻¹ d⁻¹) a la que es sometido el proceso depende del contenido en SV de la alimentación (SV_{alim}), del flujo volumétrico de alimentación (Q_{alim}, L d⁻¹) y del volumen del digestor (V_{dig}).

$$VCO = \frac{SV_{alim} \cdot Q_{alim}}{V_{dig}} \quad (7.2)$$

El volumen útil del digestor es de 7.200 L, que se considera constante. Q_{alim} es definido por el usuario, para de esta manera ajustar el proceso a la VCO deseada.

Por otra parte, se define el tiempo de retención hidráulica (TRH) como el tiempo medio que una unidad de alimentación permanece en el digestor. Este parámetro está determinado por la relación entre V_{dig} y Q_{alim}.

$$TRH = \frac{V_{dig}}{Q_{alim}} \quad (7.3)$$

Demanda de energía térmica y uso del sistema de calefacción

La operación del sistema de calefacción para mantener la temperatura del proceso se realizó mediante la determinación de la demanda de energía térmica del sistema (Q_{Proc}, J). Para su cálculo se realizó un balance de energía en función de las características físicas de la planta, de Q_{alim} y de la diferencia entre la temperatura de proceso y la ambiente (ΔT , K).

Los pormenores del método de cálculo se encuentran recogidos en el anexo 3. La ecuación que define el modelo es la siguiente:

$$Q_{Proc} = \left(\frac{Q_{alim} \cdot cp \cdot \Delta T}{86,4} + U \cdot A \cdot \Delta T \right) \cdot t \quad (7.4)$$

Donde:

cp	Calor específico del sustrato (kJ kg ⁻¹ K ⁻¹)
U	Coefficiente global de transmisión térmica (W m ⁻² K ⁻¹)
A	Superficie de intercambio (m ²)
t	Tiempo de proceso (s)

La capacidad de operación del sistema de calefacción F (%) representa el porcentaje de uso de dicho sistema en función de Q_{alim} y de ΔT. Esta expresión ofrece como resultado una superficie de respuesta del sistema ante las diferentes situaciones a las que puede verse sometido. Igualar el factor F a la unidad permite determinar la curva límite de funcionamiento del sistema de calefacción, la cual determina el máximo valor de Q_{alim} que puede ser incorporado al sistema en función de ΔT.

La siguiente ecuación define el factor F:

$$F = \frac{Q_{Proc}}{\eta \cdot P_C \cdot t} \quad (7.5)$$

Donde:

η	Rendimiento del sistema de calefacción (%)
P _C	Potencia del sistema de calefacción (W)

Volumen de alimentación por ciclo

El volumen alimentado en cada ciclo de alimentación (V_{alim}, L ciclo⁻¹) se ve condicionado por parámetros como los tiempos de apertura y cierre de las electroválvulas que limitan el volumen mínimo y por la capacidad máxima del depósito auxiliar y la altura de aspiración de la bomba alojada en su interior, que limitan el volumen máximo. Por lo tanto, existe un determinado intervalo de V_{alim} en el que el sistema puede operar. Este intervalo se determinó de forma empírica, y se encuentra entre 50 y 150 L.

Q_{alim} depende directamente del valor que tome V_{alim}, así como del periodo de alimentación utilizado (P_{alim}, h ciclo⁻¹). La siguiente ecuación modeliza el volumen alimentado por ciclo en función de estos parámetros:

$$V_{alim.} = Q_{alim.} \frac{P_{alim}}{24} \quad (7.6)$$

Tasa de recirculación

La agitación del digerido en el interior del digestor se realiza mediante el accionamiento de la bomba principal la cual, bombea el digerido a través del sistema de tuberías recirculándolo de nuevo hacia el interior del digestor con el fin de homogeneizarlo.

Para aproximar el funcionamiento del sistema de recirculación resulta necesario conocer el caudal de la bomba cuando se encuentra en condiciones de recirculación (Q_{Rec} , L h⁻¹), el cual se asume como 14.820 L h⁻¹, según los datos del fabricante.

Se define el tiempo de renovación (t_{Renov} , h renovación⁻¹) como el tiempo necesario para que todo el volumen almacenado en el digestor sea recirculado y se determina mediante la ecuación:

$$t_{Renov} = \frac{V_{dig}}{Q_{Rec}} \quad (7.7)$$

Se define la tasa de recirculación (T_{Recirc} , renovaciones d⁻¹) como la cantidad de renovaciones que tienen lugar a lo largo de un día. Este parámetro depende directamente de la frecuencia de funcionamiento del sistema de recirculación, la cual es definida por el usuario.

La capacidad de recirculación de la planta se determina según el parámetro T_{Recirc} el cual, depende a su vez de t_{Renov} y de los ciclos de encendido y apagado (T_{ON} y T_{OFF}). De este modo, la recirculación del sistema se describe mediante la siguiente ecuación:

$$T_{Recirc} = \frac{T_{ON}}{t_{Renov}} \cdot \frac{24}{T_{ON} + T_{OFF}} \quad (7.8)$$

Donde:

T_{ON}	Tiempo de ciclo de recirculación encendido (h ciclo ⁻¹)
T_{OFF}	Tiempo de ciclo de recirculación apagado (h ciclo ⁻¹)

Producción de biogás

La operación del sistema en términos de evacuación de biogás se realiza en función del caudal de biogás producido por la instalación y de la capacidad de evacuación del contador de gas utilizado.

El caudal de biogás producido por la instalación se encuentra determinado por la VCO establecida de $2,7 \text{ g SV L}_{\text{dig}}^{-1} \text{ d}^{-1}$ y el V_{dig} de 7.200 L. La de producción de metano utilizada fue la obtenida experimentalmente ($360 \text{ mL CH}_4 \text{ g SV}^{-1}$), con una riqueza del 64,3%. No se considera una disminución de la producción de metano a pesar del aumento en la VCO (reducción del TRH), debido a que el residuo aporta la mayor parte del contenido en SV de la alimentación y el TRH es superior a 100 días, el cual es mayor que el tiempo utilizado en los test de biodegradabilidad a escala laboratorio realizados por Nielfa et al., 2015 para residuos similares.

La evacuación del biogás producido tiene lugar a través de un contador de gas comercial ELSTER Modelo BK-G4 cuyo rango de operación se encuentra entre 40 y 6.000 L h^{-1} , por lo tanto, su capacidad de evacuación se ve limitada por el límite superior del rango de funcionamiento.

Por último, se establece el factor de uso del contador (F_{Cont}) como la relación entre el caudal de biogás producido y la máxima capacidad de evacuación del contador.

El factor de uso se define mediante la siguiente ecuación:

$$F_{\text{Cont}} = \frac{VCO \cdot PM \cdot V_{\text{dig}}}{6.000 \cdot \%CH_4 \cdot 24} \quad (7.9)$$

Donde:

F_{Cont}	Factor de utilización de la capacidad de evacuación del contador (%)
VCO	Velocidad de carga orgánica ($\text{g SV L}_{\text{dig}}^{-1} \text{ d}^{-1}$)
PM	Producción de metano ($\text{mL CH}_4 \text{ g SV}^{-1}$)
V_{dig}	Volumen del digester (L)
$\%CH_4$	Riqueza en metano del biogás (%)

Balance energético

Para realizar el balance energético se analiza por una parte la energía producida a partir del biogás generado y por otra la energía demandada por la instalación.

La energía producida se obtiene mediante la valorización del biogás generado como energía eléctrica y térmica asumiendo el uso de un sistema de microgeneración (micro-CHP) Honda Ecowill, por ser el más acorde en tamaño para la instalación ($P_{\text{el}} = 1 \text{ kW}$, $P_{\text{th}} = 2,8 \text{ kW}$, $\eta_{\text{el}} = 22,5\%$ y $\eta_{\text{th}} = 63,0\%$) (Roselli et al., 2011). Como valor del poder calorífico inferior (PCI) del metano se considera $35.725 \text{ kJ Nm}^{-3}$ (Demosthenous et al., 2016).

Para calcular la demanda de energía térmica del sistema (Q_{Proc}) se emplea la expresión 7.4, para la que se supone que el residuo posee una densidad y un calor específico igual al del agua junto con un diferencial térmico medio durante el periodo analizado de $18 \text{ }^{\circ}\text{C}$, según una estación meteorológica cercana. El coeficiente global de transmisión de calor (UA), tiene un valor de $13,97 \text{ W m}^{-2}$, según lo calculado con base al anexo 3.

La determinación del consumo eléctrico de la instalación se realizará para cada uno de los estados de funcionamiento definidos (Operación, Calefacción, Recirculación, Alimentación y Trituración), teniendo en cuenta para ello los actuadores involucrados en cada uno, su potencia, porcentaje de tiempo de operación dentro de cada estado de funcionamiento y el tiempo que el sistema se encuentra en cada uno de dichos estados. La distribución temporal utilizada para cada actuador dentro de cada estado de funcionamiento será la misma que la utilizada en el análisis energético realizado en el capítulo 6. El tiempo que el sistema se encuentra en cada estado de funcionamiento se estima de la siguiente manera:

- Tiempo Operación (T_O): Estará en estado de Operación siempre que no se encuentre en ningún otro.
- Tiempo Calefacción (T_C): El tiempo en estado de Calefacción será proporcional al aumento en la demanda de calor en el punto de operación teórico (Q_{PT}) respecto del punto de operación ensayado (Q_{PE}).
- Tiempo Recirculación (T_R): El tiempo en estado de Recirculación será inversamente proporcional a la relación entre el porcentaje de tiempo de calefacción del punto de operación ensayado (T_{CE}) y del punto de operación teórico (T_{CT}), para que se tenga en cuenta su disminución por el solapamiento con el estado de Calefacción.

C7. Evaluación de la eficiencia y madurez tecnológica de la microplanta

- Tiempo Alimentación (T_A): El porcentaje de tiempo en estado de Alimentación será proporcional al aumento en la VCO del punto de operación teórico (VCO_T) respecto del ensayado (VCO_E).
- Tiempo Trituración (T_T): El porcentaje de tiempo en estado de Trituración se calculará como el cociente entre el caudal de residuo alimentado (Q_{Res}) y la velocidad de trituración (V_{Trit}).

En este caso los parámetros VCO_E y VCO_T toman valores de 1,06 y 2,7 g SV $L_{dig}^{-1} d^{-1}$ respectivamente. El volumen de residuo alimentado diariamente (Q_{Res} , $L_{resid} d^{-1}$) toma un valor de 55,9 $L_{resid} d^{-1}$ para las condiciones indicadas. La tabla 7.1. resume los principales parámetros.

Una vez definidos los distintos flujos energéticos se determinarán dos parámetros indicativos del comportamiento energético de la unidad de digestión:

- Coeficiente de funcionamiento térmico (COP_{th}), que indicará la relación entre la energía térmica útil producida y la energía térmica consumida.
- Coeficiente de funcionamiento eléctrico (COP_{el}), que indicará la relación entre la energía eléctrica producida y la energía eléctrica consumida.

7.3.2 Determinación del nivel de madurez tecnológica

Para la determinación del nivel de madurez tecnológica se ha utilizado la escala TRL (*Technology Readiness Level* por sus siglas en inglés) ya que es la adoptada por la Comisión Europea para la evaluación del nivel de madurez de tecnologías clave, la toma de decisiones de inversión y la comparación de resultados y expectativas de proyectos dentro del contexto de la I+D+i a nivel europeo (European Commission, 2012). Esta metodología fue desarrollada por la NASA durante las décadas de los 70 y 80 y redefinida posteriormente en la década de los 90 (Mankins, 2009). Actualmente es ampliamente aceptada por gobiernos e industria como una herramienta para determinar la madurez de una cierta tecnología, facilitando la reducción de riesgos en la toma de decisiones a la hora de realizar inversiones.

Tabla 7.1 Parámetros de consumo energético para VCO de 2,7 g SV L_{dig}⁻¹ d⁻¹

Estado de funcionamiento	Bomba principal (810W)	B. sum. Dep. Aux. (400W)	Triturador (2200W)	Bomba calefacción (45W)	Agitador (650W)	Control (Aut. y PC) (50W)	Tiempo de funcionamiento Experimental (%)	Tiempo de funcionamiento (%)
Operación	810W 0%	400W 0%	2.200W 0%	45W 0%	650W 0%	50W 100%	73,30%	$T_O=1-T_C-T_R-T_A$
Calefacción	810W 100%	400W 0%	2.200W 0%	45W 100%	650W 0%	50W 100%	23,01%	$T_C=23,01 Q_{PT}/Q_{PE}$
Recirculación	810W 100%	400W 0%	2.200W 0%	45W 0%	650W 0%	50W 100%	2,27%	$T_R=2,27 T_{CE}/T_{CT}$
Alimentación	810W 15%	400W 50%	2.200W 0,00%	45W 15%	650W 35%	50W 100%	1,42%	$T_A=1,42 VCO_T/VCO_E$
Trituración	810W 0%	400W 0%	2.200W 100%	45W 0%	650W 0%	50W 0%	-	$T_T=Q_{Res}/V_{Trit}$

C7. Evaluación de la eficiencia y madurez tecnológica de la microplanta

La escala TRL consta de nueve niveles que definen el nivel de desarrollo de una determinada tecnología, según puede observarse en la figura 7.2. Son los siguientes (DOD, 2011):

- TRL 1: Idea básica. Investigación científica básica acerca de principios básicos que pueden ser utilizados en nuevas tecnologías.
- TRL 2: Concepto o tecnología formulados. Identificación de principios potenciales de aplicación y su concepto tecnológico.
- TRL 3: Prueba de concepto. Desarrollo técnico del concepto para verificar su viabilidad técnica y comercial.
- TRL 4: Validación a nivel de componentes en laboratorio. Realización de primeras pruebas de prototipos a escala de laboratorio.
- TRL 5: Validación a nivel de componentes en entorno relevante. Escalado de prototipos y realización de ensayos de preproducción.
- TRL 6: Validación a nivel de sistema en entorno relevante. Desarrollo de prototipos operativos para su integración en un entorno real de trabajo.
- TRL 7: Validación del sistema en entorno real. Operación de prototipos en un entorno de trabajo real.
- TRL 8: Validación y certificación completa en entorno real. Implementación de sistema operativo en entorno real.
- TRL 9: Pruebas con éxito en entorno real. Operación del sistema con resultados satisfactorios en entorno real.

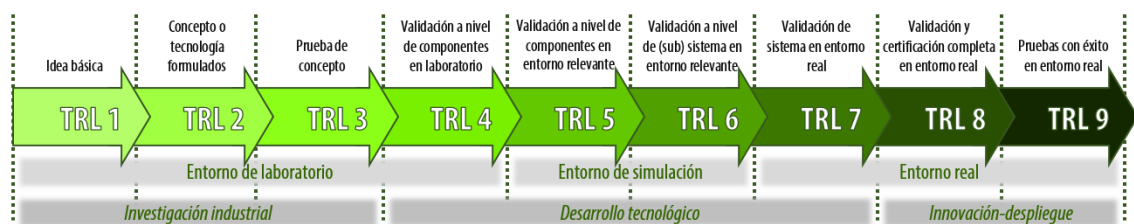


Figura 7.2 Escala de niveles TRL

7.4 RESULTADOS Y DISCUSIÓN

En este apartado se determinan los puntos en los que se ha encontrado operando la planta durante los ensayos realizados y se simula su funcionamiento para VCO como las

referenciadas en la bibliografía con el objetivo de determinar la viabilidad del proceso a pequeña escala.

7.4.1 Contenido en SV del sustrato de alimentación

La figura 7.3 representa la superficie obtenida para los valores de contenido en SV del sustrato alimentado en función de las variaciones del contenido en SV del residuo y del líquido de dilución. También se representa el punto de operación en el que ha tenido lugar el ensayo y el punto teórico para la realización de los balances de materia y energía, considerando como supuesto de funcionamiento una VCO de $2,7 \text{ g SV L}_{\text{dig}}^{-1} \text{ d}^{-1}$. El aumento en el contenido en SV de la corriente de dilución genera un aumento directo en el contenido en SV del sustrato alimentado al digestor desde los $58,6 \text{ g SV L}^{-1}$ hasta los $69,5 \text{ g SV L}^{-1}$, asumiendo como constantes las características del residuo.

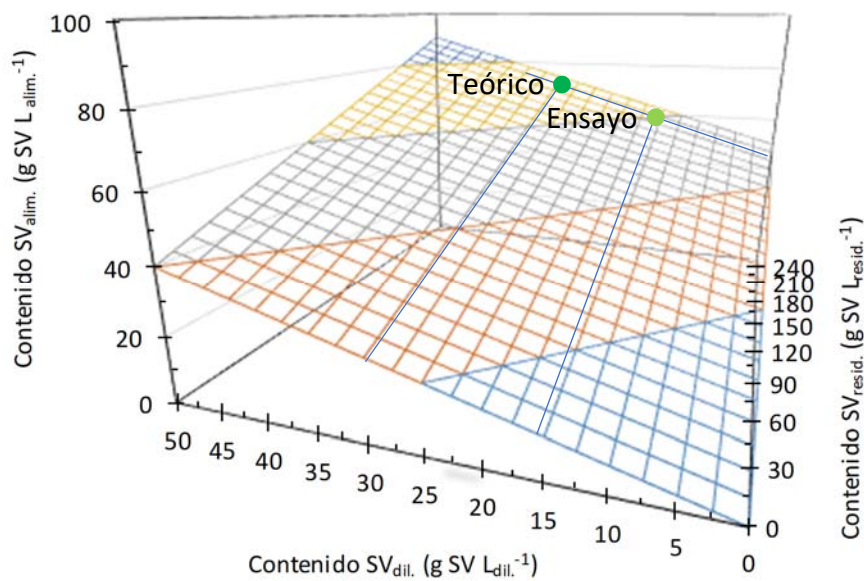


Figura 7.3 Representación del contenido en SV del sustrato alimentado al digestor ($\text{g SV L}_{\text{alm.}}^{-1}$)

7.4.2 Velocidad de carga orgánica

La figura 7.4 representa el comportamiento del parámetro VCO del proceso de digestión anaerobia. Se observa que un aumento en la VCO hasta los $2,7 \text{ g SV L}_{\text{dig}}^{-1} \text{ d}^{-1}$ supondría un aumento considerable del flujo de alimentación pasando de $130,2 \text{ L d}^{-1}$ a $279,7 \text{ L d}^{-1}$, a pesar del aumento del contenido en SV del sustrato alimentado.

C7. Evaluación de la eficiencia y madurez tecnológica de la microplanta

El aumento en la VCO también se reflejaría en la disminución del TRH que pasaría de 55,3 a 25,7 días si se considera como parámetro de variación el volumen de alimentación, mientras que el TRH se modificaría de 276,5 a 128,7 días si únicamente se considera el volumen de residuo. Este último tiempo de residencia se encuadra en los valores encontrados en la literatura. Banks et al. (2011) utilizan un TRH de 80 días, inferior a nuestro caso, debido posiblemente a la relación de dilución utilizada. Por otro lado, Walker et al. (2017) utilizaron un TRH de 127,2 prácticamente igual al obtenido en este trabajo.

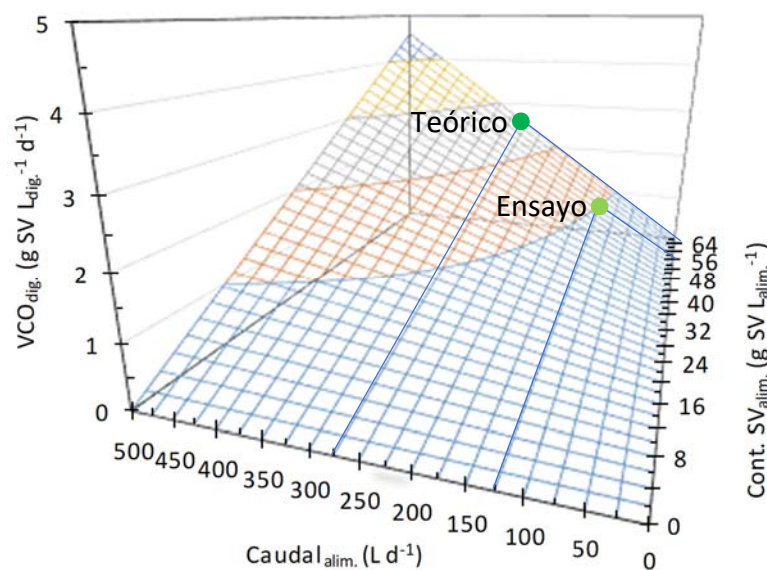


Figura 7.4 Representación de la VCO del digestor ($g SV L_{dig}^{-1} d^{-1}$)

7.4.3 Demanda de energía térmica y uso del sistema de calefacción

Las ecuaciones asociadas al sistema de calefacción entregan como resultado la representación de la figura 7.5 donde se representa el porcentaje de uso del sistema de calefacción en función del caudal de alimentación (Q_{alim}) y de la diferencia de temperatura entre el ambiente y el proceso. Se observa que, para el ensayo realizado, el sistema de calefacción opera en el rango entre 0 y 45% para diferencias de temperatura entre 0 y 35 °C. Para la VCO supuesta se observa que para el mismo rango de diferencia de temperatura operaría entre el 0 y el 75%. Estos datos ponen de manifiesto que el sistema de calefacción de la planta y su aislamiento se encuentran dimensionados equilibradamente entre ellos y acorde a la VCO que soportaría el

proceso, siempre y cuando la planta se encuentre operando a temperaturas superiores a los 0 °C.

El resultado obtenido se ajusta a los derivados de la operación del sistema de calefacción presentados en el capítulo 6. Para el periodo seleccionado entre 55-90 días el sistema de calefacción presentaba un porcentaje de funcionamiento del 23%, que según el balance de energía supondría una diferencia media de temperatura de 18 °C.

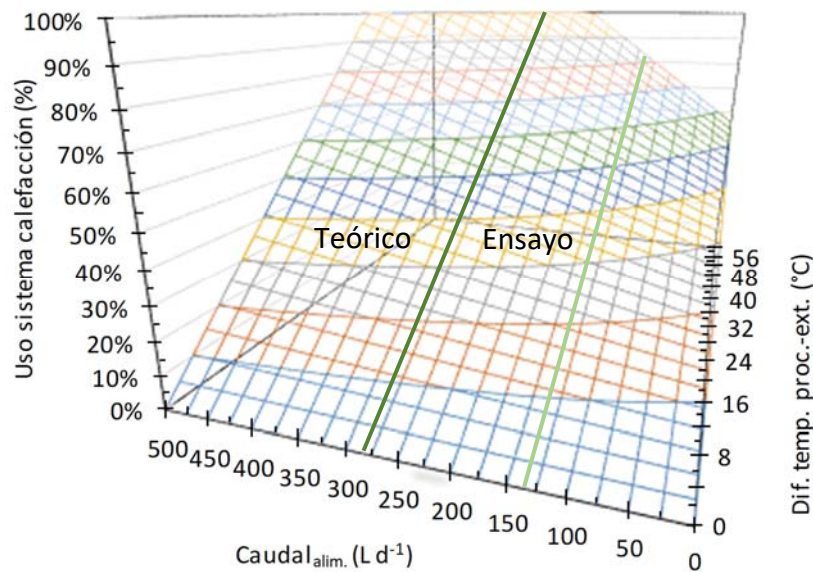


Figura 7.5 Representación del uso del sistema de calefacción (%)

7.4.4 Volumen de alimentación por ciclo

La figura 7.6 muestra el volumen alimentado en cada ciclo (V_{alim}) en función de Q_{alim} y de P_{alim} . Únicamente se representan curvas entre 50 y 150 L ciclo⁻¹ debido a las limitaciones que presenta el sistema de alimentación utilizado.

Las ecuaciones ponen de manifiesto que para los ensayos realizados fue necesario alimentar 65 L cada 12 horas (equivalente a 130 L cada 24 horas). Además, se establece que para la VCO planteada existen varias combinaciones que satisfacen los requerimientos de alimentación entre las que se destaca 70 L en periodos de 6 horas.

La posibilidad de mantener constante Q_{alim} variando los parámetros V_{alim} y P_{alim} permite que la instalación sea capaz de adaptarse al proceso de digestión anaerobia, realizando alimentaciones de menor volumen de manera más frecuente. Esta estrategia de alimentación impide que el proceso sufra fuertes reducciones de pH en los momentos

C7. Evaluación de la eficiencia y madurez tecnológica de la microplanta

inmediatamente posteriores a la alimentación, como sucedería cuando se emplean determinados sustratos fácilmente degradables, contribuyendo así a la estabilidad del proceso.

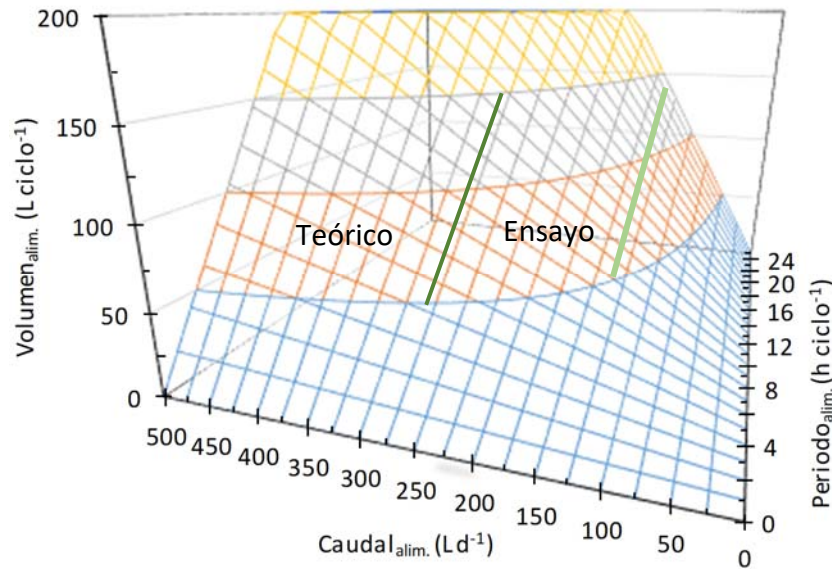


Figura 7.6 Representación del funcionamiento del sistema de alimentación. Volumen de alimentación ($L_{alim.} ciclo^{-1}$)

7.4.5 Tasa de recirculación

La figura 7.7 representa la capacidad de operación del sistema de recirculación mediante el parámetro T_{Recirc} . Durante el ensayo se ha utilizado un periodo de recirculación de 10 min en ciclos de 6 horas, lo que implica una T_{Recirc} de cerca de 1,4 renovaciones d^{-1} , esto es una T_{Renov} de unas 17 h (programadas). La recirculación debida al estado de Calefacción para las condiciones teóricas equivaldría a un t_{Renov} en torno a 1 h. Este valor comparado con el utilizado por Cabbai et al. (2016), que utiliza tiempos de renovación de 4 h, implica un mayor grado de agitación y por lo tanto garantiza la reducción de la estratificación de la temperatura en el digestor y favorece la homogeneidad de la mezcla, por lo que el periodo de recirculación prácticamente podría eliminarse o reducirse considerablemente.

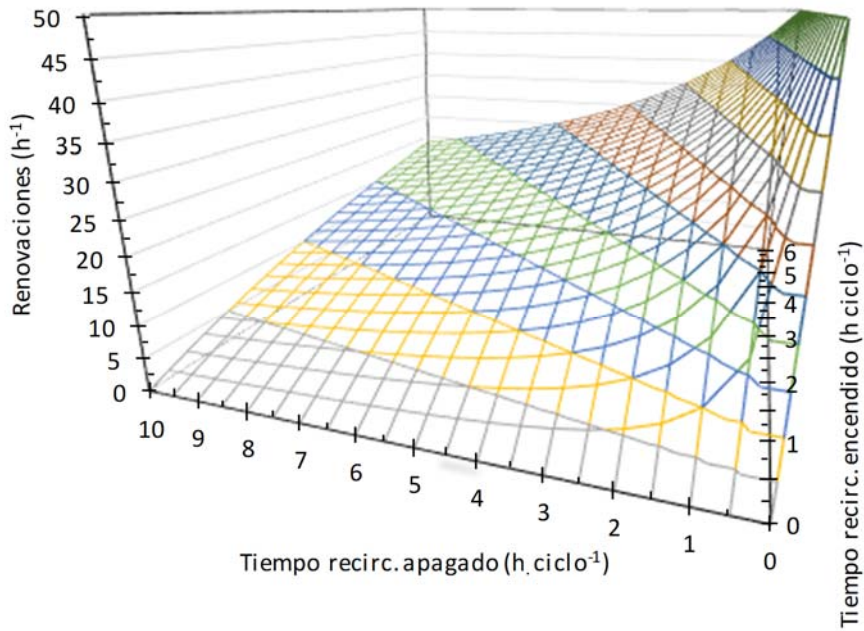


Figura 7.7 Representación del sistema de recirculación. Renovaciones (h⁻¹)

7.4.6 Producción de biogás

La figura 7.8 muestra la capacidad de evacuación de biogás del sistema mediante el parámetro F_{Cont} en función de la producción de metano y de la VCO. Durante la realización del ensayo se ha observado que ni siquiera se alcanza el 5% de la capacidad del contador de gas, mientras que para las condiciones modelizadas no se supera el 10%.

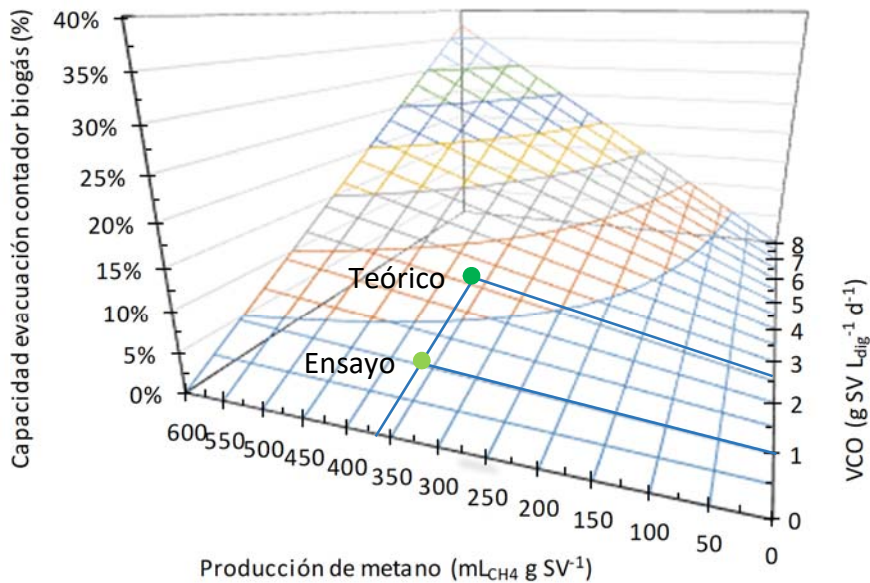


Figura 7.8 Representación de la capacidad de evacuación del contador de gas (%)

7.4.7 Balance energético

La operación de la planta en las condiciones de trabajo marcadas por el punto de operación teórico produciría una energía contenida en el biogás de $12.864 \text{ kJ kg SV}^{-1}$. Este parámetro se ha considerado constante para las dos situaciones evaluadas dado que la producción de metano no se ha considerado que se vea afectada por el incremento en la VCO. De este mismo modo, la cantidad generada de energía eléctrica es de $2.894 \text{ kJ kg SV}^{-1}$ y de $8.104 \text{ kJ kg SV}^{-1}$ para la energía térmica.

En cuanto a la demanda de energía térmica, se observa un descenso en el punto de operación teórico respecto al ensayado, desde los 3.065 a los $2.407 \text{ kJ kg SV}^{-1}$. Este descenso es debido a que las fugas térmicas del digester se mantienen constantes independientemente de la VCO aplicada.

El caso de la demanda de energía eléctrica tiene un comportamiento similar al de la energía térmica, produciéndose un descenso en el punto de operación teórico respecto al ensayado, desde los 3.061 a los $1.725 \text{ kJ kg SV}^{-1}$. En este caso el descenso es más pronunciado debido a que los consumos de los diferentes actuadores eléctricos se mantienen prácticamente constantes a pesar del aumento en la VCO, salvo la bomba principal y la de calefacción que aumentan su consumo debido a las mayores necesidades de calefacción. La tabla 7.2 muestra el porcentaje de tiempo que se encuentra en funcionamiento cada uno de los actuadores en cada uno de los estados de funcionamiento, tanto durante el ensayo como en el punto de operación teórico.

C7. Evaluación de la eficiencia y madurez tecnológica de la microplanta

Tabla 7.2 Distribución de tiempos de funcionamiento de los diferentes actuadores en el punto de operación ensayado y en punto de operación teórico

Estado de funcionamiento	Distribución de tiempos de funcionamiento (%)					
	Bomba principal	B. Sum. Dep. Aux	Triturad.	Bomba calefacción	Agitador	Control
Operación	E					73,3
	T					45,5
Calefacción	E	23,0		23,0		23,0
	T	49,4		49,4		49,4
Recirculación	E	2,3				2,3
	T	1,5				1,5
Alimentación	E	0,2	0,7	0,2	0,5	1,4
	T	0,6	1,8		1,2	3,6
Trituración	E		0,3			
	T		0,5			

La figura 7.9 muestra el diagrama de Sankey del punto de operación teórico. A partir de los datos de este diagrama se calculan los parámetros COP_{th} y COP_{el} . El COP_{th} se ve aumentado desde 2,64 hasta 3,37, debido a que las pérdidas de calor se mantienen constantes ocasionando un mejor rendimiento térmico por unidad de SV. El COP_{el} tiene un comportamiento similar al COP_{th} , en este caso asciende desde 0,95 hasta 1,68, por un motivo similar al del caso anterior, dado que muchos de los consumos eléctricos se mantienen constantes o varían mínimamente independientemente de la VCO utilizada. Es evidente, por tanto, que estos parámetros simplemente se optimizan incrementando la VCO del sistema.

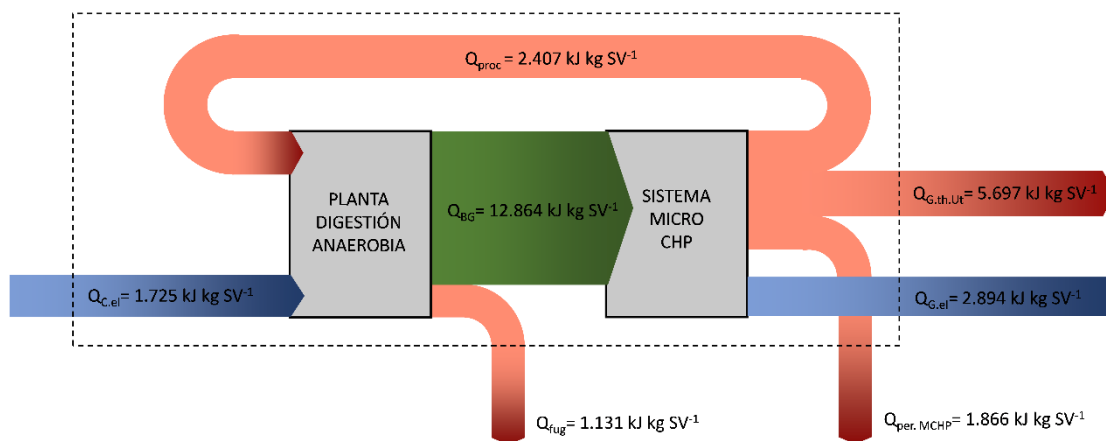


Figura 7.9 Diagrama de Sankey en el punto de operación teórico con VCO de $2,7 \text{ g SV L}_{dig}^{-1} \text{ d}^{-1}$

Comparando estos resultados con los obtenidos por Walker et al. (2017) (COP_{th} 5,55 y COP_{el} 1,47) se observa que en nuestro caso el COP_{th} resulta sensiblemente inferior, lo que pone de manifiesto las posibilidades de mejora principalmente en el rendimiento del sistema de calefacción. En el caso del COP_{el} se observa que el valor obtenido resulta ligeramente superior a pesar de verse lastrado por el consumo eléctrico del sistema de calefacción basado en la recirculación (consumo de la bomba principal).

Los ensayos realizados a lo largo de los capítulos 6 y 7 han permitido validar la operatividad del prototipo de microplanta flexible de digestión anaerobia integrada en un centro de tratamiento de residuos orgánicos situado en Algodor (Toledo). Al tratarse de un entorno de trabajo real, dicha validación permite clasificar esta tecnología dentro del esquema de niveles de madurez tecnológica con un TRL de 7.

7.5 CONCLUSIONES

El prototipo resulta completamente funcional en un entorno de trabajo real, viéndose su funcionamiento limitado únicamente por la VCO del proceso de digestión anaerobia, dado que el resto de sistemas estudiados (calefacción, recirculación, evacuación de gas, etc.), no resultan limitantes para el proceso.

Sin embargo, existen determinados puntos débiles en los que cabe la posibilidad de mejorar. Entre ellos destaca principalmente la eficiencia del sistema de calefacción, ya que requiere una gran cantidad de energía tanto eléctrica como térmica para su funcionamiento, suponiendo en total más del 80% de la energía consumida en la instalación. El empleo de un sistema de calefacción más eficiente permitiría reducir tanto el consumo térmico como eléctrico, mejorando los indicadores de rendimiento energético y por tanto el rendimiento global de la instalación.

La VCO del proceso resulta determinante para su rendimiento general, ya que influye directamente sobre los consumos energéticos por unidad de SV y por lo tanto sobre los indicadores de rendimiento energético. El prototipo resulta energéticamente sostenible tanto térmica como eléctricamente siempre que se opere a VCO altas, pudiendo alcanzar valores de 3,37 para el COP_{th} y de 1,68 para el COP_{el} si el prototipo opera a un

C7. Evaluación de la eficiencia y madurez tecnológica de la microplanta

VCO de 2,7 g SV L_{dig}⁻¹ d⁻¹. El rendimiento energético global del prototipo se ve lastrado por su pequeño tamaño, limitando su aplicación casi exclusivamente al autoconsumo.

En cuanto a su nivel de madurez tecnológica, el prototipo dispone de un TRL de 7, ya que este se ha operado en un entorno de trabajo real. Para lograr alcanzar TRL de 8 y 9 sería necesario integrar un sistema de micro-CHP de manera que se lograra implementar el sistema en un entorno real y certificar su funcionamiento con resultados satisfactorios.

7.6 BIBLIOGRAFÍA

- Banks, C.J., Chesshire, M., Heaven, S., Arnold, R., 2011. Anaerobic digestion of source-segregated domestic food waste: Performance assessment by mass and energy balance. *Bioresour. Technol.* 102, 612–620. doi:10.1016/j.biortech.2010.08.005
- Bouallagui, H., Rachdi, B., Gannoun, H., Hamdi, M., 2009. Mesophilic and thermophilic anaerobic co-digestion of abattoir wastewater and fruit and vegetable waste in anaerobic sequencing batch reactors. *Biodegradation* 20, 401–409. doi:10.1007/s10532-008-9231-1
- Budzianowski, W.M., 2016. A review of potential innovations for production, conditioning and utilization of biogas with multiple-criteria assessment. *Renew. Sustain. Energy Rev.* 54, 1148–1171. doi:10.1016/j.rser.2015.10.054
- Cabbai, V., De Bortoli, N., Goi, D., 2016. Pilot plant experience on anaerobic codigestion of source selected OFMSW and sewage sludge. *Waste Manag.* 49, 47–54. doi:10.1016/j.wasman.2015.12.014
- Carvalho, M., Cassidy, J., Ribeiro, J.M., Oliveira, B.A., Freitas, E.B., Roca, C., Carvalho, G., Oehmen, A., Reis, M.A.M., 2018. Performance of a two-stage anaerobic digestion system treating fruit pulp waste : The impact of substrate shift and operational conditions 78, 434–445. doi:10.1016/j.wasman.2018.06.013
- Demosthenous, E., Borghesi, G., Mastorakos, E., Cant, R.S., 2016. Direct Numerical Simulations of premixed methane flame initiation by pilot n-heptane spray autoignition. *Combust. Flame* 163, 122–137. doi:10.1016/j.combustflame.2015.09.013
- DOD, 2011. Technology Readiness Assessment (TRA) Guidance. SpringerReference. doi:10.1007/SpringerReference_24357
- European Commission, 2012. A European strategy for Key Enabling Technologies – A bridge to growth and jobs.
- Huiru, Z., Yunjun, Y., Liberti, F., Pietro, B., Fantozzi, F., 2019. Technical and economic feasibility analysis of an anaerobic digestion plant fed with canteen food waste. *Energy Convers. Manag.* 180, 938–948. doi:10.1016/j.enconman.2018.11.045
- Kopsahelis, A., Stavropoulos, K., Za, C., Kornaros, M., 2018. Anaerobic co-digestion of End-of-Life dairy products with agroindustrial wastes in a mesophilic pilot-scale two-stage system : Assessment of system ' s performance 165, 851–860. doi:10.1016/j.enconman.2018.04.017

- Lin, L., Shah, A., Keener, H., Li, Y., 2019. Techno-economic analyses of solid-state anaerobic digestion and composting of yard trimmings. *Waste Manag.* 85, 405–416. doi:10.1016/j.wasman.2018.12.037
- Mankins, J.C., 2009. Technology readiness assessments: A retrospective. *Acta Astronaut.* doi:10.1016/j.actaastro.2009.03.058
- Maragkaki, A.E., Fountoulakis, M., Gypakis, A., Kyriakou, A., Lasaridi, K., Manios, T., 2016. Pilot-scale anaerobic co-digestion of sewage sludge with agro-industrial by-products for increased biogas production of existing digesters at wastewater treatment plants. *Waste Manag.* 59, 362–370. doi:10.1016/j.wasman.2016.10.043
- Menon, A., Wang, J.-Y., Giannis, A., 2016. Optimization of micronutrient supplement for enhancing biogas production from food waste in two-phase thermophilic anaerobic digestion. *Waste Manag.* 59, 465–475. doi:10.1016/j.wasman.2016.10.017
- Micolucci, F., Gottardo, M., Pavan, P., Cavinato, C., Bolzonella, D., 2018. Pilot scale comparison of single and double-stage thermophilic anaerobic digestion of food waste. *J. Clean. Prod.* 171, 1376–1385. doi:10.1016/j.jclepro.2017.10.080
- Nielfa, A., Cano, R., Fdz-Polanco, M., 2015. Theoretical methane production generated by the co-digestion of organic fraction municipal solid waste and biological sludge. *Biotechnol. Reports* 5, 14–21. doi:10.1016/j.btre.2014.10.005
- Roselli, C., Sasso, M., Sibilio, S., Tzscheutschler, P., 2011. Experimental analysis of microgenerators based on different prime movers. *Energy Build.* 43, 796–804. doi:10.1016/j.enbuild.2010.11.021
- Scano, E.A., Asquer, C., Pistis, A., Ortu, L., Demontis, V., Cocco, D., 2014. Biogas from anaerobic digestion of fruit and vegetable wastes: Experimental results on pilot-scale and preliminary performance evaluation of a full-scale power plant. *Energy Convers. Manag.* 77, 22–30. doi:10.1016/j.enconman.2013.09.004
- Tamilarasan, K., Kavitha, S., Banu, J.R., Arulazhagan, P., Tae, I., 2017. Bioresource Technology Energy-efficient methane production from macroalgal biomass through chemo disperser liquefaction. *Bioresour. Technol.* 228, 156–163. doi:10.1016/j.biortech.2016.12.102
- Walker, M., Theaker, H., Yaman, R., Poggio, D., Nimmo, W., Bywater, A., Blanch, G., Pourkashanian, M., 2017. Assessment of micro-scale anaerobic digestion for management of urban organic waste: A case study in London, UK. *Waste Manag.* 61, 258–268. doi:10.1016/j.wasman.2017.01.036
- Wang, L., Shen, F., Yuan, H., Zou, D., Liu, Y., Zhu, B., Li, X., 2014. Anaerobic co-digestion of kitchen waste and fruit/vegetable waste: Lab-scale and pilot-scale studies. *Waste Manag.* 34, 2627–2633. doi:10.1016/j.wasman.2014.08.005

Xie, S., Lawlor, P.G., Frost, P., Dennehy, C.D., Hu, Z., Zhan, X., 2017. International Biodeterioration & Biodegradation A pilot scale study on synergistic effects of co-digestion of pig manure and grass silage. *Int. Biodeterior. Biodegradation* 123, 244–250. doi:10.1016/j.ibiod.2017.07.005

CAPÍTULO 8

CONCLUSIONES GENERALES

Este trabajo demuestra que la valorización de residuos orgánicos mediante microplantas descentralizadas de digestión anaerobia resulta viable técnica y ambientalmente, no así económicamente, debido principalmente al tamaño de la instalación. A su vez, se expone una metodología basada en el análisis calorimétrico con capacidad para determinar el grado de estabilización de los digeridos.

Los ensayos de digestión anaerobia realizados a escala de laboratorio con residuos de frutas y verduras han puesto de manifiesto que la hidrólisis inicial permite la conservación del material sin afectar de manera negativa al potencial de producción de metano del residuo. La digestión anaerobia de este tipo de residuos no resulta viable si no se mantiene una adecuada relación C/N y el medio se encuentra adecuadamente tamponado. Si se mantienen estas dos condiciones el proceso podría ser llevado a cabo de manera estable con mucha probabilidad, a VCO inferiores a $3,5 \text{ g SV L}^{-1}\text{d}^{-1}$.

La digestión anaerobia de residuos permite su valorización mediante la producción de biogás, pero no debe olvidarse la estabilización de la materia orgánica. Elevadas tasas de alimentación provocan la generación de digeridos con alto carácter putrescible. Es importante determinar de forma rápida y sencilla el grado de estabilización alcanzado. El análisis calorimétrico diferencial de barrido permite evaluar fácilmente el estado de la materia orgánica aún en el caso de residuos cuyo comportamiento térmico dificultaría la determinación del avance de la degradación, como en el caso estudiado de codigestión de glicerinas.

La aplicación de la metodología de análisis de ciclo de vida y coste de ciclo de vida a diferentes escenarios tanto para la logística del tratamiento de los residuos de frutas y verduras como para la valorización del biogás producido han puesto de manifiesto que la mejor opción desde el punto de vista medioambiental y económico es el transporte por carretera mediante vehículos convencionales y la utilización del biogás como combustible en unidades de cogeneración de energía térmica y eléctrica. Esto se debe principalmente a que la energía generada a partir del biogás sustituye a la producida a partir de combustibles fósiles y a que, de los escenarios planteados, la valorización de biogás mediante su uso como combustible en unidades de cogeneración y el transporte de los residuos por carretera presenta menores costes de inversión, operativos y de desmantelamiento que la producción de biometano para su uso como combustible en

automoción o el transporte de residuos mediante un sistema de bombeo. Los resultados económicos negativos de los tres escenarios propuestos ponen de manifiesto la necesidad de un aumento de escala de los sistemas. Dicho aumento debería realizarse introduciendo en el escenario otro tipo de residuos que permitieran complementar los residuos de frutas y verduras, permitiendo alcanzar un proceso de digestión más estable y por tanto reduciendo también las necesidades de los complementos utilizados en el proceso. La fabricación de un producto de alto valor añadido como un biofertilizante basado en PGPRs, que facilita la asimilación de nutrientes y permite reducir las necesidades de fertilización química, resulta clave para los resultados tanto económicos como medioambientales.

En cuanto a los ensayos realizados a escala piloto, se destaca la capacidad técnica de la instalación para llevar a cabo el tratamiento y aprovechamiento de los flujos de residuos asimilables a FORSU mediante digestión anaerobia de manera estable. El análisis energético de la instalación ante un hipotético uso de un sistema de microgeneración pone de manifiesto los bajos rendimientos tanto térmico como eléctrico, que en este último caso no llega a ser sostenible. Ambos rendimientos se ven lastrados por un lado por la baja VCO a la que ha tenido lugar los ensayos, la cual limita la cantidad de biogás producido y por tanto de energía generada, y por otro, la baja eficiencia del sistema de calefacción lo que provoca consumos energéticos elevados (tanto térmicos como eléctricos).

La evaluación teórica de un prototipo de microplanta flexible de digestión anaerobia permitió determinar los puntos clave para la optimización del sistema, principalmente las mejoras del sistema de calefacción de la instalación, las cuales repercutirían sensiblemente en su comportamiento energético. A pesar de ello, el pequeño tamaño de la instalación sigue siendo un factor limitante.

Los ensayos realizados con el prototipo de microplanta flexible de digestión anaerobia han permitido validar su operatividad en un entorno de trabajo real, clasificándolo con un nivel de madurez tecnológica TRL de 7. Dicha operatividad abre la puerta a la realización de nuevas actuaciones que permitirían alcanzar mayores niveles de madurez tecnológica. Para ello sería necesario integrar en el prototipo de microplanta flexible de

digestión anaerobia un sistema de aprovechamiento energético como, por ejemplo, un sistema de microcogeneración.

Se considera necesario definir un tamaño óptimo de planta de manera que equilibrara su viabilidad económica y ambiental. A pesar de ser posible superar las barreras técnicas, la introducción en el mercado de este tipo de tecnología de forma masiva quedaría condicionada a otro tipo de barreras como las regulatorias. Actualmente es necesario un desarrollo legal que regule: 1) la implantación de la generación distribuida, junto con la normativa técnica necesaria para la introducción de esta forma de generación en el sistema energético, de manera que se garantizara su fiabilidad, seguridad y calidad de suministro y 2) la gestión de los residuos orgánicos, de modo que se asegure un adecuado tratamiento y aprovechamiento. Por otra parte, existen las barreras económicas que, para superarlas, sería necesario establecer un contexto económico que hiciera interesante este tipo de inversiones.

ANEXO 1

DATOS ANÁLISIS DE CICLO DE VIDA Y COSTE DE
CICLO DE VIDA

9.1 INTRODUCCIÓN

Este anexo define las características de cada uno de los subsistemas de los tres escenarios descritos en el capítulo 5: Escenario 1 (E1), Escenario 2 (E2) y Escenario 3 (E3) a los que se realizó el análisis de ciclo de vida (LCA) y el coste de ciclo de vida (LCC).

Se parte del dato de producción anual de residuos de frutas y verduras de 1000 t año⁻¹.

9.2 TRITURACIÓN E HIDRÓLISIS

9.2.1 Datos de partida

Se dispone de dos puntos de producción, por lo que existen dos puntos de generación de residuos, lo que implica la necesidad de usar dos tanques para el almacenamiento del residuo triturado y dos trituradores. Los datos de partida son los siguientes:

Tabla A1.1 Datos de partida trituración e hidrólisis E1, E2 y E3

Trituración e hidrólisis	Características	Fuente
Tanque A	7m ³ ; Peso: 1.703 kg (hormigón)	FLEXINER
Tanque B	8m ³ ; Peso: 1.946 kg (hormigón)	FLEXINER
Triturador Muffin Monster Mod. 30005-0012	Peso: 200 kg (acero) 2 Ud. Pot.: 2,2 kW _{el} Vel. Trit.: 6 kg min ⁻¹	Fabricante Observación
Coste Tanque A	2.500,00 € ud ⁻¹	FLEXINER
Coste Tanque B	3.000,00 € ud ⁻¹	FLEXINER
Coste triturador	4.000,00 € ud ⁻¹	FLEXINER
Valor de los materiales al final de su vida útil	5% Coste inicial	FLEXINER

9.2.2 E1, E2 Y E3

Materiales

Tabla A1.2 Materiales trituración e hidrólisis E1, E2 y E3

Trituración e hidrólisis	Materiales	
	Consumidos	Producidos
Tanque A	1703 kg (hormigón)	
Tanque B	1946 kg (hormigón)	
Triturador	400 kg (acero)	
Residuo hidrolizado		1.000 t año ⁻¹

Energía

Consumo energético trituración.

$$6 \frac{kg_{res.}}{min} \cdot \frac{60 min}{1 h} \cdot \frac{1 t}{1.000 kg} \cdot \frac{1 año}{1.000 t} \cdot \frac{1}{2,2 kW_{el}} = 6.110 \frac{kWh_{el}}{año}$$

Tabla A1.3 Energía trituración e hidrólisis E1, E2 y E3

Trituración e hidrólisis	Energía			
	Térmica		Eléctrica	
	Consumida	Generada	Consumida	Generada
Sist. Trituración			6.110 kWh _{el} año ⁻¹	
TOTAL			6.110 kWh_{el} año⁻¹	

Costes

Tabla A1.4 Costes trituración e hidrólisis E1, E2 y E3

Trituración e hidrólisis	Uds.	Coste unitario	Total
Tanque A	1	2.500,00 € ud ⁻¹	2.500,00 €
Tanque B	1	3.000,00 € ud ⁻¹	3.000,00 €
Triturador	2	4.000,00 € ud ⁻¹	8.000,00 €
TOTAL			13.500,00 €

Ingresos

Valor de los materiales al final de la vida útil

$$5\% \cdot 8.000,00 \text{ €} = 400,00 \text{ €}$$

Tabla A1.5 Ingresos trituración e hidrólisis E1, E2 y E3

Trituración e hidrólisis	Uds.	Coste unitario	Total
Valor de los materiales al final de la vida útil	1 ud.	400,00 € ud ⁻¹	400,00 €
TOTAL			400,00 €

9.3 TRANSPORTE**9.3.1 Datos de partida**

Tabla A1.6 Datos partida transporte E1, E2 y E3

Transporte	Distancia	Generac. de resid.	Frec. recogida	Fuente
Punto A	37 km	450 t año ⁻¹	2 veces semana ⁻¹	FLEXINER
Punto B	42 km	550 t año ⁻¹	2 veces semana ⁻¹	FLEXINER

Tamaño mínimo del transporte.

$$550 \frac{t}{año} \cdot \frac{1 año}{52 sem} \cdot \frac{1 sem}{2 viajes} = 5,30 \frac{t}{viaje} \Rightarrow \text{Transporte} < 6 \text{ ton}$$

Distancia recorrida en vacío

$$37 \frac{km}{viaje vacío} \cdot \frac{2 viajes}{semana} \cdot \frac{52 semanas}{año} = 3.848 \frac{km vacío}{año}$$

$$42 \frac{km}{viaje vacío} \cdot \frac{2 viajes}{semana} \cdot \frac{52 semanas}{año} = 4.368 \frac{km vacío}{año}$$

$$\text{Distancia total en vacío} = 3.848 + 4.368 = 8.216 \frac{km vacío}{año}$$

Distancia recorrida en carga

$$37 \frac{km}{viaje cargado} \cdot \frac{2 viajes}{semana} \cdot \frac{52 semanas}{año} = 3.848 \frac{km cargado}{año}$$

$$42 \frac{\text{km}}{\text{viaje cargado}} \cdot \frac{2 \text{ viajes}}{\text{semana}} \cdot \frac{52 \text{ semanas}}{\text{año}} = 4.368 \frac{\text{km cargado}}{\text{año}}$$

$$\text{Distancia total en carga} = 3.848 + 4.368 = 8.216 \frac{\text{km cargado}}{\text{año}}$$

9.3.2 E1 Transporte por carretera (diésel)

Datos de partida E1

Tabla A1.7 Datos partida transporte E1

Transporte (E1)	Consumo medio	Fuente
Consumo medio Camión 3,5-7,5 t EURO5/RER U	0,094451 kg diésel km ⁻¹	EcoInvent
Densidad diésel	0,832 kg L ⁻¹	(Edwards et al., 2007)
Coste transporte en vacío	1,594 € km ⁻¹	(Forgatrans, n.d.)
Coste transporte en carga	1,116 € km ⁻¹	

Materiales

Consumo de combustible

$$16.432 \frac{\text{km}}{\text{año}} \cdot \frac{0,094451 \text{ kg diésel}}{\text{km}} \cdot \frac{1 \text{ L diésel}}{0,832 \text{ kg diésel}} = 1.865,41 \frac{\text{L diésel}}{\text{año}}$$

Tabla A1.8 Materiales transporte E1

Transporte (E1)	Materiales	
	Consumidos	Producidos
Camión 3,5-7,5 t EURO5/RER U	1.865,41 L (diésel) año ⁻¹	

Costes

Coste transporte en carga

$$8.216 \frac{\text{km carga}}{\text{año}} \cdot \frac{1,594 \text{ €}}{\text{km carga}} = 13.096,30 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

Coste transporte en vacío

$$8.216 \frac{\text{km vacío}}{\text{año}} \cdot \frac{1,116 \text{ €}}{\text{km vacío}} = 9.169,06 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

Coste total

$$13.096,30 + 9.169,06 = 22.265,36 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

Tabla A1.9 Costes transporte E1

Transporte (E1)	Uds.	Coste unitario	Total
Transporte	25 años	22.265,36 € año ⁻¹	556.634,00 €
TOTAL			556.634,00 €

9.3.3 E2 Transporte por carretera (biometano)

Datos de partida E2

Tabla A1.10 Datos de partida transporte E2

Transporte (E2)	Consumo medio	Fuente
PCI metano	35,7 MJ Nm ⁻³	(Demosthenous et al., 2016)
PCI diésel	11,7972 kWh kg ⁻¹	(Edwards et al., 2007)
Densidad diésel	0,832 kg L ⁻¹	(Edwards et al., 2007)
Precio medio diésel (2013-2017)	1,178 € L ⁻¹	(Ministerio de Energía Turismo y Agenda Digital, n.d.)

Material

Equivalencia energética entre diésel y biometano

$$\frac{1 \text{ Nm}^3 \text{ bioCH}_4}{35.700 \text{ kJ}} \cdot \frac{3.600 \text{ kJ}}{1 \text{ kWh}} \cdot \frac{11,7972 \text{ kWh}}{1 \text{ kg diésel}} = 1,190 \frac{\text{Nm}^3 \text{ bioCH}_4}{\text{kg diésel}}$$

Consumo de biometano equivalente

$$1.865,41 \frac{\text{L diésel}}{\text{año}} \cdot \frac{0,832 \text{ kg diésel}}{\text{L diésel}} \cdot \frac{1,190 \text{ Nm}^3 \text{ bioCH}_4}{\text{kg diésel}} = 1.846,90 \frac{\text{Nm}^3 \text{ bioCH}_4}{\text{año}}$$

Tabla A1.11 Materiales transporte E2

Transporte (E2)	Materiales	
	Consumidos	Producidos
Camión 3,5-7,5 t EURO5/RER U	1.846,90 Nm ³ bioCH ₄ año ⁻¹	

Costes

Se considera un coste de transporte igual al del E1 salvo por el coste del combustible:

$$1.865,41 \frac{L \text{ diésel}}{\text{año}} \cdot \frac{1,178 \text{ €}}{L \text{ diésel}} = 2.197,45 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

$$22.265,36 \frac{\text{€}}{\text{año}} - 2.197,45 \frac{\text{€}}{\text{año}} = 20.067,91 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

Tabla A1.12 Costes transporte E2

Transporte (E2)	Uds.	Coste unitario	Total
Transporte	25 años	20.067,91 € año ⁻¹	501.697,75 €
TOTAL			501.697,75 €

9.3.4 E3 Transporte por sistema de tuberías

Datos de partida E3

Tabla A1.13 Datos de partida transporte E3

Transporte (E3)	Características	Fuente
Sistema de tuberías	Longitud: 25 km	FLEXINER Adaptación EcoInvent
Coste energético bombeo	0,72 MJ t ⁻¹ km ⁻¹	(Lantz and Börjesson, 2014)
Características zanja	0,5 m ³ m ⁻¹	FLEXINER
Coste excavación	37,77 € m ⁻³	(CYPE Ingenieros, n.d.)
Coste tubería PVC	3,30 € m ⁻¹	(RS Amidata, n.d.)
Coste valvulería PVC	140,00 € ud ⁻¹ (20 ud.)	FLEXINER
Coste Bombas	1.200,00 € ud ⁻¹ (3 ud.)	FLEXINER
Mantenimiento PVC	1,5% Coste valvulería y bombas año ⁻¹	FLEXINER
Valor de los materiales al final de la vida útil	0,5% Coste inicial	FLEXINER
Desmantelamiento	15% Coste inicial	FLEXINER

Materiales

Se utiliza un sistema de bombeo modelizado en EcoInvent de 37 km de longitud y 15 años de vida útil, se adapta a 25 km de longitud y 25 años de vida útil.

Tabla A1.14 Materiales transporte E3

Transporte (E3)	Materiales	
	Consumidos	Producidos
Tubería PVC tipo E	30,1 t	
Gravilla	17.741 t	
Motores eléctricos	110 kg	
Bombas función GGG-Ni-Cr	60 kg	
Unidades de control electrónico	25 kg	

Energía

Consumo energético del bombeo.

$$25 \text{ km} \cdot \frac{0,72 \text{ MJ}}{\text{t} \cdot \text{km}} \cdot \frac{1 \text{ kWh}_{el}}{3,6 \text{ MJ}} \cdot \frac{1.000 \text{ t}}{\text{año}} = 5.000 \frac{\text{kWh}_{el}}{\text{año}}$$

Tabla A1.15 Energía transporte E3

Transporte (E3)	Energía			
	Térmica		Eléctrica	
	Consumida	Generada	Consumida	Generada
Sistema de tuberías			5.000 kWh _{el} año ⁻¹	
TOTAL			5.000 kWh_{el} año⁻¹	

Costes

Costes de excavación

$$37,77 \frac{\text{€}}{\text{m}^3} \cdot \frac{0,5 \text{ m}^3}{1 \text{ m}} \cdot \frac{1.000 \text{ m}}{1 \text{ km}} = 18.885,00 \frac{\text{€}}{\text{km}}$$

Costes de materiales sistema de bombeo

PVC

$$3,30 \frac{\text{€}}{\text{m}} \cdot \frac{1.000 \text{ m}}{1 \text{ km}} = 3.300,00 \frac{\text{€}}{\text{km}}$$

Mantenimiento

$$1,5 \frac{\%}{\text{año}} \cdot (2.800,00 \text{ €} + 3.600,00 \text{ €}) = 96,00 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

A1. Datos LCA y LCC

Desmantelamiento

$$15\% \cdot (472.125,00 \text{ €} + 82.500,00 \text{ €} + 2.800,00 \text{ €} + 3.600,00 \text{ €}) = 84.153,75 \text{ €}$$

Tabla A1.16 Costes transporte E3

Transporte (E3)	Uds.	Coste unitario	Total
Excavación	25 km	18.885,00 € km ⁻¹	472.125,00 €
Tubería	25 km	3.300,00 € km ⁻¹	82.500,00 €
Valvulería	20 ud.	140 € ud ⁻¹	2.800,00 €
Bombas	3 ud.	1.200 € ud ⁻¹	3.600,00 €
Mantenimiento	25 años	96 € año ⁻¹	2.400,00 €
Desmantelamiento	1 ud.	84.153,75 € ud. ⁻¹	84.153,75 €
TOTAL			647.578,75 €

Ingresos

Valor de los materiales al final de la vida útil

$$0,5\% \cdot (82.500,00 \text{ €} + 2.800,00 \text{ €} + 3.600,00 \text{ €}) = 444,50 \text{ €}$$

Tabla A1.17 Ingresos transporte E3

Transporte (E3)	Uds.	Coste unitario	Total
Valor de los materiales al final de la vida útil	1 ud.	444,50 € ud ⁻¹	444,50 €
TOTAL			444,50 €

9.4 PLANTA DE DIGESTIÓN ANAEROBIA

9.4.1 Datos de partida

Se plantea la posibilidad de suplementar la alimentación mediante la adición de cloruro amónico, ya que ha sido utilizado como fuente de nitrógeno en medios sintéticos (Gonzalez-Gil et al., 2001). Para el ajuste de la cantidad a añadir de cloruro amónico se realiza el cálculo que permite ajustar la relación C/N a un valor de 25 (Bouallagui et al., 2009). Para ello se parte de los datos de caracterización elemental del residuo (C=46,2% y N=1,52%). Asimismo, se considera la adición de carbonatos para el tamponamiento del proceso.

Tabla A1.18 Datos de partida planta digestión anaerobia E1, E2 y E3

Planta digest. anaerobia	Valores	Fuente
Contenido en C	46,2% (bs)	Ensayos laboratorio
Contenido en N	1,52% (bs)	Ensayos laboratorio
Relación C/N requerida	25	(Bouallagui et al., 2009)
TRH	30 d	Ensayos laboratorio
ST residuo	0,1236 kg ST kg ⁻¹ resid	Ensayos laboratorio
SV residuo	0,1151 kg SV kg ⁻¹ resid	Ensayos laboratorio
Riqueza biogás	64,3% vol.	Ensayos laboratorio
Producción metano	338 NL CH ₄ kg ⁻¹ SV	Ensayos laboratorio
Tampón	250 mg NaHCO ₃ L _{dig} ⁻¹ d ⁻¹	(Lane, 1984)
Coste NH ₄ Cl	0,88 € kg ⁻¹	(Vadequímica, n.d.)
Coste CaCO ₃	0,36 € kg ⁻¹	(Vadequímica, n.d.)
Consumo térmico planta digest. anaer.	192,30 MJ _{th} t ⁻¹	(Berglund and Börjesson, 2006)
Consumo eléctrico planta digest. anaer.	15,0 MJ _{el} t ⁻¹	(Berglund and Börjesson, 2006)
Planta digest. anaer.	0,125 ud.	Adaptaciónecoinvent
Coste construcción planta digest. anaer.	510.537,04 €	Adaptado de (Browne et al., 2011)
Coste mantenimiento planta digest. anaer.	1,5% anual del coste de construcción	FLEXINER
Requerimientos de personal (Aux. Tec.)	0,25 personas	FLEXINER
Requerimientos de personal (Ing. Tec.)	0,25 personas	FLEXINER
Coste auxiliar técnico	20.396,32 € año ⁻¹	FLEXINER
Coste ingeniero técnico	30.264,05 € año ⁻¹	FLEXINER
Valor planta digest. anaer. final vida útil	8% coste de construcción	FLEXINER
Desmantelamiento planta digest. anaer.	20% coste de construcción	FLEXINER

9.4.2 E1, E2 y E3

Materiales

Biogás generado

$$338 \frac{NL CH_4}{kg SV} \cdot \frac{0,1151 kg SV}{kg_{res.}} \cdot \frac{1 \cdot 10^6 kg_{res.}}{año} \cdot \frac{1 Nm^3 CH_4}{1.000 NL CH_4} = 38.904 \frac{Nm^3 CH_4}{año}$$

$$38.904 \frac{\text{Nm}^3 \text{CH}_4}{\text{año}} \cdot \frac{1 \text{ Nm}^3 \text{BG}}{0,643 \text{ Nm}^3 \text{CH}_4} = 60.504 \frac{\text{Nm}^3 \text{BG}}{\text{año}}$$

Lo que en masa supone:

$$60.504 \frac{\text{Nm}^3 \text{BG}}{\text{año}} \cdot \frac{1.000 \text{ NL BG}}{1 \text{ Nm}^3 \text{BG}} \cdot \frac{1 \text{ mol BG}}{22,4 \text{ NL BG}} \cdot \frac{26,0 \text{ g BG}}{1 \text{ mol BG}} \cdot \frac{1 \text{ t BG}}{10^6 \text{ g BG}} = 70,2 \frac{\text{t BG}}{\text{año}}$$

NH₄Cl necesario.

$$\frac{C}{N} = \frac{46,2}{1,52} = 30,39$$

$$\frac{46,2}{25} = 1,848\%$$

Contenido en nitrógeno del sustrato

$$123,6 \frac{\text{g ST}}{\text{L}} \cdot 1,52\% = 1,88 \frac{\text{g N}}{\text{L}}$$

Contenido en nitrógeno para una relación C/N de 25

$$123,6 \frac{\text{g ST}}{\text{L}} \cdot 1,848\% = 2,28 \frac{\text{g N}}{\text{L}}$$

Aporte de nitrógeno necesario

$$2,28 \frac{\text{g N}}{\text{L}} - 1,88 \frac{\text{g N}}{\text{L}} = 0,40 \frac{\text{g N}}{\text{L}}$$

Necesidad anual de nitrógeno

$$1.000 \frac{\text{t}_{res.}}{\text{año}} \cdot \frac{1.000 \text{ L}}{\text{t}} \cdot \frac{0,40 \text{ g N}}{\text{L}} \cdot \frac{1 \text{ kg}}{1.000 \text{ g}} = 400 \frac{\text{kg N}}{\text{año}} = 1.529 \frac{\text{kg NH}_4\text{Cl}}{\text{año}}$$

Se añade CaCO₃ en lugar de NaHCO₃. Se adapta la cantidad dada por Lane (1984) para que se mantenga la cantidad de carbonatos.

$$0,250 \frac{\text{g NaHCO}_3}{\text{L}_{dig} \cdot d} \cdot \frac{1 \text{ mol CO}_3^{-2}}{84 \text{ g NaHCO}_3} \cdot \frac{100 \text{ g CaCO}_3}{1 \text{ mol CO}_3^{-2}} = 0,298 \frac{\text{g CaCO}_3}{\text{L}_{dig} \cdot d}$$

CaCO₃ necesario para tamponar el digestor

$$\text{Vol}_{dig} = \text{TRH} \cdot Q_{alim} = 30 \cdot \frac{1.000}{365} = 82,2 \text{ m}^3_{dig}$$

$$298 \frac{mg \text{ CaCO}_3}{L_{dig} \cdot d} \cdot \frac{1.000 L_{dig}}{1 m^3_{dig}} \cdot \frac{1 t \text{ CaCO}_3}{10^9 mg \text{ CaCO}_3} \cdot \frac{365 d}{1 \text{ año}} \cdot 82,2 m^3_{dig} = 8,9 \frac{t \text{ CaCO}_3}{\text{año}}$$

Haciendo un balance de masa al proceso se tiene que:

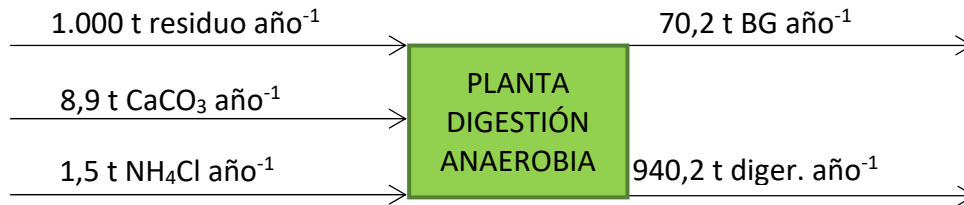


Figura A1.1 Balance de materia en la planta digestión anaerobia

Por lo tanto, se puede esperar una cantidad de digerido de 940,2 t año⁻¹.

Como materiales de construcción de la planta se utilizan los datos por EcoInvent para una planta digestión anaerobia. En este caso se ajustaría con una escala de 0,1 pero se utiliza una escala de 0,125 y en ella se cuenta también la planta para producción de biofertilizante. Los materiales utilizados se detallan a continuación.

Tabla A1.19 Materiales planta digestión anaerobia E1, E2, y E3

Planta digestión anaerobia	Materiales	
	Consumidos	Producidos
Hormigón	1.854,5 m ³	
Acero reforzado	120.000 kg	
Aluminio	1.000 kg	
Poliestireno de alto impacto HIPS	3.920 kg	
PVC	3.500 kg	
Arena	106.400 kg	
Gravilla	1.972.500 kg	
Bituminosos	11.150 kg	
Fundición	18.800 kg	
Cobre	3.000 kg	
Transporte camión 20-28 t	139.150 km	
Transporte/carga/rail	194.440 km	
Residuo hidrolizado	1.000 t año ⁻¹	
Cloruro de amonio	1,5 t NH ₄ Cl año ⁻¹	
Carbonato cálcico	8,9 t CaCO ₃ año ⁻¹	
Biogás		70,2 t BG año ⁻¹
Digerido		940,2 t dig año ⁻¹

Energía

Consumo energético

$$192,3 \frac{MJ_{th}}{t} \cdot \frac{1.010,4 t}{año} \cdot \frac{1 kWh_{th}}{3,6 MJ} = 53.972 \frac{kWh_{th}}{año}$$

$$15,0 \frac{MJ_{el}}{t} \cdot \frac{1.010,4 t}{año} \cdot \frac{1 kWh_{el}}{3,6 MJ} = 4.210 \frac{kWh_{el}}{año}$$

Tabla A1.20 Energía planta digestión anaerobia E1, E2 y E3

Planta digest. anaerobia	Energía			
	Térmica		Eléctrica	
	Consumida	Generada	Consumida	Generada
Planta digest. anaerobia	53.972 kWh _{th} año ⁻¹		4.210 kWh _{el} año ⁻¹	
TOTAL	53.972 kWh_{th} año⁻¹		4.210 kWh_{el} año⁻¹	

Costes

Mantenimiento planta digestión anaerobia

$$1,5 \frac{\%}{año} \cdot 510.537,04 € = 7.658,06 \frac{€}{año}$$

Cloruro amónico

$$1.529 \frac{kg NH_4Cl}{año} \cdot \frac{0,88 €}{kg NH_4Cl} = 1.345,52 \frac{€}{año}$$

Carbonato cálcico

$$8,9 \frac{t CaCO_3}{año} \cdot \frac{1.000 kg CaCO_3}{t CaCO_3} \cdot \frac{0,36 €}{kg CaCO_3} = 3.204,00 \frac{€}{año}$$

Personal

$$0,25 pers. (aux tec.) \cdot 20.396,32 \frac{€}{año} = 5.099,08 \frac{€}{año}$$

$$0,25 pers. (ing tec.) \cdot 30.264,05 \frac{€}{año} = 7.566,01 \frac{€}{año}$$

Desmantelamiento planta digestión anaerobia:

$$20\% \cdot 510.537,04 \text{ €} = 102.107,41 \text{ €}$$

Tabla A1.21 Costes planta digestión anaerobia E1, E2 y E3

Planta digestión anaerobia	Uds.	Coste unitario	Total
Construcción planta digestión anaerobia	1	510.537,04 €	510.537,04 €
Mantenimiento planta digestión anaerobia	25	7.658,06 € año ⁻¹	191.451,50 €
Coste cloruro amónico	25	1.345,52 € año ⁻¹	33.638,00 €
Coste carbonato cálcico	25	3.204,00 € año ⁻¹	80.100,00 €
Auxiliar técnico	25	5.099,08 € año ⁻¹	127.477,00 €
Ingeniero técnico	25	7.566,01 € año ⁻¹	189.150,25 €
Desmantelamiento planta digestión anaerobia	1	102.107,41 €	102.107,41 €
TOTAL			1.234.461,20 €

Ingresos

Valor planta digestión anaerobia al final de su vida útil:

$$8\% \cdot 510.537,04 \text{ €} = 40.842,96 \text{ €}$$

Tabla A1.22 Ingresos planta digestión anaerobia E1, E2 y E3

Planta digestión anaerobia	Uds.	Coste unitario	Total
Valor planta digestión anaerobia final vida útil	1	40.842,96 € ud ⁻¹	40.842,96 €
TOTAL			40.842,96 €

9.5 APROVECHAMIENTO DE BIOGÁS

9.5.1 E1 y E3 CHP

Datos de partida

Tabla A1.23 Datos partida CHP E1 y E3

Aprovechamiento BG (E1 y E3)	Valores	Fuente
Unidad CHP	1 ud	Ecolinvent
η_{el} CHP	34%	(Whiting and Azapagic, 2014)
η_{th} CHP	51%	(Whiting and Azapagic, 2014)
PCI metano	35,7 MJ Nm ⁻³	(Demosthenous et al., 2016)
Coste CHP	44.010,59 €	FLEXINER
Instalación CHP	12.000,00 €	FLEXINER
Mantenimiento CHP	1,5% Coste año ⁻¹	FLEXINER
Valor al final de vida útil	8.000,00 €	FLEXINER

Materiales

Dióxido de carbono emitido

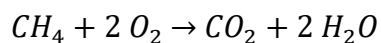
$$\frac{0,643 \text{ mol } CH_4}{\text{mol BG}} \cdot \frac{16 \text{ g } CH_4}{\text{mol } CH_4} = 10,29 \frac{\text{g } CH_4}{\text{mol BG}}$$

$$\frac{0,357 \text{ mol } CO_2}{\text{mol BG}} \cdot \frac{44 \text{ g } CO_2}{\text{mol } CO_2} = 15,71 \frac{\text{g } CO_2}{\text{mol BG}}$$

$$10,29 \frac{\text{g } CH_4}{\text{mol BG}} + 15,71 \frac{\text{g } CO_2}{\text{mol BG}} = 26,00 \frac{\text{g}}{\text{mol BG}}$$

$$70,2 \text{ t BG} \cdot \frac{10,29 \text{ g } CH_4}{26,00 \text{ g BG}} = 27,78 \text{ t } CH_4$$

$$70,2 \text{ t BG} \cdot \frac{15,71 \text{ g } CO_2}{26,00 \text{ g BG}} = 42,42 \text{ t } CO_2$$



$$27,78 \text{ t } CH_4 \cdot \frac{44g \text{ } CO_2}{16g \text{ } CH_4} = 76,40 \text{ t } CO_2$$

$$42,42 \text{ t } CO_2 + 76,40 \text{ t } CO_2 = 118,82 \text{ t } CO_2$$

Tabla A1.24 Materiales CHP E1 y E3

Aprovechamiento BG (E1 y E3)	Materiales	
	Consumidos	Producidos
Unidad CHP	850 kg acero	
Biogás	70,2 t BG año ⁻¹	
Dióxido de carbono		118,82 t CO ₂ año ⁻¹

Energía

$$38.904 \frac{Nm^3 CH_4}{año} \cdot \frac{35,7 MJ}{Nm^3} \cdot \frac{1 kWh_{el}}{3,6 MJ} \cdot 0,34\% = 131.171 \frac{kWh_{el}}{año}$$

$$38.904 \frac{Nm^3 CH_4}{año} \cdot \frac{35,7 MJ}{Nm^3} \cdot \frac{1 kWh_{th}}{3,6 MJ} \cdot 0,51\% = 196.757 \frac{kWh_{th}}{año}$$

Tabla A1.25 Energía CHP E1 y E3

Aprovechamiento BG (E1 y E3)	Energía			
	Consumida	Térmica Generada	Consumida	Eléctrica Generada
Unidad CHP		196.757 kWh _{th} año ⁻¹		131.171 kWh _{el} año ⁻¹
TOTAL		196.757 kWh_{th} año⁻¹		131.171 kWh_{el} año⁻¹

A1. Datos LCA y LCC

Costes

Mantenimiento CHP

$$1,5 \frac{\%}{\text{año}} \cdot 44.010,59 \text{ €} = 660,16 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

Tabla A1.26 Costes CHP E1 y E3

Aprovechamiento BG (E1 y E3)	Uds.	Coste unitario	Total
Coste CHP	1 ud.	44.010,59 € ud. ⁻¹	44.010,59 €
Instalación CHP	1 ud.	12.000,00 € ud. ⁻¹	12.000,00 €
Mantenimiento CHP	25 años	660,16 € año ⁻¹	16.504,00 €
TOTAL			72.514,59 €

Ingresos

Tabla A1.27 Ingresos CHP E1 y E3

Aprovechamiento BG (E1 y E3)	Uds.	Coste unitario	Total
Valor al final de vida útil	1 ud.	8.000,00 € ud. ⁻¹	8.000,00 €
TOTAL			8.000,00 €

9.5.2 E2 Producción de biometano

Datos de partida

El uso del biogás generado como combustible en automoción implica la utilización de un quemador para el suministro de energía térmica a la planta digestión anaerobia, el uso de un scrubber para la depuración y refinado del biogás y de una estación de servicio para el suministro. Se parte de los siguientes datos:

Tabla A1.28 Datos de partida producción de biometano E2

Aprovechamiento BG (E2)	Características	Fuente
Caldera	1 ud	EcolInvent
Unidad scrubber	1 ud	EcolInvent
Estación de servicio biometano	1 ud	Adaptado de EcolInvent
η_{th} caldera	80%	(Bruno et al., 2009)
Consumo eléctrico scrubber	0,37 kWh _{el} m ⁻³ BG	(Carnevale and Lombardi, 2015)
Consumo agua scrubber	4 kg m ⁻³ BG	(Carnevale and Lombardi, 2015)
η scrubber	97%	(Ahmadi Moghaddam et al., 2015)
Consumo eléctrico compresión	0,18 kWh _{el} m ⁻³ BioCH ₄	(Ahmadi Moghaddam et al., 2015)
Consumo eléctrico suministro	0,07 kWh _{el} m ⁻³ BioCH ₄	(Ahmadi Moghaddam et al., 2015)
Coste caldera	4.000,00 € ud. ⁻¹	FLEXINER
Coste torre de limpieza	32.434,63 €	Adaptado de Browne et al., (2011)
Coste estación de servicio	41.391,00 €	FLEXINER
Coste instalación estación de servicio	9.198,00 €	FLEXINER
Coste mantenimiento caldera	1,5% Coste año ⁻¹	FLEXINER
Coste mantenimiento torre de limpieza	1,5% Coste año ⁻¹	FLEXINER
Coste mantenimiento estación de servicio	1,5% Coste año ⁻¹	FLEXINER
Requerimientos de personal (Aux. Tec.)	1,5 personas	FLEXINER
Requerimientos de personal (Ing. Tec.)	0,5 personas	FLEXINER
Coste auxiliar técnico	20.396,32 € año ⁻¹	FLEXINER
Coste ingeniero técnico	30.264,05 € año ⁻¹	FLEXINER
Valor de caldera al final de la vida útil	15% Coste inicial	FLEXINER
Valor de torre de limpieza al final de la vida útil	15% Coste inicial	FLEXINER
Valor estación de servicio al final de la vida útil	20% Coste inicial	FLEXINER

A1. Datos LCA y LCC

En este escenario se plantea el balance de masa a partir del biogás generado de forma que permita alimentar la caldera que aporta el calor de proceso y la parte de refino mediante el scrubber y los tratamientos posteriores.

Poder calorífico del biogás generado

$$\frac{0,643 \text{ Nm}^3 \text{ CH}_4}{1 \text{ Nm}^3 \text{ BG}} \cdot \frac{35,7 \text{ MJ}}{1 \text{ Nm}^3 \text{ CH}_4} \cdot \frac{1 \text{ kWh}}{3,6 \text{ MJ}} = 6,376 \frac{\text{kWh}}{\text{Nm}^3 \text{ BG}}$$

Biogás necesario para suplir la demanda térmica del proceso mediante quemador

$$53.972 \frac{\text{kWh}_{th}}{\text{año}} \cdot \frac{1 \text{ kWh BG}}{0,8 \text{ kWh}_{th}} \cdot \frac{1 \text{ Nm}^3 \text{ BG}}{6,376 \text{ kWh BG}} = 10.581 \frac{\text{m}^3 \text{ BG}}{\text{año}}$$

Emisiones quemador

$$10.581 \frac{\text{Nm}^3 \text{ BG}}{\text{año}} \cdot \frac{0,357 \text{ Nm}^3 \text{ CO}_2}{\text{Nm}^3 \text{ BG}} = 3.777 \frac{\text{Nm}^3 \text{ CO}_2}{\text{año}}$$

$$10.581 \frac{\text{Nm}^3 \text{ BG}}{\text{año}} \cdot \frac{0,643 \text{ Nm}^3 \text{ CH}_4}{\text{Nm}^3 \text{ BG}} = 6.804 \frac{\text{Nm}^3 \text{ CH}_4}{\text{año}}$$

$$3.777 \frac{\text{Nm}^3 \text{ CO}_2}{\text{año}} \cdot \frac{1.000 \text{ NL CO}_2}{\text{Nm}^3 \text{ CO}_2} \cdot \frac{1 \text{ mol CO}_2}{22,4 \text{ NL CO}_2} \cdot \frac{44 \text{ g CO}_2}{1 \text{ mol CO}_2} \cdot \frac{1 \text{ t CO}_2}{10^6 \text{ g CO}_2} = 7,42 \frac{\text{t CO}_2}{\text{año}}$$

$$6.804 \frac{\text{Nm}^3 \text{ CH}_4}{\text{año}} \cdot \frac{1000 \text{ NL CH}_4}{\text{Nm}^3 \text{ CH}_4} \cdot \frac{1 \text{ mol CH}_4}{22,4 \text{ NL CH}_4} \cdot \frac{16 \text{ g CH}_4}{1 \text{ mol CH}_4} \cdot \frac{1 \text{ t CH}_4}{10^6 \text{ g CH}_4} = 4,86 \frac{\text{t CH}_4}{\text{año}}$$

Dióxido de carbono emitido por la combustión de metano en la caldera

$$4,86 \text{ t CH}_4 \cdot \frac{44 \text{ g CO}_2}{16 \text{ g CH}_4} = 13,37 \text{ t CO}_2$$

Biogás disponible para generación de biometano

$$60.504 \frac{\text{Nm}^3 \text{ BG}}{\text{año}} - 10.581 \frac{\text{Nm}^3 \text{ BG}}{\text{año}} = 49.923 \frac{\text{Nm}^3 \text{ BG}}{\text{año}}$$

Biometano generado

$$49.923 \frac{\text{Nm}^3 \text{BG}}{\text{año}} \cdot \frac{0,643 \text{ Nm}^3 \text{CH}_4}{\text{Nm}^3 \text{BG}} \cdot 0,97 = 31.137 \frac{\text{Nm}^3 \text{BioCH}_4}{\text{año}}$$

$$31.137 \frac{\text{Nm}^3 \text{BioCH}_4}{\text{año}} \cdot \frac{1.000 \text{ NL BioCH}_4}{\text{Nm}^3 \text{BioCH}_4} \cdot \frac{1 \text{ mol BioCH}_4}{22,4 \text{ NL BioCH}_4} \cdot \frac{16 \text{ g BioCH}_4}{1 \text{ mol BioCH}_4}$$

$$\cdot \frac{1 \text{ t BioCH}_4}{10^6 \text{ g BioCH}_4} = 22,24 \frac{\text{t BioCH}_4}{\text{año}}$$

Biometano emitido

$$49.923 \frac{\text{Nm}^3 \text{BG}}{\text{año}} \cdot \frac{0,643 \text{ Nm}^3 \text{CH}_4}{\text{Nm}^3 \text{BG}} \cdot 0,03 = 963 \frac{\text{Nm}^3 \text{BioCH}_4}{\text{año}}$$

$$963 \frac{\text{Nm}^3 \text{BioCH}_4}{\text{año}} \cdot \frac{1.000 \text{ NL BioCH}_4}{\text{Nm}^3 \text{BioCH}_4} \cdot \frac{1 \text{ mol BioCH}_4}{22,4 \text{ NL BioCH}_4} \cdot \frac{16 \text{ g BioCH}_4}{1 \text{ mol BioCH}_4}$$

$$\cdot \frac{1 \text{ t BioCH}_4}{10^6 \text{ g BioCH}_4} = 0,69 \frac{\text{t BioCH}_4}{\text{año}}$$

Dióxido de carbono emitido (scrubber)

$$49.923 \frac{\text{Nm}^3 \text{BG}}{\text{año}} \cdot \frac{0,357 \text{ Nm}^3 \text{CO}_2}{\text{Nm}^3 \text{BG}} = 17.823 \frac{\text{Nm}^3 \text{CO}_2}{\text{año}}$$

$$17.823 \frac{\text{Nm}^3 \text{CO}_2}{\text{año}} \cdot \frac{1.000 \text{ NL CO}_2}{\text{Nm}^3 \text{CO}_2} \cdot \frac{1 \text{ mol CO}_2}{22,4 \text{ NL CO}_2} \cdot \frac{44 \text{ g CO}_2}{1 \text{ mol CO}_2} \cdot \frac{1 \text{ t CO}_2}{10^6 \text{ g CO}_2}$$

$$= 35,00 \frac{\text{t CO}_2}{\text{año}}$$

Dióxido de carbono emitido por combustión de biometano

$$22,24 \text{ t CH}_4 \cdot \frac{44 \text{ g CO}_2}{16 \text{ g CH}_4} = 61,16 \text{ t CO}_2$$

Consumo energético scrubber

$$0,37 \frac{\text{kWh}_{el}}{\text{Nm}^3 \text{BG}} \cdot \frac{49.923 \text{ Nm}^3 \text{BG}}{\text{año}} = 18.472 \frac{\text{kWh}_{el}}{\text{año}}$$

Consumo agua scrubber

$$4,0 \frac{\text{L H}_2\text{O}}{\text{Nm}^3 \text{BG}} \cdot \frac{49.923 \text{ Nm}^3 \text{BG}}{\text{año}} = 199.692 \frac{\text{L H}_2\text{O}}{\text{año}}$$

Consumo energético compresión

$$0,18 \frac{kWh_{el}}{Nm^3 BioCH_4} \cdot \frac{31.137 Nm^3 BioCH_4}{año} = 5.605 \frac{kWh_{el}}{año}$$

Consumo energético suministro

$$0,07 \frac{kWh_{el}}{Nm^3 BioCH_4} \cdot \frac{31.137 Nm^3 BioCH_4}{año} = 2.180 \frac{kWh_{el}}{año}$$

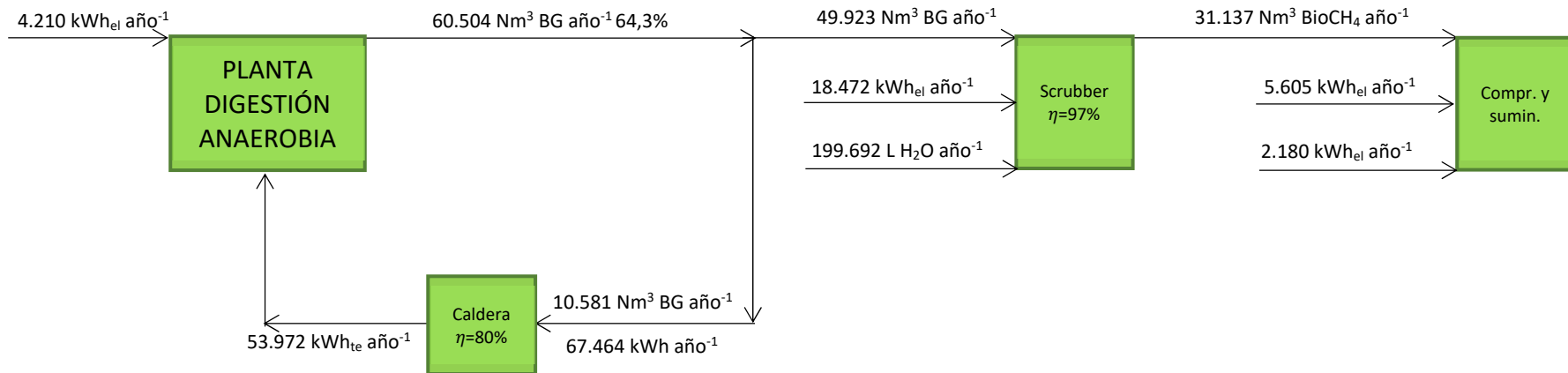


Figura A1.2 Balance de materia y energía para la producción de biometano

Material

Tabla A1.29 Materiales producción de biometano E2

Aprovechamiento BG (E2)	Materiales	
	Consumidos	Producidos
Caldera	150 kg acero	
Scrubber y compresor	900 kg acero inox	
	450 kg acero	
	550 m ³ hormigón	
Estación de servicio	8.500 kg acero	
	250 kg cobre	
Agua	199.692 L H ₂ O año ⁻¹	
Biogás	60.504 m ³ BG año ⁻¹	
	(70,2 t BG año ⁻¹)	
Biometano		31.137 Nm ³ bioCH ₄ año ⁻¹ (22,24 t bioCH ₄ año ⁻¹)
Metano emitido		963 m ³ CH ₄ año ⁻¹ (0,69 t bioCH ₄ año ⁻¹)
Dióxido de carbono emitido (contenido BG)		21.600 Nm ³ CO ₂ año ⁻¹ (42,43 t CO ₂ año ⁻¹)
Dióxido de carbono emitido (combustión)		37.941 Nm ³ CO ₂ año ⁻¹ (74,53 t CO ₂ año ⁻¹)

Energía

Tabla A1.30 Energía producción de biometano E2

Aprovechamiento BG (E2)	Energía				
	Consumida	Térmica		Eléctrica	
		Generada		Consumida	Generada
Caldera		67.464 kWh _{th} año ⁻¹ (Útiles 53.972 kWh _{th} año ⁻¹)			
Scrubber			18.472 kWh _{el} año ⁻¹		
Sistema compresión			5.605 kWh _{el} año ⁻¹		
Sistema suministro			2.180 kWh _{el} año ⁻¹		
TOTAL		67.464 kWh_{th} año⁻¹	26.257 kWh_{el} año⁻¹		

Costes

Coste mantenimiento caldera

$$1,5 \frac{\%}{\text{año}} \cdot 4.000,00 \text{ €} = 60,00 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

Coste mantenimiento torre de limpieza

$$1,5 \frac{\%}{\text{año}} \cdot 32.434,63 \text{ €} = 486,52 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

Coste mantenimiento estación de servicio

$$1,5 \frac{\%}{\text{año}} \cdot (41.391,00) \text{ €} = 620,86 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

Personal

$$1,50 \text{ pers. (aux tec.)} \cdot \frac{20.396,32 \text{ €}}{\text{año}} = 30.594,48 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

$$0,50 \text{ pers. (ing tec.)} \cdot \frac{30.264,05 \text{ €}}{\text{año}} = 15.132,03 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

Tabla A1.31 Costes producción de biometano E2

Aprovechamiento BG (E2)	Uds.	Coste unitario	Total
Coste caldera	1 ud.	4.000,00 € ud. ⁻¹	4.000,00 €
Coste torre de limpieza	1 ud.	32.434,63 € ud. ⁻¹	32.434,63 €
Coste estación de servicio	1 ud.	41.391,00 € ud. ⁻¹	41.391,00 €
Instalación estación de servicio	1 ud.	9.198,00 € ud. ⁻¹	9.198,00 €
Coste mantenimiento caldera	25 años	60,00 € año ⁻¹	1.500,00 €
Coste mantenimiento torre de limpieza	25 años	486,52 € año ⁻¹	12.163,00 €
Coste mantenimiento estación de servicio	25 años	620,86 € año ⁻¹	15.521,50 €
Auxiliar técnico	25 años	30.594,48 € año ⁻¹	764.862,00 €
Ingeniero técnico	25 años	15.132,03 € año ⁻¹	378.300,75 €
TOTAL			1.259.370,88 €

Ingresos

Valor de caldera al final de la vida útil

$$15\% \cdot (4.000,00) \text{ €} = 600,00 \text{ €}$$

Valor de torre de limpieza al final de la vida útil

$$15\% \cdot (32.434,63) \text{ €} = 4.865,19 \text{ €}$$

Valor de estación de servicio al final de la vida útil

$$20\% \cdot (41.391,63) \text{ €} = 8.278,37 \text{ €}$$

Tabla A1.32 Ingresos producción de biometano E2

Aprovechamiento BG (E2)	Uds.	Coste unitario	Total
Valor de caldera al final de la vida útil	1 ud.	600,00 € ud. ⁻¹	600,00 €
Valor de torre de limpieza al final de la vida útil	1 ud.	4.865,19 € ud. ⁻¹	4.865,19 €
Valor estación de servicio al final de la vida útil	1 ud.	8.278,37 € ud. ⁻¹	8.278,37 €
TOTAL			13.743,56 €

9.6 PRODUCCIÓN DE BIOFERTILIZANTE

9.6.1 E1, E2 y E3

9.6.2 Datos de partida

El digerido proveniente de la planta de digestión anaerobia se separa en dos partes, la primera de ellas destinada al cultivo de rhizobios promotores del crecimiento de las plantas (PGPR por sus siglas en inglés) y la segunda es sometida a una separación sólido-líquido (S-L). El valor de estas partes será tal que la fase líquida proveniente de la separación S-L será igual a la parte inicial separada para el cultivo PGPR. La parte inicial se diluirá con la fase líquida proveniente de la separación S-L. El volumen final se suplementa con un 2,3% v/v de melaza de azucarera (Pastor-Bueis et al., 2017). Se

plantea una separación S-L con un rendimiento de separación de sólidos totales del 60,9% en la fase sólida y el resto en la fase líquida y una distribución de corrientes del 12,4% en la fase sólida y el resto en la líquida (Chastain et al., 2001). La fase sólida se aplicará a terreno como enmienda orgánica.

Tabla A1.33 Datos de partida producción biofertilizante E1, E2 y E3

Producción de biofertilizante	Valores	Fuente
Separador S-L	1 ud	EcoInvent
Rendimiento separación sólidos	60,9%	(Chastain et al., 2001)
Distribución de corrientes separador S-L	12,4% Sol. 87,6% Liq.	(Chastain et al., 2001)
Consumo eléctrico separador S-L	4,54 MJ _{el} t ⁻¹	(Berglund and Börjesson, 2006)
Unidad fermentación	1 ud (contemplada con planta digest. anaer.)	EcoInvent
Necesidad de melaza azucarera	2,3% v/v	(Pastor-Bueis et al., 2017)
Contenido ST digerido	2,4%	Ensayos laboratorio
Contenido ST melaza	69,3%	(Pastor-Bueis et al., 2017)
Contenido NPK digerido	4,43% N; 7.430 ppm P; 4,04% K	Ensayos laboratorio
Contenido NPK melaza	1,23% N (bs); 204 ppm P; 4,16% K	(Pastor-Bueis et al., 2017)
Porcentaje asimilación NPK	48% N; 50% P; 80% K	(Evangelisti et al., 2014)
Densidad plantación pimiento	133.333 plantas ha ⁻¹	(Pastor-Bueis et al., 2017)
Tasa aplicación biofertilizante PGPR	1,5 mL planta ⁻¹	(Pastor-Bueis et al., 2017)
Tasa fertilización N para pimiento	144 kg N ha ⁻¹ año ⁻¹	(Pastor-Bueis et al., 2017)
Tasa de reducción de fertilización N por aplicación biofertiliz. PGPR	20%	(Pastor-Bueis et al., 2017)
Condiciones esterilización para la producción de biofertilizante	121°C, 20 min	(Cano et al., 2014)
Coste N	0,326 € kg ⁻¹	FLEXINER
Coste P	0,2126 € kg ⁻¹	FLEXINER
Coste K	0,6149 € kg ⁻¹	FLEXINER
Requerimientos de personal (Aux. Tec.)	0,25 personas	FLEXINER
Requerimientos de personal (Ing. Tec.)	0,25 personas	FLEXINER
Coste auxiliar técnico	20.396,32 € año ⁻¹	FLEXINER
Coste ingeniero técnico	30.264,05 € año ⁻¹	FLEXINER

Material

Balace de materia separación sólido-líquido

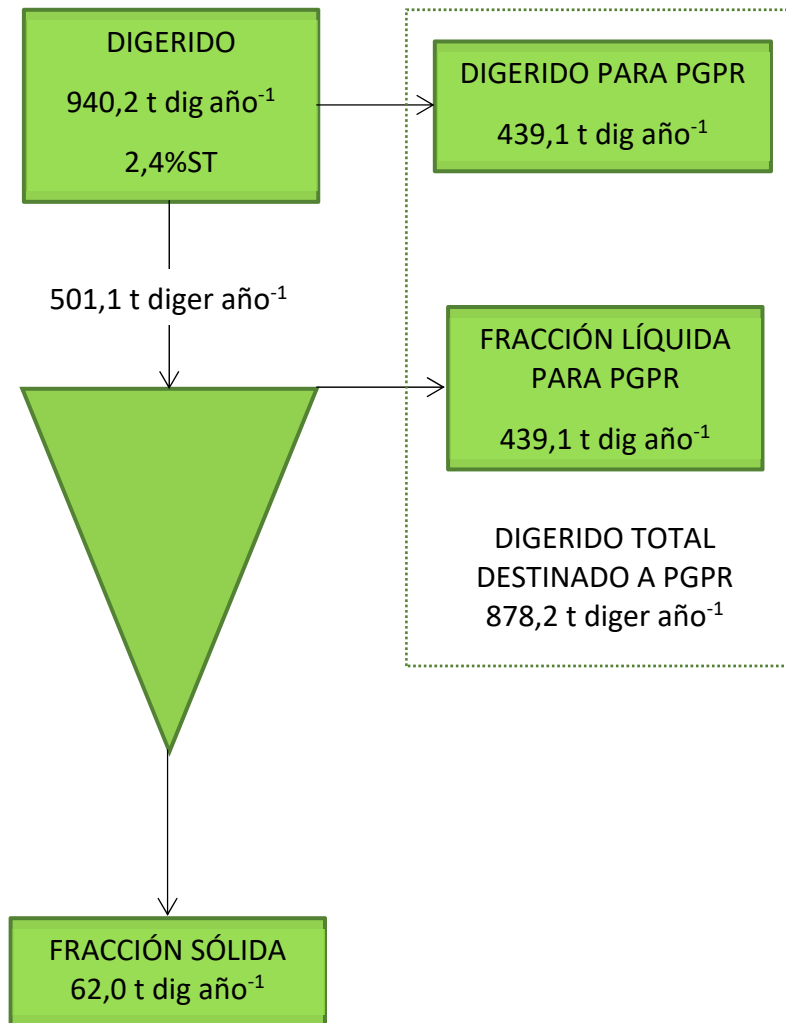


Figura A1.3 Balace de materia en la separación sólido-líquido

En cuanto a la recuperación de nutrientes, el digerido acaba depositado en terreno de forma directa o indirecta por lo que se realiza el balace de nutrientes de forma global al digerido procedente de la planta de digestión anaerobia.

$$940,2 \frac{t \text{ dig}}{\text{año}} \cdot \frac{1.000 \text{ kg dig}}{1 t \text{ dig}} \cdot \frac{0,024 \text{ kg ST}}{1 \text{ kg dig}} \cdot 4,43\%N = 999,6 \frac{\text{kg N}}{\text{año}}$$

$$940,2 \frac{t \text{ dig}}{\text{año}} \cdot \frac{1.000 \text{ kg dig}}{1 t \text{ dig}} \cdot \frac{0,024 \text{ kg ST}}{1 \text{ kg dig}} \cdot \frac{0,00743 \text{ kg P}}{1 \text{ kg ST}} = 167,7 \frac{\text{kg P}}{\text{año}}$$

$$940,2 \frac{t \text{ dig}}{\text{año}} \cdot \frac{1.000 \text{ kg dig}}{1 t \text{ dig}} \cdot \frac{0,024 \text{ kg ST}}{1 \text{ kg dig}} \cdot \frac{0,0404 \text{ kg K}}{1 \text{ kg ST}} = 911,6 \frac{\text{kg K}}{\text{año}}$$

Se calcula la melaza necesaria

$$878,2 \frac{t \text{ dig}}{\text{año}} \cdot 2,3\% \text{ melaza} = 20,2 \frac{t \text{ melaza}}{\text{año}}$$

Se realiza la misma operación para la melaza

$$20,2 \frac{t \text{ melaza}}{\text{año}} \cdot \frac{1.000 \text{ l melaza}}{1 \text{ m}^3 \text{ melaza}} \cdot \frac{693 \text{ g ST}}{1 \text{ l melaza}} \cdot 1,23\% \text{N} = 172,2 \frac{\text{kg N}}{\text{año}}$$

$$20,2 \frac{t \text{ melaza}}{\text{año}} \cdot \frac{1.000 \text{ l melaza}}{1 \text{ m}^3 \text{ melaza}} \cdot \frac{0,204 \text{ g P}}{1 \text{ l melaza}} = 4,1 \frac{\text{kg P}}{\text{año}}$$

$$20,2 \frac{t \text{ melaza}}{\text{año}} \cdot \frac{1.000 \text{ l melaza}}{1 \text{ m}^3 \text{ melaza}} \cdot \frac{0,0416 \text{ kg K}}{1 \text{ l melaza}} = 840,3 \frac{\text{kg K}}{\text{año}}$$

En total se tiene que:

$$999,6 \frac{\text{kg N}}{\text{año}} + 172,2 \frac{\text{kg N}}{\text{año}} = 1.171,8 \frac{\text{kg N}}{\text{año}}$$

$$167,7 \frac{\text{kg P}}{\text{año}} + 4,1 \frac{\text{kg P}}{\text{año}} = 171,8 \frac{\text{kg P}}{\text{año}}$$

$$911,6 + 840,3 \frac{\text{kg K}}{\text{año}} = 1.751,9 \frac{\text{kg K}}{\text{año}}$$

Se tienen unos rendimientos de asimilación por las plantas de 48% N, 50% P, 80% K (Evangelisti et al., 2014) por lo tanto hay una recuperación efectiva de nutrientes de:

$$1.171,8 \frac{\text{kg N}}{\text{año}} \cdot 48\% = 562,5 \frac{\text{kg N}}{\text{año}}$$

$$171,8 \frac{\text{kg P}}{\text{año}} \cdot 50\% = 85,9 \frac{\text{kg P}}{\text{año}}$$

$$1.751,9 \frac{\text{kg K}}{\text{año}} \cdot 80\% = 1.401,5 \frac{\text{kg K}}{\text{año}}$$

Según Pastor-Bueis et al. (2017) se ponen 40 plantas en 3 m² y se añade biofertilizante a razón de 1,5 mL planta⁻¹, por lo tanto:

$$40 \frac{\text{Plantas}}{3 \text{ m}^2} \cdot \frac{10.000 \text{ m}^2}{\text{ha}} = 133.333 \frac{\text{Plantas}}{\text{ha}}$$

$$133.333 \frac{\text{Plantas}}{\text{ha}} \cdot \frac{1,5 \text{ ml}}{\text{Planta}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{1.000.000 \text{ ml}} = 0,2 \frac{\text{m}^3}{\text{ha}}$$

Según Pastor-Bueis et al. (2017) el abonado del nitrógeno para el pimiento son 144 kg N ha⁻¹ y se obtiene la misma producción para 100% de nitrógeno que para 80% de nitrógeno y PGPR por lo tanto se ahorra el 20% de nitrógeno por hectárea. Esto nos da el siguiente ahorro anual:

$$898,4 \frac{t \text{ dig}}{\text{año}} \cdot \frac{1 \text{ ha}}{0,2 t \text{ dig}} \cdot \frac{144 \text{ kgN}}{\text{ha}} \cdot 20\% = 129,4 \frac{t \text{ N}}{\text{año}}$$

Tabla A1.34 Materiales producción biofertilizante E1, E2 y E3

Producción de biofertilizante	Materiales	
	Consumidos	Producidos
Separador S-L	150 kg (acero)	
Melaza	20,2 t	
Digerido	940,2 t	
Fertilizante sólido		62,0 t año ⁻¹
Biofertilizante líquido		898,4 t año ⁻¹

Energía

Se calcula el coste energético de la separación S-L a partir del dato dado por Berglund and Börjesson (2006) (4,54 MJ_{el} t⁻¹) por lo que la energía consumida en la separación S-L es:

$$501,10 \frac{t \text{ dig}}{\text{año}} \cdot \frac{4,54 \text{ MJ}_{el}}{t} \cdot \frac{1 \text{ kWh}}{3,6 \text{ MJ}} = 632,0 \frac{\text{kWh}_{el}}{\text{año}}$$

Para el cálculo de la energía consumida en la esterilización se considera la energía necesaria para subir de temperatura agua a 121°C y un 10% adicional para el mantenimiento del tiempo de esterilización y la temperatura de proceso. Se tiene en cuenta el volumen de digerido y la melaza.

$$898,4 \frac{t \text{ dig}}{\text{año}} \cdot \frac{1.000 \text{ kg}}{t} \cdot \frac{4,18 \text{ kJ}}{\text{kg } ^\circ\text{C}} \cdot \frac{1 \text{ MJ}}{1.000 \text{ kJ}} \cdot \frac{1 \text{ kWh}_{th}}{3,6 \text{ MJ}} \cdot 121^\circ\text{C} \cdot 1,1 = 138.842 \frac{\text{kWh}_{th}}{\text{año}}$$

Tabla A1.35 Energía producción biofertilizante E1, E2 y E3

Producción de biofertilizante	Energía			
	Térmica Consumida	Generada	Eléctrica Consumida	Generada
Separador S-L			632 kWh _{el} año ⁻¹ (E1, E2 y E3)	
Producción biofertilizante PGPR	138.842 kWh _{th} año ⁻¹ (E1 y E3)		138.842 kWh _{el} año ⁻¹ (E2)	
TOTAL	138.842 kWh_{th} año⁻¹ (E1 y E3)		139.474 kWh_{el} año⁻¹ (E2) 632 kWh_{el} año⁻¹ (E1 y E3))	

Costes

Personal

$$0,25 \text{ pers. (aux tec.)} \cdot \frac{20.396,32 \text{ €}}{\text{año}} = 5.099,08 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

$$0,25 \text{ pers. (ing tec.)} \cdot \frac{30.264,05 \text{ €}}{\text{año}} = 7.566,01 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

Tabla A1.36 Costes producción biofertilizante E1, E2 y E3

Producción de biofertilizante	Uds.	Coste unitario	Total
Auxiliar técnico	25 años	5.099,08 € año ⁻¹	127.477,00 €
Ingeniero técnico	25 años	7.566,01 € año ⁻¹	189.150,25 €
TOTAL			316.627,25 €

Ingresos

Nutrientes útiles del digerido

$$562,5 \frac{\text{kg N}}{\text{año}} \cdot \frac{0,326 \text{ €}}{\text{kg N}} = 183,38 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

$$85,9 \frac{\text{kg P}}{\text{año}} \cdot \frac{0,2126 \text{ €}}{\text{kg P}} = 18,26 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

$$1401,5 \frac{\text{kg K}}{\text{año}} \cdot \frac{0,6149 \text{ €}}{\text{kg K}} = 861,78 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

Nitrógeno ahorrado por PGPR

$$129,4 \frac{t N}{año} \cdot \frac{1.000 kg N}{1 t N} \cdot \frac{0,326 €}{kg N} = 42.184,40 \frac{€}{año}$$

Tabla A1.37 Ingresos producción biofertilizante

Producción de biofertilizante	Uds.	Coste unitario	Total
Nutrientes útiles del digerido	25 años	1.063,42 € año ⁻¹	26.585,50 €
Nitrógeno ahorrado por PGPR	25 años	42.184,40 € año ⁻¹	1.054.610,00 €
TOTAL			1.081.195,50 €

9.7 COSTES E INGRESOS GLOBALES DE LA INSTALACIÓN

9.7.1 Datos de partida

Tabla A1.38 Datos de partida ingresos globales

Costes e ingresos globales	Valores	Fuente
Cuota gestión de residuos	32.000,00 € año ⁻¹	FLEXINER
Precio compra energía eléctrica	0,124107 € kWh ⁻¹	(Iberdrola, n.d.)
Precio venta energía eléctrica	0,0406 € kWh ⁻¹	(OMIE, 2016)
Precio energía térmica	0,05 € kWh ⁻¹	(Preciogas, n.d.)
Densidad diésel	0,832 kg L ⁻¹	(Edwards et al., 2007)
Precio medio diésel (2013-2017)	1,178 € L ⁻¹	(Ministerio de Energía Turismo y Agenda Digital, n.d.)

9.7.2 E1

Ingresos

Venta energía eléctrica

$$126.329 \frac{kWh_{el}}{año} \cdot \frac{0,0406 €}{kWh} = 5.128,95 \frac{€}{año}$$

Venta de energía térmica

$$3.943 \frac{kWh_{el}}{año} \cdot \frac{0,05 \text{ €}}{kWh} = 197,15 \frac{\text{€}}{año}$$

Tabla A1.39 Ingresos globales instalación E1

Ingresos globales instalación	Uds.	Precio unitario	Total
Gestión de residuos	25 años	32.000,00 € año ⁻¹	800.000,00 €
Venta energía eléctrica	25 años	5.128,95 € año ⁻¹	128.223,75 €
Venta de energía térmica	25 años	197,15 € año ⁻¹	4.928,75 €
TOTAL			933.152,50 €

9.7.3 E2

Coste

Energía eléctrica

$$176.051 \frac{kWh_{el}}{año} \cdot \frac{0,124107 \text{ €}}{kWh_{el}} = 21.849,16 \frac{\text{€}}{año}$$

Tabla A1.40 Costes globales instalación E2

Costes globales instalación	Uds.	Precio unitario	Total
Coste energía eléctrica	25 años	21.849,16 € año ⁻¹	546.229,00 €
TOTAL			546.229,00 €

Ingresos

Biometano disponible para la venta

$$31.137 \frac{Nm^3 bioCH_4 \text{ prod}}{año} - 1.847 \frac{Nm^3 bioCH_4 \text{ consum.}}{año} = 29.290 \frac{Nm^3 bioCH_4}{año}$$

Venta biometano

$$29.290 \frac{\text{Nm}^3 \text{ bioCH}_4}{\text{año}} \cdot \frac{1 \text{ kg diésel}}{1,190 \text{ Nm}^3 \text{ bioCH}_4} \cdot \frac{L \text{ diésel}}{0,832 \text{ kg diésel}} \cdot \frac{1,178 \text{ €}}{L \text{ diésel}}$$

$$= 34.849,33 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

Tabla A1.41 Ingresos globales instalación E2

Ingresos globales instalación	Uds.	Precio unitario	Total
Gestión de residuos	25 años	32.000,00 € año ⁻¹	800.000,00 €
Venta biometano	25 años	34.849,33 € año ⁻¹	871.233,25 €
TOTAL			1.671.233,25 €

9.7.4 E3

Ingresos

Venta energía eléctrica

$$121.329 \frac{\text{kWh}_{el}}{\text{año}} \cdot \frac{0,0406 \text{ €}}{\text{kWh}} = 4.925,95 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

Venta de energía térmica

$$3.943 \frac{\text{kWh}_{el}}{\text{año}} \cdot \frac{0,05 \text{ €}}{\text{kWh}} = 197,15 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

Tabla A1.42 Ingresos globales instalación E3

Ingresos globales instalación	Uds.	Precio unitario	Total
Gestión de residuos	25 años	32.000,00 € año ⁻¹	800.000,00 €
Venta energía eléctrica	25 años	4.925,95 € año ⁻¹	123.148,75 €
Venta de energía térmica	25 años	197,15 € año ⁻¹	4.928,75 €
TOTAL			928.077,50 €

9.8 RESUMEN GENERAL

9.8.1 E1

Materiales

Tabla A1.43 Resumen general materiales E1

E1	Ítems	Materiales	
		Consumidos	Producidos
Trituración e hidrólisis	Tanque A	1.703 kg Hormigón	
	Tanque B	1.946 kg Hormigón	
	Triturador	400 kg Acero	
	Residuo hidrolizado		1.000 t año ⁻¹
Transporte	Camión 3,5-7,5 t EURO5/RER U	1.865,41 L (diésel) año ⁻¹	
Planta digestión anaerobia	Hormigón	1.854,5 m ³	
	Acero reforzado	120.000 kg	
	Aluminio	1.000 kg	
	Poliestireno de alto impacto HIPS	3.920 kg	
	PVC	3.500 kg	
	Arena	106.400 kg	
	Gravilla	1.972.500 kg	
	Bituminosos	11.150 kg	
Fundición	18.800 kg		

A1. Datos LCA y LCC

	Cobre	3.000 kg	
	Transporte camión 20-28 t	139.150 km	
	Transporte/carga/rail	194.440 km	
	Residuo hidrolizado	1.000 t año ⁻¹	
	Cloruro de amonio	1,5 t NH ₄ Cl año ⁻¹	
	Carbonato cálcico	8,9 t CaCO ₃ año ⁻¹	
	Biogás		70,2 t BG año ⁻¹
	Digerido		940,2 t dig año ⁻¹
Aprovechamiento de biogás	Acero	850 kg	
	Biogás	70,2 t BG año ⁻¹	
	Dióxido de carbono (emitido)		118,82 t CO ₂ año ⁻¹
Producción de biofertilizante	Acero	150 kg	
	Melaza	20,2 t	
	Digerido	940,2 t dig año ⁻¹	
	Fertilizante sólido		62,0 t año ⁻¹
	Biofertilizante líquido		898,4 t año ⁻¹

Energía

Tabla A1.44 Resumen general energía E1

E1	Ítems	Energía			
		Térmica		Eléctrica	
		Consumida	Generada	Consumida	Generada
Trituración e hidrólisis	Triturador			6.110 kWh _{el} año ⁻¹	
Transporte					
Planta digestión anaerobia	Planta dig. anaer.	53.972 kWh _{th} año ⁻¹		4.210 kWh _{el} año ⁻¹	
Aprovechamiento biogás	Unidad CHP		196.757 kWh _{th} año ⁻¹		131.171 kWh _{el} año ⁻¹
Producción biofertilizante	Separador S-L			632 kWh _{el} año ⁻¹	
	Producción fertiliz. y biofertiliz. PGPR	138.842 kWh _{th} año ⁻¹			
TOTAL		192.814 kWh_{th} año⁻¹	196.757 kWh_{th} año⁻¹	10.952 kWh_{el} año⁻¹	131.171 kWh_{el} año⁻¹

Tabla A1.45 Distribución consumo energía térmica E1

E1	Ítems	Energía térmica	
		Generada	Autoabastecimiento
Trituración e hidrólisis	Triturador		
Transporte			
Planta digest. anaerob.	Planta digest. anaerob.		53.972 kWh _{te} año ⁻¹
Aprovechamiento de biogás	Unidad CHP	196.757 kWh _{th} año ⁻¹	

A1. Datos LCA y LCC

Producción de biofertilizante	Separador S-L Producción fertiliz. y biofertiliz. PGPR	138.842 kWh _{te} año ⁻¹
TOTAL	196.757 kWh_{th} año⁻¹	192.814 kWh_{te} año⁻¹

Tabla A1.46 Distribución consumo energía eléctrica E1

E1	Ítems	Energía eléctrica		
		Consumida de red	Generada	Autoabastecimiento
Trituración e hidrólisis	Triturador	6.110 kW _{el} año ⁻¹		
Transporte				
Planta digestión anaerobia	Planta digest. anaerob.			4.210 kWh _{el} año ⁻¹
Aprovechamiento de biogás	Unidad CHP		131.171 kWh _{el} año ⁻¹	
Producción de biofertilizante	Separador S-L Producción fertiliz. y biofertiliz. PGPR			632 kWh _{el} año ⁻¹
TOTAL		6.110 kW_{el} año⁻¹	131.171 kWh_{el} año⁻¹	4.842 kWh_{el} año⁻¹

Tabla A1.47 Balance global energía E1

E1	Energía térmica	Energía eléctrica	
	Disponibles para venta	Consumida de red*	Exportada a red
TOTAL	3.943 kW_{th} año⁻¹	6.110 kW_{el} año⁻¹	126.329 kWh_{el} año⁻¹

* No está considerado un coste dinerario ya que correría a cuenta del productor del residuo, pero si un coste energético del sistema porque es necesario para su operación

Costes

Tabla A1.48 Costes globales E1

E1	Coste
Trituración e hidrólisis	13.500,00 €
Transporte	556.634,00 €
Planta digestión anaerobia	1.234.461,20 €
Aprovechamiento biogás	72.514,59 €
Producción biofertilizante	316.627,25 €
TOTAL	2.193.737,04 €

Ingresos

Tabla A1.49 Ingresos globales E1

E1	Ingresos
Trituración e hidrólisis	400,00 €
Transporte	
Planta digestión anaerobia	40.842,96 €
Aprovechamiento biogás	8.000,00 €
Producción biofertilizante	1.081.195,50 €
Ingresos globales instalación	933.152,50 €
TOTAL	2.063.590,96 €

9.8.2 E2

Material

Tabla A1.50 Resumen general materiales E2

E2	Ítems	Materiales	
		Consumidos	Producidos
Trituración e hidrólisis	Tanque A	1.703 kg Hormigón	
	Tanque B	1.946 kg Hormigón	
	Triturador	400 kg Acero	
	Residuo hidrolizado		1.000 t año ⁻¹
Transporte	Camión 3,5-7,5 t EURO5/RER U	1.846,90 Nm ³ (bioCH ₄) año ⁻¹	
Planta digestión anaerobia	Hormigón	1.854,5 m ³	
	Acero reforzado	120.000 kg	
	Aluminio	1.000 kg	
	Poliestireno de alto impacto HIPS	3.920 kg	
	PVC	3.500 kg	
	Arena	106.400 kg	
	Gravilla	1.972.500 kg	
	Bituminosos	11.150 kg	
	Fundición	18.800 kg	
	Cobre	3.000 kg	
	Transporte camión 20-28 t	139.150 km	
Transporte/carga/rail	194.440 km		

	Residuo hidrolizado	1.000 t año ⁻¹	
	Cloruro de amonio	1,5 t NH ₄ Cl año ⁻¹	
	Carbonato cálcico	8,9 t CaCO ₃ año ⁻¹	
	Biogás		70,2 t BG año ⁻¹
	Digerido		940,2 t dig año ⁻¹
	Acero	9100 kg	
	Acero inox. CrNiMo1712 (316L)	900 kg	
	Hormigón	550 m ³	
	Cobre	250 kg	
	Agua	199.692 L H ₂ O año ⁻¹	
	Biogás	60.504 Nm ³ BG año ⁻¹ (70,20 t BG año ⁻¹)	
Aprovechamiento de biogás	Biometano		31.137 Nm ³ bioCH ₄ año ⁻¹ (22,24 t bioCH ₄ año ⁻¹)
	Metano emitido		963 Nm ³ CH ₄ año ⁻¹ (0,69 t bioCH ₄ año ⁻¹)
	Dióxido de carbono emitido (contenido BG)		21.600 Nm ³ CO ₂ año ⁻¹ (42,43 t CO ₂ año ⁻¹)
	Dióxido de carbono emitido (combustión)		37.941 Nm ³ CO ₂ año ⁻¹ (74,53 t CO ₂ año ⁻¹)
	Acero	150 kg	
	Digerido	940,2 t dig año ⁻¹	
Producción de biofertilizante	Melaza	20,2 t	
	Fertilizante sólido		62,0 t año ⁻¹
	Biofertilizante líquido		898,4 t año ⁻¹

A1. Datos LCA y LCC

Energía

Tabla A1.51 Resumen general energía E2

E2	Equipo	Energía			
		Térmica		Eléctrica	
		Consumida	Generada	Consumida	Generada
Trituración e hidrólisis	Triturador			6.110 kWh _{el} año ⁻¹	
Transporte					
Planta digestión anaerobia	Planta digest. anaer.	53.972 kWh _{th} año ⁻¹		4.210 kWh _{el} año ⁻¹	
Aprovechamiento de biogás	Caldera		67.464 kWh _{th} año ⁻¹ (Útiles 53.972 kWh _{th} año ⁻¹)		
	Scrubber			18.472 kWh _{el} año ⁻¹	
	Sistema compresión			5.605 kWh _{el} año ⁻¹	
	Sistema suministro			2.180 kWh _{el} año ⁻¹	
Producción de biofertilizante	Separador S-L			632 kWh _{el} año ⁻¹	
	Producción biofertilizante PGPR			138.842 kWh _{el} año ⁻¹	
TOTAL		53.972 kWh_{th} año⁻¹	67.464 kWh_{th} año⁻¹	176.051 kWh_{el} año⁻¹	0 kWh_{el} año⁻¹

Tabla A1.52 Distribución consumo energía térmica E2

E2	Ítems	Energía térmica	
		Generada	Autoabastecimiento
Trituración e hidrólisis	Triturador		
Transporte			
Planta digestión anaerobia	Planta digest. anaerob.		53.972 kWh _{th} año ⁻¹
Aprovechamiento de biogás	Caldera	67.465 kWh _{th} año ⁻¹ (Útiles 53.972 kWh _{th} año ⁻¹)	
	Scrubber		
	Sistema compresión Sistema suministro		
Producción de biofertilizante	Separador S-L		
	Producción fertiliz. y biofertiliz. PGPR		
TOTAL		67.465 kWh_{th} año⁻¹	53.972 kWh_{th} año⁻¹

Tabla A1.53 Distribución consumo energía eléctrica E2

E2	Ítems	Energía eléctrica Consumida de red
Trituración e hidrólisis	Triturador	6.110* kW _{el} año ⁻¹
Transporte		
Planta digestión anaerobia	Planta digest. anaerob.	4.210 kW _{el} año ⁻¹

A1. Datos LCA y LCC

Aprovechamiento de biogás	Caldera	
	Scrubber	18.472 kW _{el} año ⁻¹
	Sistema compresión	5.605 kW _{el} año ⁻¹
	Sistema suministro	2.180 kW _{el} año ⁻¹
Producción de biofertilizante	Separador S-L	632 kWh _{el} año ⁻¹
	Producción fertiliz. y biofertiliz. PGPR	138.842 kWh _{el} año ⁻¹
	TOTAL	176.051 kWh_{el} año⁻¹

* No está considerada un coste dinerario ya que correría a cuenta del productor del residuo, pero si un coste energético del sistema porque es necesario para su operación

Coste

Tabla A1.54 Costes globales E2

E2	Coste
Trituración e hidrólisis	13.500,00 €
Transporte	501.697,75 €
Planta digestión anaerobia	1.234.461,20 €
Aprovechamiento biogás	1.259.370,88 €
Producción biofertilizante	316.627,25 €
Coste global (energía eléctrica)	546.229,00 €
TOTAL	3.871.886,08 €

Ingresos

Tabla A1.55 Ingresos globales E2

E2	Ingresos
Trituración e hidrólisis	400,00 €
Transporte	
Planta digestión anaerobia	40.842,96 €
Aprovechamiento biogás	13.743,56 €
Producción biofertilizante	1.081.195,50 €
Ingresos globales instalación	1.671.233,25 €
TOTAL	2.807.415,27 €

9.8.3 E3

Material

Tabla A1.56 Resumen general materiales E3

E3	Ítems	Materiales	
		Consumidos	Producidos
Trituración e hidrólisis	Tanque A	1.703 kg Hormigón	
	Tanque B	1.946 kg Hormigón	
	Triturador	400 kg Acero	
	Residuo hidrolizado		1.000 t año ⁻¹
Transporte	Tubería PVC tipo E	30,1 t	
	Gravilla	17.741 t	
	Motores eléctricos	110 kg	
	Bombas función GGG-Ni-Cr	60 kg	
	Unidades de control electrónico	25 kg	
Planta digestión anaerobia	Hormigón	1.854,5 m ³	
	Acero reforzado	120.000 kg	
	Aluminio	1.000 kg	
	Poliestireno de alto impacto HIPS	3.920 kg	
	PVC	3.500 kg	
	Arena	106.400 kg	
	Gravilla	1.972.500 kg	
Bituminosos	11.150 kg		

	Fundición	18.800 kg	
	Cobre	3.000 kg	
	Transporte camión 20-28 t	139.150 km	
	Transporte/carga/rail	194.440 km	
	Residuo hidrolizado	1.000 t año ⁻¹	
	Cloruro de amonio	1,5 t NH ₄ Cl año ⁻¹	
	Carbonato cálcico	8,9 t CaCO ₃ año ⁻¹	
	Biogás		70,2 t BG año ⁻¹
	Digerido		940,2 t dig año ⁻¹
Aprovechamiento de biogás	Acero	850 kg	
	Biogás	70,2 t BG año ⁻¹	
	Dióxido de carbono (emitido)		118,82 t CO ₂ año ⁻¹
Producción de biofertilizante	Acero	150 kg	
	Digerido	940,2 t dig año ⁻¹	
	Melaza	20,2 t	
	Fertilizante sólido		62,0 t año ⁻¹
	Biofertilizante líquido		898,4 t año ⁻¹

Energía

Tabla A1.57 Resumen general energía E3

E3		Energía			
		Térmica		Eléctrica	
		Consumida	Generada	Consumida	Generada
Trituración e hidrólisis	Triturador			6.110 kWh _{el} año ⁻¹	
Transporte	Sistema de tuberías			5.000 kWh _{el} año ⁻¹	
Planta digestión anaerobia	Planta digestión anaerobia	53.972 kWh _{th} año ⁻¹		4.210 kWh _{el} año ⁻¹	
Aprovechamiento de biogás	Unidad CHP		196.757 kWh _{th} año ⁻¹		131.171 kWh _{el} año ⁻¹
Producción de biofertilizante	Separador S-L Producción biofertilizante PGPR	138.842 kWh _{th} año ⁻¹		632 kWh _{el} año ⁻¹	
TOTAL		192.814 kWh_{th} año⁻¹	196.757 kWh_{th} año⁻¹	15.952 kWh_{el} año⁻¹	131.171 kWh_{el} año⁻¹

Tabla A1.58 Distribución consumo energía térmica E3

E3	Ítems	Energía térmica	
		Generada	Autoabastecimiento
Trituración e hidrólisis	Triturador		

Transporte		
Planta digestión anaerobia	Planta digestión anaerobia	53.972 kWh _{th} año ⁻¹
Aprovechamiento de biogás	Unidad CHP	196.757 kWh _{th} año ⁻¹
Producción de biofertilizante	Separador S-L Producción fertiliz. y biofertiliz. PGPR	138.842 kWh _{th} año ⁻¹
TOTAL		196.757 kWh_{th} año⁻¹
		192.814 kWh_{th} año⁻¹

Tabla A1.59 Distribución consumo energía eléctrica E3

E3	Ítems	Energía eléctrica		
		Consumida de red	Generada	Autoabastecimiento
Trituración e hidrólisis	Triturador	6.110 kW _{el} año ⁻¹		
Transporte				5.000 kWh _{el} año ⁻¹
Planta digestión anaerobia	Planta digestión anaerobia			4.210 kWh _{el} año ⁻¹
Aprovechamiento de biogás	Unidad CHP		131.171 kWh _{el} año ⁻¹	
Producción de biofertilizante	Separador S-L Producción fertiliz. y biofertiliz. PGPR			632 kWh _{el} año ⁻¹
TOTAL		6.110 kW_{el} año⁻¹	131.171 kWh_{el} año⁻¹	9.842 kWh_{el} año⁻¹

Tabla A1.60 Balance global energía E3

E3	Energía térmica	Energía eléctrica	
	Disponible para venta	Consumida de red*	Exportada a red
TOTAL	3.943 kW_{th} año⁻¹	6.110 kW_{el} año⁻¹	121.329 kWh_{el} año⁻¹

* No está considerado un coste dinerario ya que correría a cuenta del productor del residuo, pero si un coste energético del sistema porque es necesario para su operación

Costes

Tabla A1.61 Costes globales E3

E3	Coste
Trituración e hidrólisis	13.500,00 €
Transporte	647.578,75 €
Planta digestión anaerobia	1.234.461,20 €
Aprovechamiento biogás	72.514,59 €
Producción biofertilizante	316.627,25 €
TOTAL	2.284.681,79 €

Ingresos

Tabla A1.62 Ingresos globales E3

E3	Ingresos
Trituración e hidrólisis	400,00 €
Transporte	444,50 €
Planta digestión anaerobia	40.842,96 €
Aprovechamiento biogás	8.000,00 €
Producción biofertilizante	1.081.195,50 €
Ingresos globales instalación	928.077,50 €
TOTAL	2.058.960,46 €

ANEXO 2

DESCRIPCIÓN DEL PROTOTIPO DE MICROPLANTA FLEXIBLE DE DIGESTIÓN ANAEROBIA

10.1 COMPONENTES DEL PROTOTIPO DE MICROPLANTA FLEXIBLE DE DIGESTIÓN ANAEROBIA

10.1.1 Unidad de pretratamiento

La unidad de pretratamiento está constituida por una tolva de recepción construida en chapa de acero de 4 mm de grosor, un triturador JWCE Muffin Monster Modelo 30005-0012 de 2.200 W, un tanque de trituración e hidrólisis construido en fibra de vidrio y resina de poliéster con una capacidad de 595 L y un agitador helicoidal GOLDMASTER Modelo AE-VRR de 650 W. La tolva de recepción se encuentra instalada sobre el triturador y este a su vez sobre el tanque de trituración e hidrólisis, sobre este último también se encuentra instalado el agitador (ver figura A2.1).

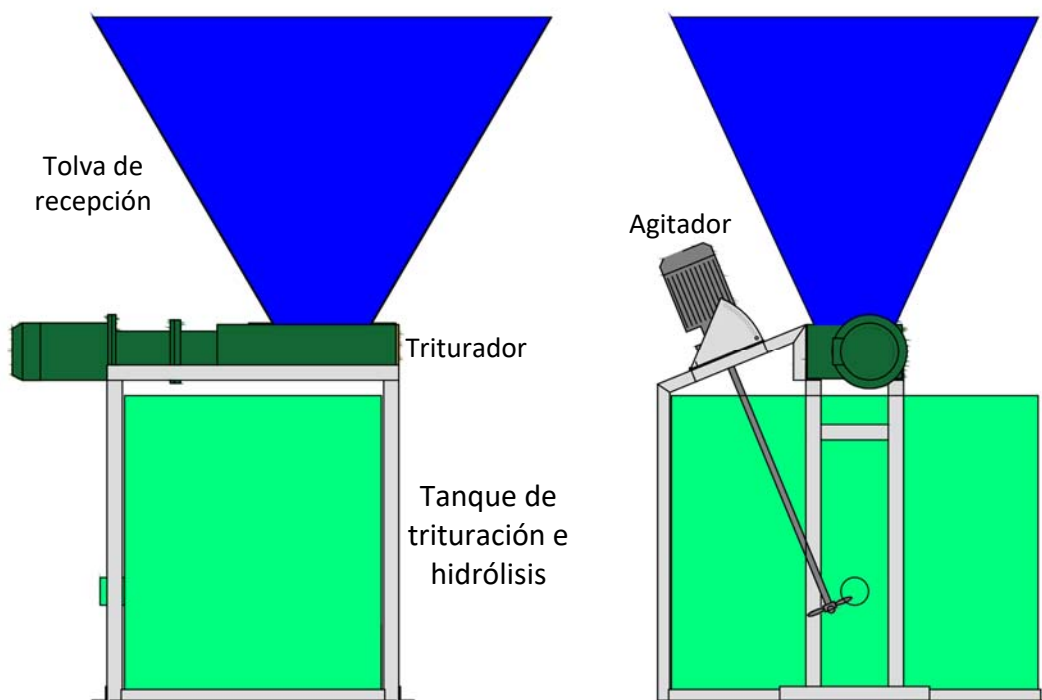


Figura A2.1 Unidad de pretratamiento

10.1.2 Digestor principal

El digestor principal es un cilindro situado de forma vertical. Dispone de un cilindro interior fabricado en fibra de vidrio y resina de viniléster con unas dimensiones de 2,40 m de diámetro y 1,94 m de altura, lo que supone un volumen interior de 8.776 L. Para

A2. Descripción del prototipo

un resguardo en la parte superior de 0,30 m, tiene un volumen útil de 7.200 L. Este cilindro se encuentra cubierto por las siguientes capas: 1) una capa de aislamiento de espuma de poliuretano de 5 cm de espesor en la virola y 8 cm en las bases, 2) una capa intermedia de resina de poliéster de 1 cm de espesor que le confiere resistencia estructural, 3) una capa de aislamiento de 3 cm de lana de roca y 4) una estructura exterior de chapa galvanizada de 1 mm de espesor que le confiere resistencia a la intemperie. El digestor tiene unas dimensiones exteriores de 2,60 m de diámetro y 2,20 m de altura.

El digestor dispone de 4 tomas laterales de 2 1/2", señaladas en el plano de la figura A2.2 como A, B, C y D. Están situadas dos a dos de forma diametralmente opuesta, configurando las zonas de entrada y salida del digerido. Las dos tomas situadas en la parte inferior (C y D) se encuentran situadas ligeramente por encima de la base interior del cilindro, mientras que las dos superiores (A y B) se encuentran situadas a diferente altura. La primera de ellas (entrada, toma A) se encuentra situada cerca de la base superior y la segunda (salida, toma B) ligeramente por encima de la mitad de la altura del cilindro. Esta disposición permite, gracias al sistema de tuberías y valvulería de accionamiento manual, configurar diferentes recorridos del flujo dentro del digestor (Arriba-Arriba, Abajo-Abajo, Arriba-Abajo y Abajo-Arriba).

El digestor también dispone de otras 3 tomas laterales de 1" situadas en el plano perpendicular al formado por las entradas de 2 1/2". Se encuentran situadas a diferentes alturas y están destinadas a la toma de muestras y el alojamiento de sensores. La base superior del cilindro dispone de una toma de 2" para la conexión con el depósito auxiliar, y 3 tomas de 1/2" para la conexión de sensores y la evacuación del biogás producido. También en esta zona dispone de una boca de hombre que permite el acceso al interior del digestor para realizar tareas de mantenimiento.

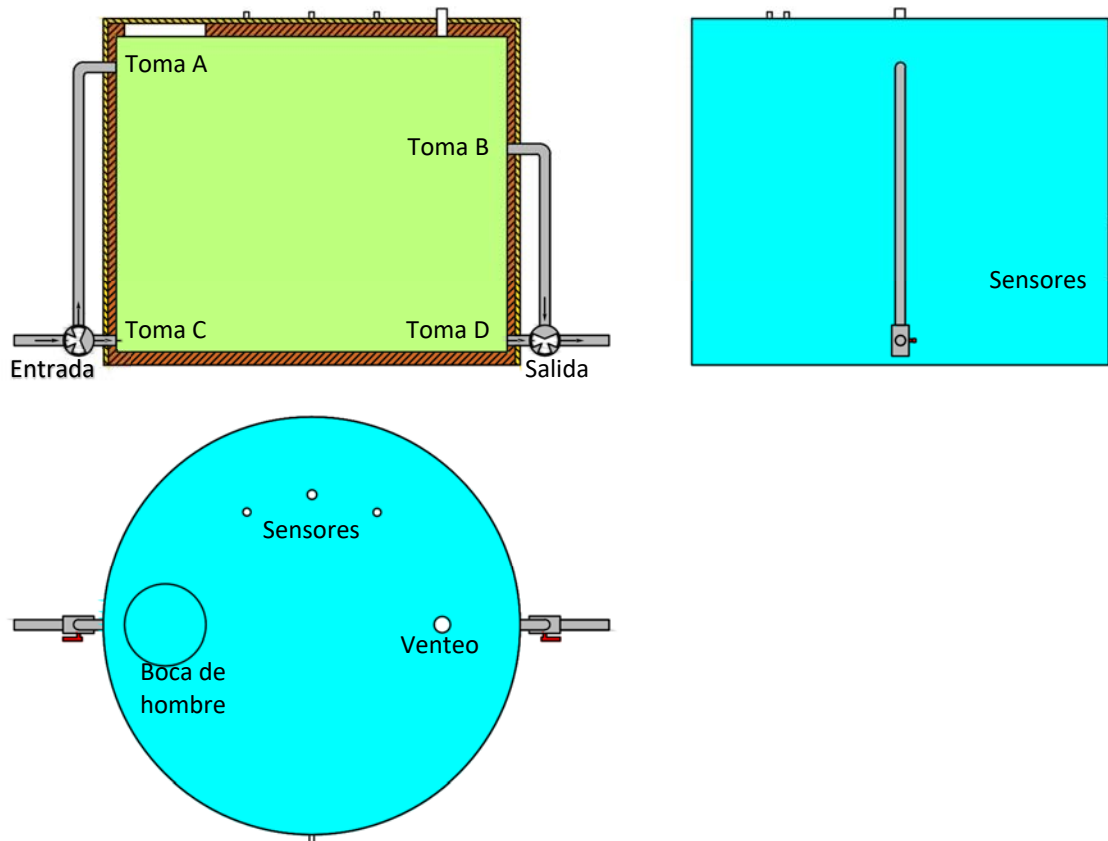


Figura A2.2 Digestor principal

10.1.3 Depósito auxiliar

El depósito auxiliar es un cilindro de PE-HD con una capacidad de 220 L, situado de forma horizontal. Este depósito dispone en la parte superior de su virola de tres tomas. La primera de ellas es una toma de 2" para su conexión con el venteo del digestor principal. La segunda es una salida de 2" para la bomba auxiliar FOP Drain de 400 W alojada en su interior. La tercera toma es una salida de prensaestopas para la línea de alimentación eléctrica de dicha bomba. En uno de sus laterales dispone de una toma de 2 1/2" para la conexión con la parte inferior del digestor principal.

10.1.4 Depósito de digerido

El depósito de digerido es un depósito tipo GRG (Gran Recipiente para mercancías a Granel) con una capacidad de 1.000 L, que en su parte superior dispone de una toma para la recepción del digerido purgado por la bomba auxiliar y en su parte inferior de otra toma para su evacuación.

10.1.5 Caseta de control

La caseta de control es una caseta de obra construida en panel sándwich de 40 mm de espesor con unas dimensiones exteriores de 4 x 2,5 x 2,5 m (Largo x Ancho x Alto).

10.1.6 Sistema de tuberías y valvulería

El sistema de tuberías y valvulería está compuesto por una bomba principal LFC Modelo LH 40/10 para el trasiego de aguas cargadas, un intercambiador de tubos SUICALSA Modelo IC26046LB08 construido en acero inoxidable, tuberías de PVC (DN 75, PN 6 Bar) con recubrimiento aislante de 3 cm de espesor, dos electroválvulas rotatorias de 3 vías CEPEX Modelo 4186 (V1 y V2) y tres válvulas de 3 vías de accionamiento manual (VM1, VM2 y VM3) todas ellas de PVC. Las electroválvulas V1 y V2 son la parte principal del sistema, permiten la selección de las diferentes rutas de tubería para poder realizar las distintas tareas del proceso. Las válvulas de tres vías de accionamiento manual VM1 y VM2 permiten seleccionar el sentido de circulación del flujo dentro del digestor y la tercera, VM3, permite seleccionar el lugar de procedencia de la alimentación entre la unidad de pretratamiento o una toma auxiliar para, por ejemplo, realizar la inoculación (ver figura A2.3).

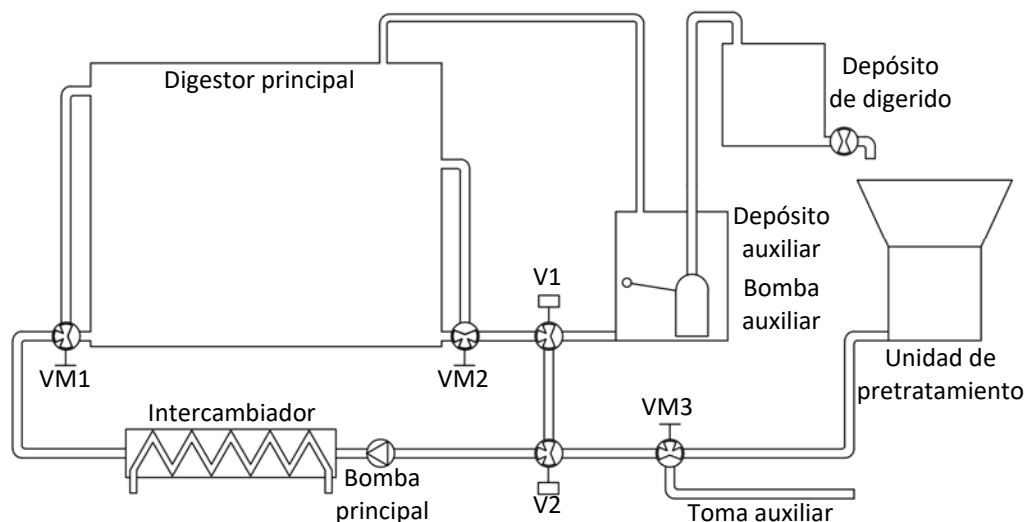


Figura A2.3 Sistema de tuberías y valvulería

Las diferentes combinaciones de las válvulas V1 y V2, permiten configurar el sistema para realizar las diferentes tareas. Se destacan dos configuraciones principales: la configuración para agitación/calefacción y la configuración para purga/alimentación.

La configuración agitación/calefacción permite recircular el contenido del digestor para facilitar su homogeneización. Como se puede observar en la figura A2.4, el sistema de tuberías permite conectar la zona de salida del digestor, a través de las válvulas V1 y V2, con la aspiración de la bomba principal, la cual se encarga de impulsar el digerido hasta la zona de entrada del digestor, a través del intercambiador. Mediante las válvulas de tres vías de accionamiento manual VM1 y VM2 se puede configurar el flujo de circulación a través de las tomas A, B, C y D. Este circuito de bombeo es utilizado indistintamente tanto para la recirculación como para la calefacción del contenido del digestor. Estas dos tareas únicamente se diferencian en la circulación de agua caliente a través del circuito primario del intercambiador.

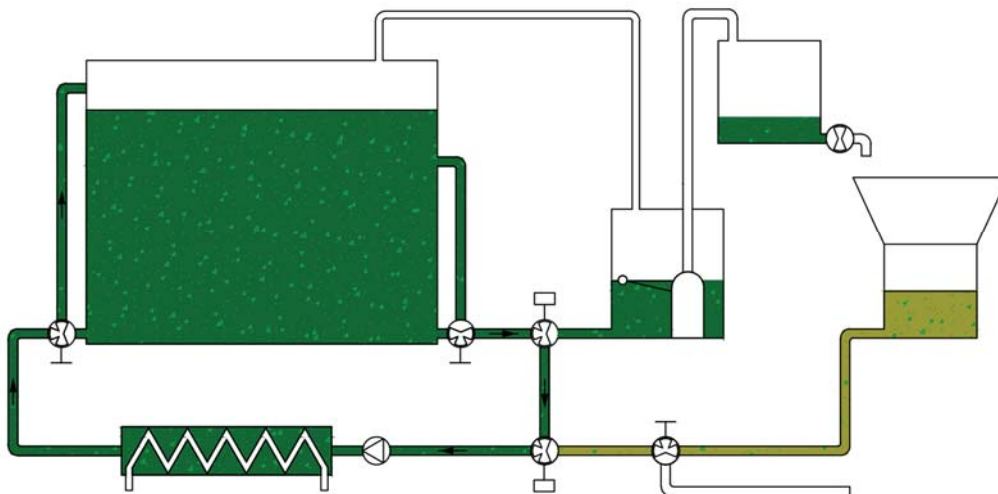


Figura A2.4 Configuración para agitación/calefacción

La configuración del sistema para la realización de las tareas de purga y alimentación resulta más compleja que la configuración para las tareas de agitación/calefacción, ya que requiere diferentes configuraciones secuenciales de las electroválvulas V1 y V2. A continuación, se describe el proceso de purga/alimentación junto con las diferentes configuraciones del sistema de tuberías y valvulería. La figura A2.5 muestra las diferentes etapas.

En la primera etapa del proceso abre la electroválvula V1, permitiendo la conexión de las partes inferiores del digestor y del depósito auxiliar, lo que provoca la circulación del digerido contenido en el digestor hacia el depósito auxiliar sin variación de presión, ya que sus partes superiores se encuentran conectadas. Una vez alcanzado el volumen de purga deseado, definido a partir de los parámetros de operación “volumen_purga” y “corrección_volumen purga” y determinado en función de la variación de volumen observada en el digestor, se cierra la electroválvula V1. Posteriormente se procede a abrir la electroválvula V2, que permite conectar la unidad de pretratamiento con el digestor a través de la bomba principal, la cual se activa e introduce el digerido procedente del tanque de trituración e hidrólisis al digestor hasta que se alcanza un nivel de llenado de este igual a la suma de los valores de los parámetros “volumen de operación” y “corrección volumen alimentación”, definidos en los parámetros de operación. Al mismo tiempo que tiene lugar el llenado del digestor se pone en funcionamiento la bomba auxiliar alojada en el depósito auxiliar para evacuarlo hacia el depósito de digerido. Al realizarse simultáneamente la entrada y salida del digerido al sistema se consigue minimizar las variaciones de presión en el interior del digestor. Una vez alcanzado el nivel de llenado del digestor el sistema de tuberías y valvulería queda configurado de nuevo para agitación/calefacción.

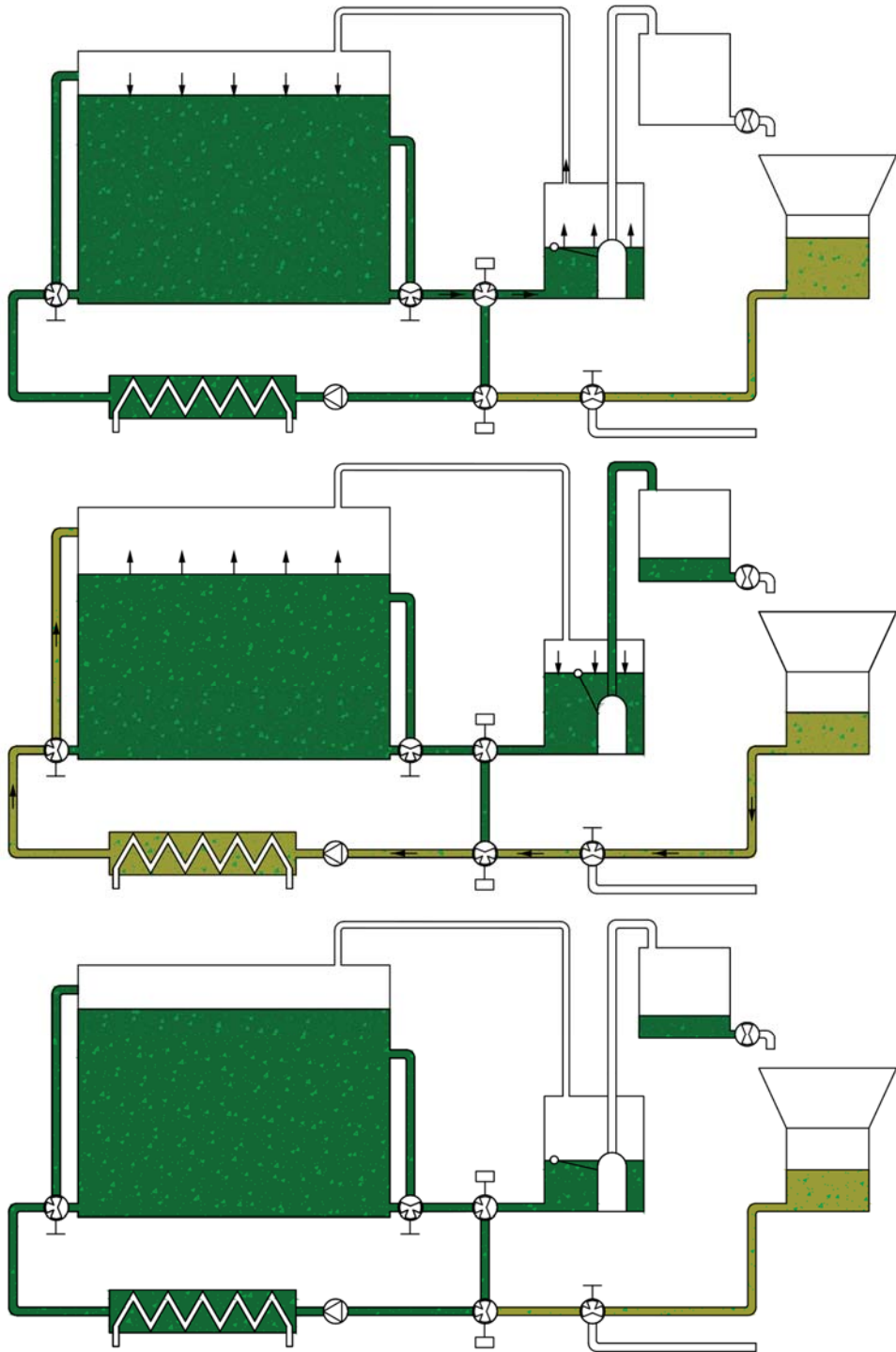


Figura A2.5 Configuración para alimentación/purga

10.1.7 Sistema de calefacción

El sistema de calefacción está compuesto de dos calentadores eléctricos para la producción de agua caliente GABARRÓN Modelo GTS 10 de 1.500 W cada uno, una bomba de calefacción GRUNDFOS Modelo 25-40 de 45 W, un intercambiador de calor

A2. Descripción del prototipo

SUICALSA Modelo IC2604LB08 de tubos de acero inoxidable, los dispositivos de seguridad correspondientes (vaso de expansión de 5 L, purgador automático y válvula de seguridad de sobrepresión) y una toma de agua que permite tanto el llenado como el ajuste de la presión del circuito de calefacción (ver figura A2.6).

Su principio de funcionamiento es el siguiente: el agua caliente producida en los calentadores eléctricos de agua se recircula a través del sistema mediante la bomba de calefacción. Cuando el agua caliente llega al circuito primario del intercambiador cede su energía térmica al digerido que se encuentra circulando a través del circuito secundario, movido a su vez por la bomba principal. Una vez que el agua ha cedido su energía térmica abandona el intercambiador para volver a ser calentada de nuevo por los calentadores eléctricos de agua.

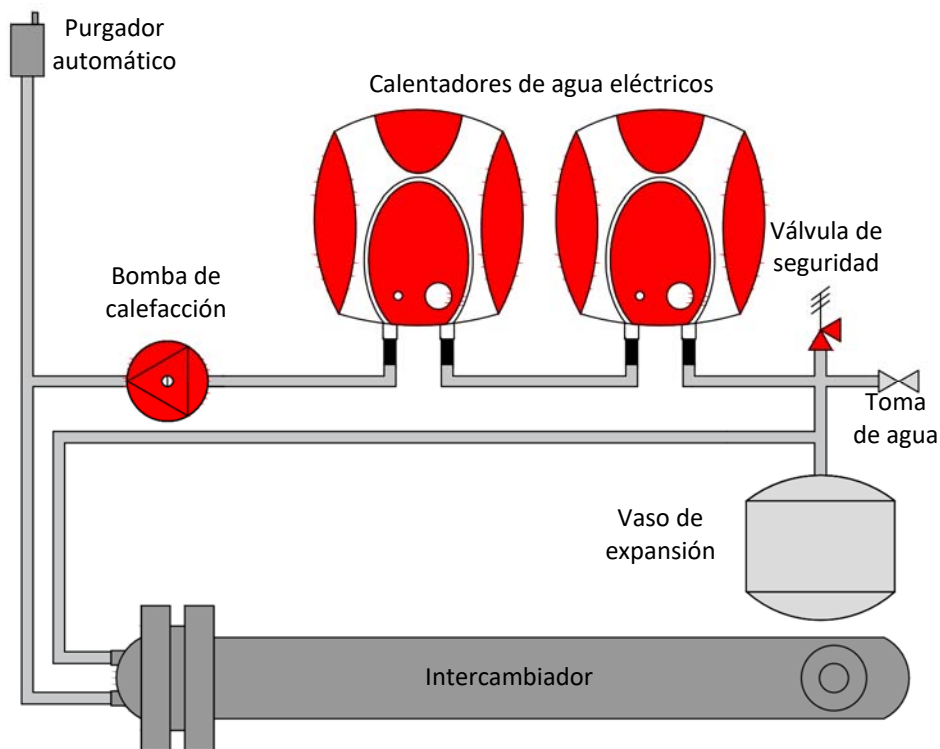


Figura A2.6 Sistema de calefacción

10.1.8 Sistema de evacuación, medición y análisis de biogás

Descripción general

El sistema de evacuación, medición y análisis de biogás está compuesto por una tubería de evacuación de biogás de PVC (DN 32, PN 6 Bar), una trampa de condensados, una electroválvula de evacuación BURKERT Modelo 0742 con certificado ATEX, un contador

de gas comercial ELSTER Modelo BK-G4 ($Q = 40 \text{ L h}^{-1} - 6.000 \text{ L h}^{-1}$) y un subsistema de análisis de la calidad de biogás que analiza de manera continua su contenido en metano y oxígeno.

La evacuación del biogás generado se realiza por la parte superior del digestor mediante una de sus tomas a través de la tubería de evacuación hasta la caseta de control. Una vez allí esta tubería conduce el biogás hacia la trampa de condensado la cual se encarga de la eliminación de su contenido en vapor de agua. A la salida de la trampa de condensado el biogás se encuentra con la electroválvula de evacuación para, una vez que esta se encuentre abierta, circular a través del contador de gas antes de su evacuación.

Subsistema de análisis de la calidad del biogás

La tubería de evacuación de biogás dispone de una toma de muestra situada entre la electroválvula de evacuación y la trampa de condensado. Esta toma permite suministrar biogás de forma continua al subsistema de análisis de la calidad del biogás. Este subsistema se encuentra instalado dentro de un armario y permite analizar el contenido en metano y oxígeno del biogás. Está constituido por los siguientes elementos:

- Fuente de alimentación. Encargada de alimentar eléctricamente el conjunto.
- Bomba peristáltica. DOSIPER Modelo C1R de $4,5 \text{ L h}^{-1}$ para forzar el paso del biogás a través del sistema de medición. La bomba peristáltica permite que el caudal no dependa de las condiciones de la zona de aspiración e impide la entrada de aire exterior.
- Trampa de condensado. CAMOZZI Modelo N204-F00. Resulta necesaria para evitar el paso de partículas que podrían dañar los sensores, así como para recoger los posibles condensados que aparecieran en el bloque acondicionador.
- Bloque acondicionador de biogás. Compuesto por un módulo refrigerador, concretamente una celda de efecto Peltier RS Modelo RH 1.4-32-06L con una potencia de 13 W acoplada por un lado a un bloque cilíndrico de cobre ($\varnothing 125 \text{ mm}$, $h = 150 \text{ mm}$) y por otro a un radiador. El bloque tiene enrollado tubo de cobre de 8 mm de diámetro y unos 2 m de longitud con el que intercambia calor con el biogás que circula por su interior. A su vez se encuentra aislado exteriormente con espuma de poliuretano de manera que le sea posible

condensar la humedad que pudiera contener el biogás con el fin de prolongar la vida útil de los sensores.

- Sensores. Colocados en serie después del acondicionador de biogás. Son sensores BLUESENS Modelos BCP-O2 y BCP-CH4 encargados de determinar las concentraciones de oxígeno y metano respectivamente. El sensor de metano dispone de un rango de medición entre el 0 y el 100% de concentración en volumen y basa su funcionamiento en la electroscopia de las bandas del espectro infrarrojo de la luz. Por otra parte, el sensor de oxígeno dispone de un rango de medición entre el 0 y el 25% en volumen y utiliza para fundamentar su medición una celda galvánica. Ambos disponen de una precisión con un error inferior al 0,2% del fondo de escala de la medición y de un transmisor de señal 4-20mA que entrega su lectura a la unidad de control para su registro.
- Ventilador. Instalado en una de las paredes del armario para refrigerar su interior.
- Conducciones para el gas. Tubo de poliamida 10 x 8 mm.

Estos elementos se encuentran configurados de forma que el punto más bajo del circuito es la trampa de condensado, evitando así la formación de sifones y permitiendo la evacuación del gas, ya analizado, por el punto más alto.

El subsistema de análisis dispone de un selector que permite variar la potencia de enfriamiento de la celda Peltier en función de las condiciones de temperatura exteriores, lo que permite hacerla funcionar en “modo verano” o en “modo invierno”. También existen unos pulsadores que permiten calibrar los sensores siguiendo los protocolos establecidos por el fabricante.

Trampa de condensado

La trampa de condensado dispone también de una válvula de sobrepresión, ambas agrupadas en un mismo dispositivo. Estas permiten, por un lado, reducir el contenido en agua del biogás con el fin de prolongar la vida útil del contador de gas y los sensores, y por otro, evitar la acumulación de biogás en el interior del digestor en el caso de que el sistema de evacuación de biogás no se encuentre operativo.

10.1.9 Unidad de control

El sistema de control está formado por un cuadro de control, los sensores, los actuadores y un PC de control con sistema SCADA.

Cuadro de control

El cuadro de control alberga la aparamenta eléctrica de seguridad y las aparamentas de potencia y mando de los diferentes actuadores. La aparamenta de mando se encuentra subordinada a un autómata SIEMENS Modelo Step 7-200, el cual dispone de dos módulos adicionales de entradas analógicas que permiten la conexión de los diferentes sensores utilizados y es el encargado de los algoritmos de control. El cuadro de control también ofrece la posibilidad de seleccionar de forma manual, mediante selectores, el modo de control de los diferentes actuadores. Estos selectores disponen de tres posiciones Automático, Cero y Manual, con las siguientes características:

- **Automático:** El sistema de control tiene el control absoluto sobre la activación y desactivación de cada actuador.
- **Cero:** El actuador se encuentra siempre desactivado, independientemente de la señal del sistema de control.
- **Manual:** El actuador se encuentra siempre activado independientemente de la señal del sistema de control.

Sensores

Para la lectura de los distintos parámetros a controlar se encuentran instalados en la planta los siguientes sensores:

- Sonda de temperatura del digestor. Tipo Pt100 CORREGE Modelo D05984. Situada en la virola del digestor a media altura. Proporciona una medida de temperatura del digerido.
- Sensor de presión (biogás). WIKA Modelo S11. Situado en la parte superior del digestor. Permite determinar la presión que existe en el interior del digestor a causa de la acumulación del biogás producido.
- Sensor de presión (nivel de llenado). WIKA Modelo S11. Situado en la parte inferior de la virola del digestor. La diferencia de presión entre las medidas dadas por este sensor y el sensor de presión representa la presión hidrostática del

A2. Descripción del prototipo

digerido. Se utiliza para conocer de manera indirecta el volumen ocupado del digestor.

- Analizador de gas oxígeno. BLUESENS Modelo BCP-O2. Se encuentra situado en el armario de análisis. Permite conocer la composición en oxígeno del biogás.
- Analizador de gas metano. BLUESENS Modelo BCP-CH4. Situado en el armario de análisis. Permite conocer la composición en metano del biogás.
- Contador de gas y generador de pulsos. ELSTER Modelo BK-G4 ($Q = 40 \text{ L h}^{-1} - 6.000 \text{ L h}^{-1}$). Situados en el interior de la caseta de control. Permiten un registro mecánico y automático del biogás producido por la planta.

Actuadores

Para llevar a cabo los distintos procesos la planta dispone de los siguientes actuadores:

- Bomba principal. LFC Modelo LH-40/10 810 W. Situada en la caseta de control. Permite el trasiego de digerido en los procesos de calefacción, recirculación o alimentación.
- Bomba auxiliar. FOP Modelo Drain 400 W. Situada en el interior del depósito auxiliar. Permite la evacuación del digerido del depósito auxiliar en el proceso de purga.
- Electroválvulas de 3 vías de compuerta giratoria (V1 y V2). CEPEX Modelo 4186. Situadas en la caseta de control. Mediante la combinación de sus distintas posiciones permiten adecuar el sistema de tuberías a los requerimientos del sistema (calefacción, recirculación o alimentación).
- Bomba de calefacción. GRUNDFOS Modelo 25-40 de 45 W. Situada en la caseta de control. Permite la circulación del agua dentro del sistema de calefacción.
- Calentadores de agua eléctricos. GABARRÓN Modelo GTS 10 1.500 W. Situados en la caseta de control. Encargados del calentamiento del agua del sistema de calefacción.
- Electroválvula de evacuación de biogás. BURKERT Modelo 0742 ATEX. Situada en la caseta de control. Permite la evacuación del biogás producido, tiene la capacidad para operar en atmósferas explosivas ATEX.

- Sistema triturador. JWCE Muffin Monster Modelo 30005-0012 de 2.200 W. Situado en la unidad de pretratamiento. Encargado de la trituración de los residuos recibidos.
- Agitador. GOLDMASTER Modelo AE-VRR de 650 W. Situado en la unidad de pretratamiento. Permite homogeneizar el contenido del tanque de trituración e hidrólisis.

PC de control y sistema SCADA

El PC de control dispone de un sistema SCADA que permite realizar la supervisión y configuración del proceso. Este sistema también se encarga del registro de datos de las diferentes variables de proceso y de los eventos que tienen lugar durante su transcurso. El PC de control permite el acceso remoto al sistema SCADA y por lo tanto la operación on-line de la planta siempre que este se encuentre conectado a internet.

10.1.10 Sinóptico de control

Pestaña “Proceso”

La pestaña “Proceso” del sinóptico de control (figura A2.7) permite realizar las siguientes acciones:

- Visualización del estado del proceso. Observación del valor que toman las variables del proceso: temperatura del digerido, presión del biogás, volumen de llenado del digester, calidad del biogás generado y su volumen producido.
- Selección del modo de operación (manual-automático). Cuando la operación se encuentra en modo automático, el sistema de control se hace cargo del proceso de acuerdo con los parámetros de operación dados. Cuando se encuentra en modo manual, los distintos actuadores solo pueden ser activados o desactivados por el usuario haciendo clic sobre su icono correspondiente.
- Habilitación/deshabilitación de estados de funcionamiento. Cuando el modo de operación de la planta se encuentra en automático es posible Habilitar/deshabilitar los estados de funcionamiento de alimentación y/o recirculación haciendo clic sobre el botón correspondiente.

A2. Descripción del prototipo

- Visualización del estado de activación de los distintos actuadores. Permite diferenciar el estado de activación de los diferentes actuadores mediante su color (rojo - activado ; gris - desactivado).

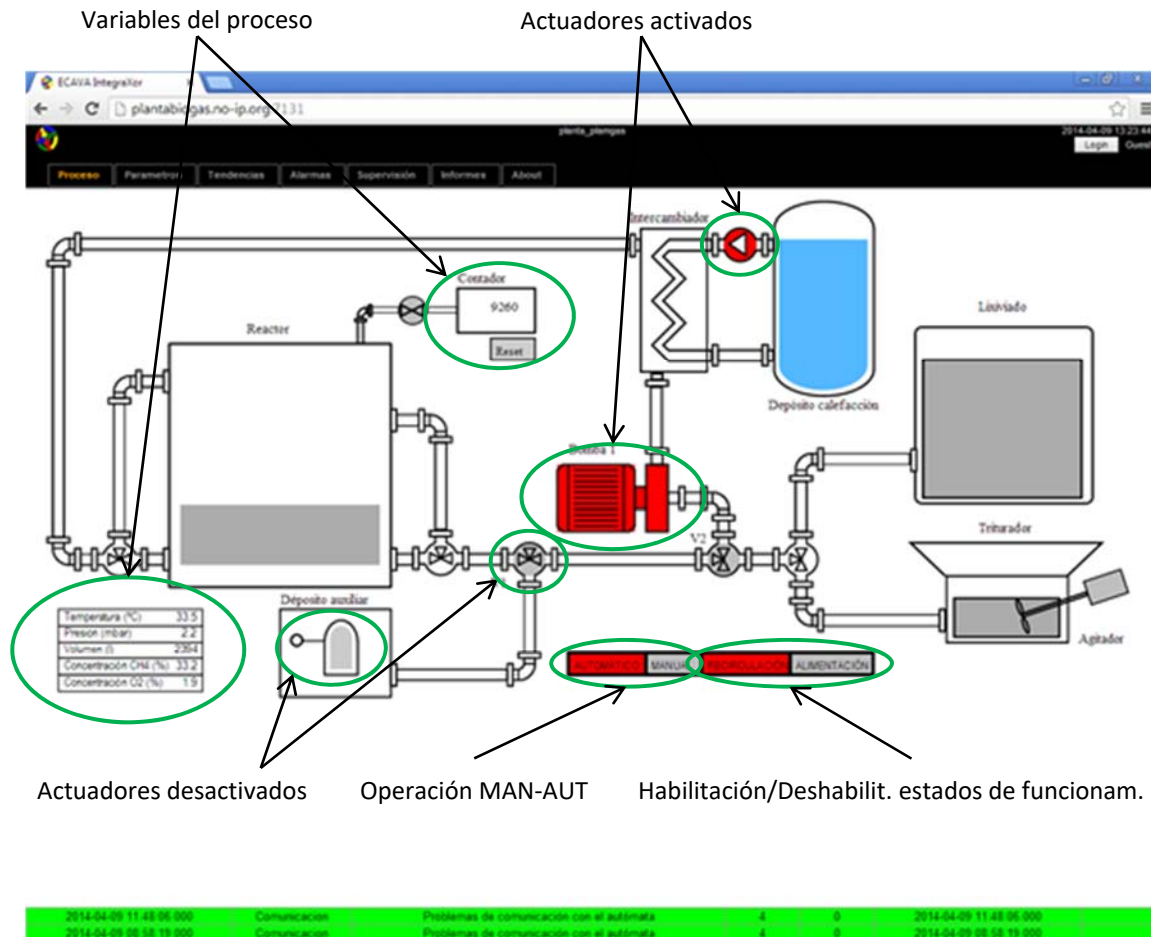


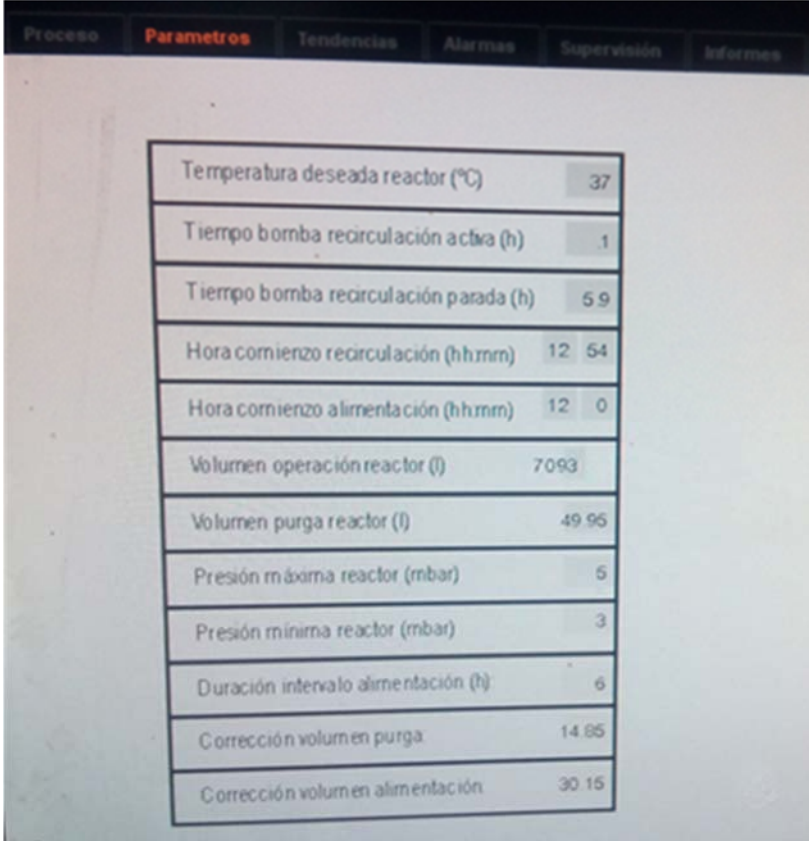
Figura A2.7 Pestaña "Proceso"

Pestaña "Parámetros"

En la pestaña "Parámetros" (figura A2.8) se pueden configurar los siguientes parámetros de operación:

- Temperatura del digerido (°C). Configuración de la temperatura a la que se desea que tenga lugar el proceso de digestión.
- Tiempo de bomba recirculación activa (h). Este parámetro y el siguiente ("Tiempo de bomba de recirculación parada") permiten configurar el régimen de recirculación deseado en el proceso.
- Tiempo de bomba recirculación parada (h).

- Hora y minuto de inicio recirculación (hh:mm). Este parámetro permite determinar la hora de comienzo del proceso de recirculación. A partir de este momento seguirá la frecuencia definida en los parámetros “Tiempo bomba recirculación activa” y “Tiempo bomba recirculación parada”.
- Hora y minuto de inicio alimentación (hh:mm). Permite determinar la hora de comienzo del proceso de alimentación. A partir de este momento seguirá la frecuencia definida en el parámetro “Duración intervalo alimentación”.
- Volumen de operación del digestor (L). Este parámetro y el siguiente (“volumen de purga”) permiten configurar el volumen de llenado del digestor y la cantidad que se desea alimentar en cada proceso de alimentación.
- Volumen de purga (L). Determina el volumen de alimentación y purga en cada proceso de alimentación.
- Presión máxima digestor (mb). Determina la presión por encima de la cual se produce la apertura de la electroválvula de evacuación de biogás.
- Presión mínima digestor (mb). Determina la presión a la cual se produce el cierre de la electroválvula de evacuación de biogás.
- Duración intervalo alimentación (h). Permite determinar el intervalo de tiempo entre alimentaciones.
- Corrección volumen de purga (L). Este parámetro y el siguiente (“Corrección volumen de alimentación”) permiten corregir los volúmenes alimentados y purgados, los cuales adquieren un error debido a los tiempos de apertura y cierre de las electroválvulas V1 y V2.
- Corrección volumen de alimentación (L).



Proceso	Parámetros	Tendencias	Alarmas	Supervisión	Informes	
	Temperatura deseada reactor (°C)					37
	Tiempo bomba recirculación activa (h)					.1
	Tiempo bomba recirculación parada (h)					5.9
	Hora comienzo recirculación (hh:mm)					12:54
	Hora comienzo alimentación (hh:mm)					12:00
	Volumen operación reactor (l)					7093
	Volumen purga reactor (l)					49.96
	Presión máxima reactor (mbar)					5
	Presión mínima reactor (mbar)					3
	Duración intervalo alimentación (h)					6
	Corrección volumen purga					14.85
	Corrección volumen alimentación					30.15

Figura A2.8 Pestaña "Parámetros"

Pestaña "Tendencias"

En la pestaña "Tendencias" (figura A2.9) se puede visualizar la evolución de las distintas variables del proceso a lo largo del tiempo. Se pueden diferenciar las siguientes partes:

- Botones de selección de variables. Nos permiten seleccionar las variables que deseamos representar, así como su rango de valores.
- Botones de selección de periodos. Nos permiten seleccionar el periodo temporal en que deseamos visualizar la variable.



Figura A2.9 Pestaña "Tendencias"

10.1.11 Registro de datos

El sistema de control es el encargado de realizar el registro automático de datos. Este registro tiene lugar de forma periódica cada 30 minutos o cada vez que tiene lugar un evento (el cambio de estado de alguno de los actuadores). Cada vez que tiene lugar un registro de datos se guarda una línea con treinta campos referentes al momento en cuestión: parámetros de proceso, estado de los actuadores y consignas de operación. Los campos registrados se encuentran recogidos en la tabla A2.1.

Tabla A2.1 Campos del registro de datos

Campo	Uds.	Tipo	Descripción
Tiempo	d	Momento del evento	Tiempo de proceso
Temperatura	°C	Parámetro de proceso	Temperatura del digerido
Presión	mb	Parámetro de proceso	Presión del digestor
Nivel	L	Parámetro de proceso	Llenado del digestor
Concentracion_CH4	% CH ₄	Parámetro de proceso	Riqueza en metano del biogás

A2. Descripción del prototipo

Concentración_O2	% O ₂	Parámetro de proceso	Contenido en oxígeno del biogás
Cuentas_gas	L	Parámetro de proceso	Volumen generado de biogás
V_1	(1/0)	Estado actuadores	Estado electroválvula V1
V_2	(1/0)	Estado actuadores	Estado electroválvula V2
V_gas	(1/0)	Estado actuadores	Estado electroválvula evacuación biogás
B_recirculacion	(1/0)	Estado actuadores	Estado de la bomba principal
B calefaccion	(1/0)	Estado actuadores	Estado de la bomba de calefacción
B_sumergible	(1/0)	Estado actuadores	Estado de la bomba auxiliar
V_max	L	Parámetro de proceso	Volumen máximo alcanzado durante la alimentación
V_min	L	Parámetro de proceso	Volumen mínimo alcanzado durante la purga
Agitador	(1/0)	Estado actuadores	Estado del agitador
Correccion_nivel	L	Consigna de operación	Volumen refluído durante la purga
Correccion_nivel_2	L	Consigna de operación	Volumen refluído durante la alimentación
Temp_digestor	°C	Consigna de operación	Consigna temperatura de proceso
T_bomba_rec_act	h	Consigna de operación	Consigna de tiempo de recirculación
T_bomba_rec_off	h	Consigna de operación	Consigna de tiempo sin recirculación
Hor_comienzo_rec	h	Consigna de operación	Hora comienzo recirculación
Min_comienzo_rec	min	Consigna de operación	Minuto comienzo recirculación
Hor_comienzo_alim	h	Consigna de operación	Hora comienzo alimentación
Min_comienzo_alim	min	Consigna de operación	Minuto comienzo alimentación
Volumen_op	L	Consigna de operación	Consigna de volumen de llenado del digestor

Volumen_purga	L	Consigna de operación	Consigna de volumen de alimentación
Presion_max	mb	Consigna de operación	Consigna de máxima presión en el digestor
Presion_min	mb	Consigna de operación	Consigna de mínima presión en el digestor
Dur_int_alim	h	Consigna de operación	Consigna de intervalo entre alimentaciones

10.2 DESCRIPCIÓN DEL ALGORITMO DE CONTROL

10.2.1 Modos de operación

El sistema de control dispone de dos modos de operación, manual y automático, seleccionables por el usuario desde la pantalla principal del SCADA, así como de cuatro estados de funcionamiento (Operación, Alimentación, Calefacción y Recirculación) que el sistema de control se encarga de activar o desactivar dependiendo del valor de las variables del proceso y de las consignas de operación. De estos estados de funcionamiento, el de Alimentación y el de Recirculación pueden ser habilitados o deshabilitados por el usuario. Esta operación se puede realizar desde la pantalla principal del SCADA, al igual que el control de los modos de operación.

Modo manual

En modo manual el sistema de control desactiva los estados de funcionamiento de Alimentación, Calefacción y Recirculación dejando el sistema en estado de Operación. La configuración del sistema en este modo permite al usuario tomar el control del estado de todos los actuadores desde la pantalla principal del SCADA. La observación de variables y la extracción de biogás, tareas inherentes al estado de Operación, se mantienen activas, por un lado, para permitir la visualización de las variables de proceso y por otro, por motivos de seguridad, para evitar una posible acumulación de presión dentro del digestor.

Modo automático

Cuando el sistema de control se encuentra configurado en modo automático su algoritmo de funcionamiento es el de una máquina de estados. El sistema de control tiene como estado básico el estado de Operación, la activación de los demás estados

depende de la situación de las variables de proceso y de los parámetros de proceso. Existe un rango de prioridad en la activación de los diferentes estados, concretamente el estado de Alimentación tiene prioridad sobre todos los demás, después el de Calefacción y por último el de Recirculación. Además, los estados de Alimentación y Recirculación deben haber sido habilitados en la pestaña de proceso para poder ser activados por el sistema de control. Al igual que en el modo anterior el estado de Operación se encuentra siempre activo permitiendo la visualización de las variables de proceso y la extracción de biogás.

10.2.2 Estados de funcionamiento

Estado Operación

Este es el estado básico del sistema de control. En él únicamente se observan las variables de proceso y se lleva a cabo la extracción de biogás. Este estado de funcionamiento se encuentra siempre activo, aunque otro estado de funcionamiento se active o el proceso no esté en marcha.

La extracción de biogás está gobernada por los parámetros “presión mínima” y “presión máxima”. Cuando la presión en el interior del digestor es mayor que la consigna de “presión máxima” la electroválvula de gas se abre, cuando la presión es menor que la “presión mínima” se cierra. La extracción de biogás es, por tanto, un proceso cíclico que se refleja en una evolución de la presión dentro del digestor en forma de “dientes de sierra”.

Estado de Alimentación

Este estado de funcionamiento permite llevar a cabo la alimentación del sistema mediante una secuencia de activación/desactivación de diferentes actuadores.

La activación del estado de Alimentación tiene lugar cuando el estado se encuentra habilitado y los parámetros de proceso “Hora y minuto de inicio alimentación”, o sus múltiplos equivalentes dependientes del parámetro “Duración intervalo alimentación”, coinciden con la hora del sistema de control. Habitualmente se temporiza el estado de funcionamiento para que la alimentación tenga lugar cada 6, 8, 12 o 24 horas.

La maniobra de purga y alimentación del digestor se realiza según se ha descrito en el apartado 10.1.6 Sistema de valvulería y tuberías.

Estado de Calefacción

Durante este estado de funcionamiento se realiza el calentamiento del digerido con el objetivo de mantener la temperatura de proceso.

La activación del estado de Calefacción depende del parámetro “Temperatura deseada en el digestor”. Cuando la temperatura observada por el sensor situado en el digestor está por debajo del valor de consigna (teniendo en cuenta el valor de histéresis, 0,5 °C), el sistema de control entra en estado de calefacción. Cuando la temperatura supera el valor de consigna (teniendo en cuenta igualmente el valor de histéresis) el estado se desactiva.

La activación del estado de Calefacción trae consigo la activación tanto de la bomba de recirculación como de la bomba de calefacción. También de una manera indirecta produce la activación de los calentadores de agua eléctricos ya que se produce una bajada de temperatura del agua del sistema de calefacción.

Estado de Recirculación

Cuando el sistema se encuentra en este estado se lleva a cabo la agitación del digerido mediante su recirculación con el objetivo de favorecer su mezcla y homogeneización.

El estado de recirculación se activa cuando el estado se encuentra habilitado y los parámetros de proceso “Hora y minuto de inicio recirculación”, o sus múltiplos equivalentes dependientes de los parámetros “tiempo de bomba de recirculación activa” y “tiempo de bomba de recirculación parada” coinciden con la hora del sistema de control.

Flujograma de control

La figura A2.10 representa el flujograma de prioridades del sistema de control.

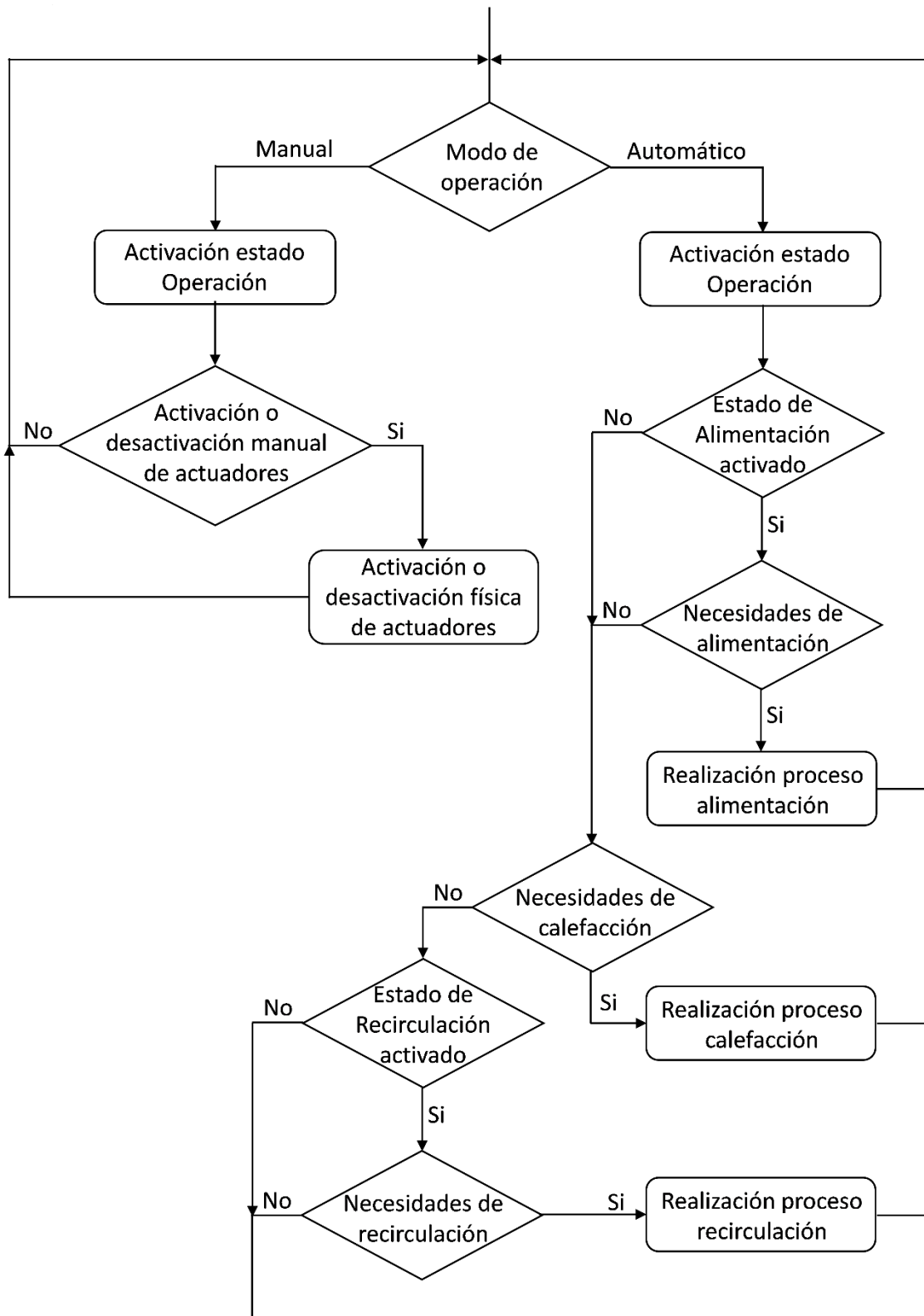


Figura A2.10 Flujograma de prioridades del sistema de control

ANEXO 3

MODELOS DE ANÁLISIS

11.1 BALANCE DE MATERIA A LA UNIDAD DE PRETRATAMIENTO

El balance de materia a la unidad de pretratamiento se realiza para caracterizar las alimentaciones realizadas al proceso. Permite estimar el contenido de la unidad de pretratamiento en cuanto a residuo y digerido de dilución, la cantidad de cada uno que es alimentada al proceso y la composición de esta cantidad en sólidos totales y volátiles (ST y SV). La estimación de estas características permite calcular parámetros de proceso como la velocidad de carga orgánica (VCO), el tiempo de retención hidráulica (TRH) o la destrucción de SV. Para la implementación del modelo se dispone de los siguientes datos:

- Serie de datos de volúmenes diarios de alimentación (ΔA), obtenida mediante el tratamiento de los datos registrados de forma automática por la unidad de control y los registrados de forma manual a pie de planta.
- Serie de datos de cantidades de residuo triturado (ΔR) y de digerido de dilución (D), procedente del registro manual a pie de planta.
- Series de datos de ST y SV del residuo triturado y del digerido de dilución, procedente del análisis de laboratorio de muestras.

La figura A3.1 representa el modelo utilizado. A continuación, se definen las variables empleadas y las ecuaciones que lo definen.

A_i	Volumen contenido en la unidad de pretratamiento (L). Su valor máximo es C, la capacidad del tanque de trituración e hidrólisis, 575 L.
R_i	Residuo contenido en la unidad de pretratamiento (L ó kg) (Se considera que el residuo tiene una densidad de 1.000 kg m^{-3}).
r_i	Residuo contenido en el volumen alimentado (%). Se establece un r_{obj} del 20%.
ΔR	Residuo triturado añadido a la unidad de pretratamiento (L ó kg).
D	Digerido de dilución (L ó kg). Volumen comprendido en el intervalo entre cero (cuando $r_i < r_{obj}$) y un valor que no permita superar la capacidad del tanque de trituración e hidrólisis C.
ΔA	Volumen alimentado (L).

Las ecuaciones que definen el modelo de operación se definen a continuación:

$$A_{1(n)} = A_{4(n-1)} \quad (\text{A3.1})$$

$$R_{1(n)} = R_{4(n-1)} \quad (\text{A3.2})$$

$$r_{1(n)} = R_{1(n)} / A_{1(n)} \quad (\text{A3.3})$$

$$A_{2(n)} = A_{1(n)} + \Delta R_{(n)} \quad (\text{A3.4})$$

$$R_{2(n)} = R_{1(n)} + \Delta R_{(n)} \quad (\text{A3.5})$$

$$r_{2(n)} = R_{2(n)} / A_{2(n)} \quad (\text{A3.6})$$

$$A_{3(n)} = A_{2(n)} + D_{(n)} \quad (\text{A3.7})$$

$$R_{3(n)} = R_{2(n)} \quad (\text{A3.8})$$

$$r_{3(n)} = R_{3(n)} / A_{3(n)} \quad (\text{A3.9})$$

$$A_{4(n)} = A_{3(n)} - \Delta A_{(n)} \quad (\text{A3.10})$$

$$r_{4(n)} = r_{3(n)} \quad (\text{A3.11})$$

$$R_{4(n)} = r_{4(n)} \cdot A_{4(n)} \quad (\text{A3.12})$$

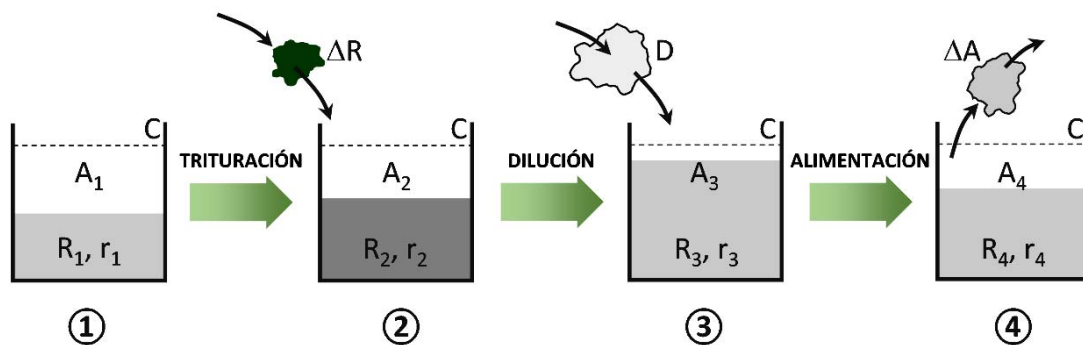


Figura A3.1 Modelo de operación de la unidad de pretratamiento

11.2 MODELO PARA EL CÁLCULO DE LA CAPACIDAD DE OPERACIÓN DEL SISTEMA DE CALEFACCIÓN

11.2.1 Modelo energético

Los datos de consumo energético se pueden clasificar según su finalidad, por un lado en consumos energéticos destinados a fines eléctricos ($Q_{C.el}$), y por otro, los destinados a fines térmicos ($Q_{C.th}$). Esta clasificación permite separar del consumo energético global de la planta (Q_{Tot}) el consumo de los calentadores de agua eléctricos ($Q_{C.th}$), ya que en unas condiciones normales de operación el calor necesario para el proceso lo aportaría el sistema de microgeneración.

$$Q_{Tot} = Q_{C.el} + Q_{C.th} \quad (A3.13)$$

No toda la $Q_{C.th}$ que se consume en los calentadores de agua eléctricos puede considerarse energía necesaria para el mantenimiento de la temperatura de proceso, ya que el gasto energético para el mantenimiento de la temperatura del agua de los calentadores eléctricos de agua (Q_{Man}) es un consumo intrínseco al uso de esta tecnología como sistema de calefacción. Por lo tanto, se considera la energía necesaria para el mantenimiento de la temperatura de proceso (Q_{Proc}) únicamente a la consumida por los calentadores de agua eléctricos durante el estado de Calefacción.

$$Q_{C.th} = Q_{Man} + Q_{Proc} \quad (A3.14)$$

La Q_{Proc} a su vez puede separarse en dos componentes: la primera de ellas destinada a aumentar la temperatura de la alimentación (Q_A), y la segunda (Q_F) destinada a suplir las fugas térmicas del digestor y del sistema de tuberías.

$$Q_{Proc} = Q_A + Q_F \quad (A3.15)$$

La figura A3.2 muestra el diagrama de Sankey de la energía aportada al proceso.

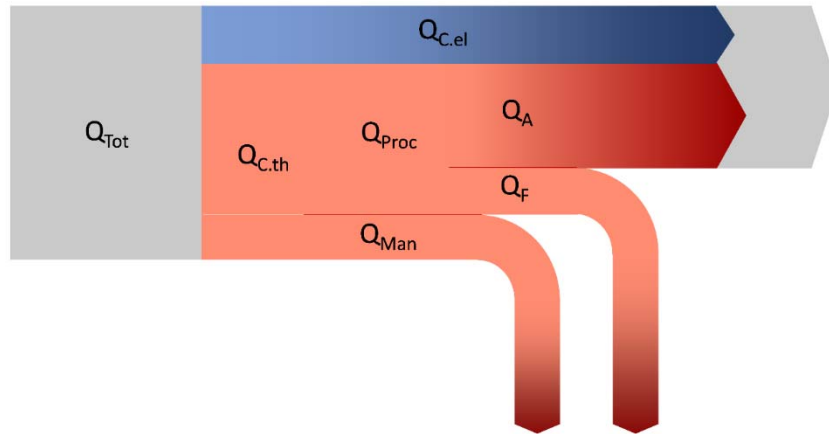


Figura A3.2 Diagrama de Sankey de la energía aportada al proceso

Se calcula la potencia necesaria para aumentar la temperatura de la alimentación (P_A) en función del caudal de alimentación (Q_{alim}) y la diferencia entre la temperatura ambiente y la temperatura de proceso (ΔT) según la siguiente fórmula:

$$P_A = \frac{Q_{alim} \cdot c \cdot \Delta T}{86,4} \quad (A3.16)$$

Donde:

P_A	Potencia térmica necesaria para calentar la alimentación (en 24h) (W)
Q_{alim}	Caudal de alimentación (kg d^{-1} o L d^{-1})
c	Calor específico de la alimentación ($\text{kJ kg}^{-1} \text{K}^{-1}$)
ΔT	Diferencia entre la temperatura del proceso y la alimentación (K)

Se asume que el calor específico de la alimentación es igual al del agua ($4,18 \text{ kJ kg}^{-1} \text{K}^{-1}$), que la temperatura de proceso es 37°C y que la alimentación se encuentra a temperatura ambiente.

Se calcula la potencia necesaria para suplir las fugas térmicas (P_{Fug}) mediante la expresión:

$$P_{Fug} = U \cdot A \cdot \Delta T \quad (A3.17)$$

Donde:

P_{Fug}	Potencia térmica necesaria para suplir las fugas térmicas (W)
U	Coefficiente de transmisión térmica ($\text{W m}^{-2} \text{K}^{-1}$)
A	Superficie de intercambio (m^2)
ΔT	Diferencia entre la temperatura del proceso y el ambiente exterior (K)

Se asume que las fugas térmicas únicamente tienen lugar en el digestor, en las tuberías, en el intercambiador y en la bomba principal, por lo tanto, se desprecian las fugas que tienen lugar en los diferentes accesorios (válvulas, codos, etc.) así como las debidas a la corriente de biogás generado.

El coeficiente global de transmisión térmica ($U \cdot A$) se calcula como el sumatorio del producto de los coeficientes de transmisión térmica de las diferentes superficies que componen el sistema por el área que ocupan dichas superficies.

$$U \cdot A = \sum U_i \cdot A_i \quad (A3.18)$$

Para el cálculo del coeficiente de transmisión térmica de una superficie plana compuesta por diferentes materiales se utiliza la expresión:

$$U_p \cdot A_p = \frac{1}{\frac{1}{h_1 \cdot A_1} + \frac{\varepsilon_1}{A_1 \cdot K_1} + \frac{\varepsilon_2}{A_2 \cdot K_2} + \dots + \frac{\varepsilon_n}{A_n \cdot K_n} + \frac{1}{h_n \cdot A_n}} \quad (A3.19)$$

Donde:

U_p	Coeficiente de transmisión térmica de una superficie plana ($W \ m^{-2} \ K^{-1}$)
A_p	Área de la superficie (m^2)
h_1	Coeficiente de convección de la pared interior ($W \ m^{-2} \ K^{-1}$)
A_1	Área interior (m^2)
ε_i	Espesores de los materiales que constituyen las distintas capas (m)
A_i	Área de los materiales que constituyen las distintas capas (m^2)
K_i	Coeficientes de conductividad térmica de los materiales que constituyen las distintas capas ($W \ m^{-1} \ K^{-1}$)
h_n	Coeficiente de convección de la pared exterior ($W \ m^{-2} \ K^{-1}$)
A_n	Área exterior (m^2)

Para el cálculo del coeficiente de transmisión térmica en una superficie cilíndrica compuesta por diferentes materiales se utiliza la expresión:

$$U_c \cdot A_c = \frac{1}{\frac{1}{h_1 \cdot A_1} + \frac{\varepsilon_1}{A_{ml,1} \cdot K_1} + \dots + \frac{\varepsilon_n}{A_{ml,n} \cdot K_n} + \frac{1}{h_n \cdot A_n}} \quad (A3.20)$$

Donde:

U_c	Coeficiente transmisión térmica de una superficie cilíndrica ($W \ m^{-2} \ K^{-1}$)
-------	--

A3. Modelos de análisis

A_c	Área de la superficie (m ²)
h_1	Coefficiente de convección de la pared interior (W m ⁻² K ⁻¹)
A_1	Área interior (m ²)
ϵ_i	Espesores de los materiales que constituyen las distintas capas (m)
$A_{m,i}$	Área media logarítmica de los materiales que constituyen las distintas capas (m ²)
K_i	Coefficientes de conductividad térmica de los materiales que constituyen las distintas capas (W m ⁻¹ K ⁻¹)
h_n	Coefficiente de convección de la pared exterior (W m ⁻² K ⁻¹)
A_n	Área exterior (m ²)

El área media logarítmica ($A_{m,i}$) se calcula según la siguiente expresión:

$$A_{m,i} = \frac{A_{i+1} - A_i}{\ln \frac{A_{i+1}}{A_i}} \quad (\text{A3.21})$$

Donde:

A_{i+1}	Área exterior de la capa i (m ²)
A_i	Área interior de la capa i (m ²)

(Necati, 1979; Yang, SM et al., 1998)

11.2.2 Características de la instalación

Las características cuantitativas de los diferentes componentes de la instalación se resumen en las tablas A3.1, A3.2, A3.3 y A3.4.

Tabla A3.1 Características térmicas del cerramiento del digestor

Digestor			
Parámetro	Descripción	Superficie cilíndrica	Superficie plana superior e inferior
h_1 (W m ⁻² K ⁻¹)	Área interior	8,3	8,3
A_1 (m ²)		12,38	3,67
ϵ_1 (m)	Poliéster	0,01	0,01
A_1 (m ²)		(A_{m1}) 12,44	3,67
K_1 (W m ⁻¹ K ⁻¹)		0,151	0,151
ϵ_2 (m)	E. Poliuretano	0,05	0,05
A_2 (m ²)		(A_{m2}) 12,82	3,67
K_2 (W m ⁻¹ K ⁻¹)		0,026	0,026

ε_3 (m)		0,01	0,01
A_3 (m ²)	Poliéster	(A_{mi}) 13,19	3,67
K_3 (W m ⁻¹ K ⁻¹)		0,151	0,151
ε_4 (m)		0,025	0,025
A_4 (m ²)	Lana de roca	(A_{mi}) 13,41	3,67
K_4 (W m ⁻¹ K ⁻¹)		0,052	0,052
ε_5 (m)		0,001	0,001
A_5 (m ²)	Chapa galvanizada	(A_{mi}) 13,58	3,67
K_5 (W m ⁻¹ K ⁻¹)		52,25	52,25
h_5 (W m ⁻² K ⁻¹)	Área exterior	23,22	23,22
A_5 (m ²)		13,58	3,67

Tabla A3.2 Características térmicas del sistema de tuberías

Sistema de tuberías		
Parámetro	Descripción	Superficie cilíndrica
h_1 (W m ⁻² K ⁻¹)	Área interior	8,3
A_1 (m ²)		3,11
ε_1 (m)	PVC	0,004
A_1 (m ²)		(A_{mi}) 3,29
K_1 (W m ⁻¹ K ⁻¹)		0,26
ε_2 (m)	Aislante	0,03
A_2 (m ²)		(A_{mi}) 4,76
K_2 (W m ⁻¹ K ⁻¹)		0,043
h_2 (W m ⁻² K ⁻¹)	Área exterior	23,22
A_2 (m ²)		6,31

Tabla A3.3 Características térmicas del intercambiador

Intercambiador			
Parámetro	Descripción	Superficie cilíndrica	Superficie plana superior e inferior
h_1 (W m ⁻² K ⁻¹)	Área interior	8,3	8,3
A_1 (m ²)		0,60	0,05
ε_1 (m)	Acero	0,002	0,002
A_1 (m ²)		(A_{mi}) 0,60	0,002
K_1 (W m ⁻¹ K ⁻¹)		16,25	16,25
ε_2 (m)	Aislante	0,03	0,03
A_2 (m ²)		(A_{mi}) 0,68	0,05
K_2 (W m ⁻¹ K ⁻¹)		0,043	0,043
h_2 (W m ⁻² K ⁻¹)	Área exterior	23,22	23,22

A3. Modelos de análisis

A_2 (m ²)	0,76	0,05
-------------------------	------	------

Tabla A3.4 Características térmicas de la bomba principal

Bomba principal			
Parámetro	Descripción	Superficie cilíndrica	Superficie plana superior e inferior
h_1 (W m ⁻² K ⁻¹)	Área interior	8,3	8,3
A_1 (m ²)		0,05	0,03
ϵ_1 (m)	Acero	0,01	0,01
A_1 (m ²)		(A_{ml}) 0,06	0,03
K_1 (W m ⁻¹ K ⁻¹)		16,25	16,25
h_2 (W m ⁻² K ⁻¹)	Área exterior	23,22	23,22
A_2 (m ²)		0,6	0,03

Parámetros h_i y k_i de los diferentes materiales (Ente Regional de la energía de Castilla Y León, 2000).

Por lo tanto, la potencia necesaria para mantenimiento térmico del proceso (P_{proc}) queda definida de la siguiente manera:

$$P_{proc} = \frac{Q_{alim} \cdot c \cdot \Delta T}{86,4} + U \cdot A \cdot \Delta T = f(Q_{alim}, \Delta T) \quad (A3.22)$$

Finalmente se expresa la capacidad de operación del sistema de calefacción (F) como el porcentaje de uso del sistema de calefacción ante la demanda térmica del sistema. Se supone una eficiencia del sistema de calefacción del 50% ya que se estiman rendimientos del 70% tanto para los calentadores de agua eléctricos (debido a las fugas de calor) y el intercambiador (debido a la eficiencia de intercambio). La expresión sería la siguiente:

$$F = \frac{P_{proc}}{\eta_c \cdot P_c} \quad (A3.23)$$

Donde:

F	Porcentaje de uso del sistema de calefacción (%)
P_{proc}	Potencia necesaria para el mantenimiento térmico del proceso (W)
η_c	Rendimiento del sistema de calefacción (%)
P_c	Potencia del sistema de calefacción (W)

Este planteamiento ofrece como resultado una superficie de respuesta del sistema de calefacción en función del caudal de alimentación y de la diferencia entre la temperatura de proceso y la temperatura ambiente, comprendiendo así las diferentes situaciones a las que puede verse sometido el sistema.

Dentro de la superficie de respuesta definida, la curva que determina el límite de operación del sistema de calefacción está determinada por el lugar geométrico de los puntos cuyo porcentaje de funcionamiento es 100%, por lo que la igualación del factor F a la unidad permite determinar dicha curva. Esta curva determina la máxima cantidad de alimentación que puede ser incorporada al sistema en función de la diferencia de temperatura entre el proceso y el ambiente.

El cálculo del factor F de forma desagregada para el término de alimentación y el término de fugas permite determinar qué porcentaje de energía se encuentra destinado a aumentar la temperatura de la alimentación (F_{alim}) y cual a suplir las fugas térmicas (F_{per}).

$$F = \frac{\frac{Q_{alim} \cdot c \cdot \Delta T}{86,4} + U \cdot A \cdot \Delta T}{\eta_C \cdot P_C} = \frac{\frac{Q_{alim} \cdot c \cdot \Delta T}{86,4}}{\eta_C \cdot P_C} + \frac{U \cdot A \cdot \Delta T}{\eta_C \cdot P_C} \quad (A3.24)$$

$$= F_{alim} + F_{per}$$

La figura A3.3 representa la alimentación máxima que puede ser introducida en el sistema en función de la diferencia de temperatura entre el proceso y el ambiente, así como que porcentaje de energía está destinada al calentamiento de la alimentación y a suplir las fugas térmicas.

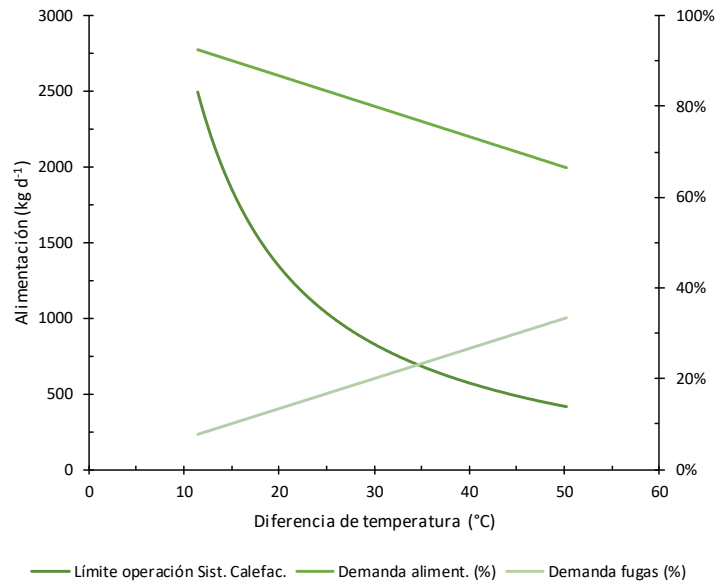


Figura A3.3 Curva límite de operación del sistema de calefacción

11.3 DETERMINACIÓN DE LA FRECUENCIA DE FUNCIONAMIENTO DE LOS CALENTADORES DE AGUA ELÉCTRICOS

La determinación de las frecuencias de funcionamiento f_1 y f_2 de los calentadores de agua eléctricos en los diferentes estados de funcionamiento de la planta se realiza mediante un ajuste a la serie de consumos energéticos registrados (C_i) usando el método de los mínimos cuadrados.

Para ello se define la ecuación de consumo energético de los calentadores de agua eléctricos (ecuación A3.25), desarrollando la ecuación A3.14. Para ello se clasifica la energía térmica consumida en cada uno de los estados de funcionamiento como calor de mantenimiento o de proceso con sendas frecuencias de funcionamiento.

$$Q_{C.th} = P_c \cdot \left((t_{Oper} + t_{Recir} + t_{Alim}) \cdot f_1 + t_{calef} \cdot f_2 \right) \quad (A3.25)$$

Donde:

- $Q_{C.th}$ Energía consumida por los calentadores de agua eléctricos (kWh)
- P_c Potencia eléctrica de los calentadores de agua eléctricos (kW)
- t_{Oper} Tiempo destinado al estado Operación durante el tiempo de funcionamiento de la planta (h).
- t_{Recir} Tiempo destinado al estado Recirculación durante el tiempo de funcionamiento de la planta (h).

t_{Alim}	Tiempo destinado al estado Alimentación durante el tiempo de funcionamiento de la planta (h).
t_{Calef}	Tiempo destinado al estado Calefacción durante el tiempo de funcionamiento de la planta (h).
f_1	Frecuencia de funcionamiento de los calentadores de agua eléctricos en el periodo de mantenimiento (Operación, Recirculación y Alimentación) (%).
f_2	Frecuencias de funcionamiento de los calentadores de agua eléctricos en el periodo de calefacción (Calefacción) (%).

Una vez definida la función $Q_{C.th}(f_1, f_2)$ se realiza su ajuste a la serie temporal de consumo energético de los contadores (C_i) mediante el método de los mínimos cuadrados según la siguiente expresión:

$$X^2 = \sum_{i=0}^n (C_i - Q_{C.th_i})^2 \quad (\text{A3.26})$$

Donde:

X^2	Función de mínimos cuadrados.
C_i	Lecturas tomadas de consumo de contadores (kWh)
$Q_{C.th_i}$	Valores de $Q_{C.th}$ en los momentos de lectura de contadores (kWh)

La determinación de las frecuencias f_1 y f_2 se obtiene mediante la resolución del sistema de ecuaciones compuesto por las derivadas parciales de la función X^2 igualadas a cero.

$$\begin{cases} \frac{\partial X^2}{\partial f_1} = 0 \\ \frac{\partial X^2}{\partial f_2} = 0 \end{cases} \rightarrow f_1, f_2 \quad (\text{A3.27})$$

De esta manera se obtienen las frecuencias de funcionamiento de los calentadores de agua eléctricos en los periodos de mantenimiento y calefacción que permiten alcanzar la mejor adaptación de la función $Q_{C.th}$ a la serie de datos de consumo de los contadores.