



UNIVERSIDAD NACIONAL DEL LITORAL

**EFFECTOS DE LA RECUPERACIÓN DE FANGOS EN
PLANTAS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES.
BALANCE ENERGÉTICO E IMPACTO AMBIENTAL**

Rocio Vicentin

FICH
FACULTAD DE INGENIERÍA
Y CIENCIAS HIDRICAS

INTEC
INSTITUTO DE DESARROLLO TECNOLÓGICO
PARA LA INDUSTRIA QUÍMICA

Tesis de Doctorado 2017



UNIVERSIDAD NACIONAL DEL LITORAL
Facultad de Ingeniería y Ciencias Hídricas
Instituto de Desarrollo Tecnológico para la Industria Química

**EFFECTOS DE LA RECUPERACIÓN DE FANGOS EN
PLANTAS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES.
BALANCE ENERGÉTICO E IMPACTO AMBIENTAL**

Rocio Vicentin

Tesis remitida al Comité Académico del Doctorado
como parte de los requisitos para la obtención
del grado de
DOCTOR EN INGENIERÍA
Mención Ambiental
de la
UNIVERSIDAD NACIONAL DEL LITORAL

2017

Comisión de Posgrado, Facultad de Ingeniería y Ciencias Hídricas, Ciudad Universitaria, Paraje: El
Pozo, S3000, Santa Fé, Argentina.

Doctorado en Ingeniería
Mención Ambiental

Título de la obra:

**Efectos de la recuperación de fangos en
plantas de tratamiento de aguas residuales.
Balance energético e impacto ambiental**

Autor: Rocio Vicentín

Lugar: Santa Fé, Argentina

Palabras clave:

Plantas de tratamiento de aguas residuales, Fangos de depuradora, Fracción orgánica de los residuos sólidos municipales, Digestión anaeróbica, Simulación de procesos, Integración energética, Impacto ambiental, Análisis de ciclo de vida.



UNIVERSIDAD NACIONAL DEL LITORAL
Facultad de Ingeniería y Ciencias Hídricas
Instituto de Desarrollo Tecnológico para la Industria Química

EFFECTOS DE LA RECUPERACIÓN DE FANGOS EN PLANTAS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES. BALANCE ENERGÉTICO E IMPACTO AMBIENTAL

Rocío Vicentín

Lugar de trabajo:

INTEC (CONICET-UNL)

Instituto de Desarrollo Tecnológico para la Industria Química

Director:

CAMPANELLA, Enrique Ángel

Jurado evaluador:

Miguel Ceferino Mussati, INGAR (CONICET-UTN)

Maria Soledad Díaz, PLAPIQUI (CONICET-UNS)

Barbara Maria Civit, INAHE (CONICET-UNCUYO)

Carlos Alberto Martin, INTEC (CONICET-UNL)

2017



UNIVERSIDAD NACIONAL DEL LITORAL
Facultad de Ingeniería y Ciencias Hídricas

Santa Fe, 22 de marzo de 2017.

Como miembros del Jurado Evaluador de la Tesis de Doctorado en Ingeniería titulada *“Efectos de la recuperación de fangos en plantas de tratamiento de aguas residuales. Balance energético e impacto ambiental”*, desarrollada por la Lic. Rocio VICENTIN, en el marco de la Mención “Ambiental”, certificamos que hemos evaluado la Tesis y recomendamos que sea aceptada como parte de los requisitos para la obtención del título de Doctor en Ingeniería.

La aprobación final de esta disertación estará condicionada a la presentación de dos copias encuadernadas de la versión final de la Tesis ante el Comité Académico del Doctorado en Ingeniería.

Dr. Miguel Mussati

Dr. Carlos Martin

Dra. Bárbara Civit

Dr. JOSÉ LUIS MACOR
SECRETARIO DE POSGRADO
Facultad de Ingeniería y Cs. Hídricas

Dra. María Soledad Díaz (*)

Santa Fe, 22 de marzo de 2017.

Certifico haber leído la Tesis, preparada bajo mi dirección en el marco de la Mención “Ambiental” y recomiendo que sea aceptada como parte de los requisitos para la obtención del título de Doctor en Ingeniería.

Dr. Enrique Campanella
Director de Tesis

(*) Participó por video conferencia

Dr. JOSÉ LUIS MACOR
Secretario de Posgrado
Universidad Nacional del Litoral
Facultad de Ingeniería y Cs. Hídricas
Ciencias Hídricas

Secretaría de Posgrado

Ciudad Universitaria
C.C. 217
Ruta Nacional Nº 168 – Km. 472,4
(3000) Santa Fe
Tel: (54) (0342) 4575 229
Fax: (54) (0342) 4575 224
E-mail: posgrado@fich.unl.edu.ar

*A mi mamá Sonia Marcela María Masaro
y a mi hermana Jimena Vicentin Masaro;
porque el fruto, no cae muy lejos del árbol*

Agradecimientos

Atención pido al silencio y silencio a la atención, que voy en esta ocasión, si me ayuda la memoria, a mostrarles que a mi historia le faltaba lo mejor... (Martín Fierro)

- Gracias a mi director Quique por confiar en mí desde el instante cero, guiarme y apoyarme en todo.
- Gracias a mi mamá por motivarme desde pequeña, a hacerlo todo con pasión.
- Gracias a mi hermana por ser la favorita entre mis salvadores.
- Gracias a mi familia por la paciencia de esperar algún finde para vernos.
- Gracias a Gabriel por enseñarme que las nubes absorben la energía de onda larga, pero no la de onda corta que viene del sol.
- Gracias a mis mascotas, y a todos los animales del mundo, por sacar lo mejor de mí y recordarme a diario, lo simple que puede ser la vida.
- Gracias a mi amiga Dani, por mostrarme aptitudes tan distintas a las mías.
- Gracias a los compañeros de oficina, ¡vaya si han cambiado! A los primeros, a los segundos, a los ..., a los n, y a la sumatoria de ellos (desde uno hasta n).
- Gracias al deporte CONICET por regalarme gente tan necesaria: Laura, Sole, Maía, Ceci, Debo, Martino y Mile.
- Gracias a Silvio Montalvo, María Neira y las cinco chicas del laboratorio; a Lupe, Antonio, Fabi y Lara; que colaboraron con mi causa chilena, como si fuera la suya.
- Gracias a Fernando y María Fdz- Polanco; y a Jaime Benito Cortijo, por regalarme un poco de sus tiempos y experiencias durante mi estadía en la Universidad de Valladolid. Que ya sabíamos que eran majos, ¡pero vamos! ¡que estos eran majisimos!
- Gracias a mi amigo Ambu (el indio más sueco que conocí en la España catalana) por enseñarme a comprender como funcionan algunas cosas en la ciencia.
- Gracias a toda la gente que estuvo cerca, que colaboró conmigo en estos cinco años, que apareció antes o después, y también a los desconfiados, porque de allí surgen las mayores fortalezas.
- ¡Ah! Y gracias a la voluntad de Dios, sin la cual todo lo anterior recibe un temblor de semillas.

*...Gente que el tiempo no logrará borrarla,
porque son hombres puntales de mi patria...
(Jose Larralde)*

Resumen

Las aguas residuales y la fracción orgánica de residuos sólidos municipales, son dos importantes recursos orgánicos generados en todo centro urbano y en Argentina, su tratamiento se está volviendo una exigencia sanitaria local. Una alternativa interesante, es implementar técnicas de tratamiento que permitan además, su aprovechamiento energético para diversificar la matriz con fuentes renovables y abundantes. En este contexto, el objetivo de la tesis es analizar el balance energético e impacto ambiental de diferentes alternativas de gestión de fangos generados en plantas de tratamiento de aguas residuales con capacidad para 500000 y 35000 habitantes, y brindar soluciones multipropósito y sostenibles en el tiempo. Para el modelado y la simulación de los procesos considerados, se utilizó el software GPS-X[®] y SuperPro[®].

La tecnología central bajo estudio fue la estabilización de fango mediante digestión anaeróbica, por su capacidad de generar recursos renovables de valor comercial; pero además se simularon alternativas al proceso convencional: digestión anaeróbica termofílica, aplicación de pre-tratamiento al fango mediante hidrólisis térmica y co-digestión anaeróbica, esta última para integrar corrientes de residuos cercanas y encontrar configuraciones energéticamente autoabastecidas de bajo impacto ambiental. Con las alternativas seleccionadas se construyeron tres escenarios para poblaciones grandes y uno para poblaciones pequeñas, todos fueron sometidos a análisis energético y ambiental. En el cuarto se incorporó además, dos opciones de aprovechamiento del biogás y un análisis económico del sistema.

La base del estudio ambiental, fue el análisis de ciclo de vida, realizado según la norma ISO 14040-44 con el software SimaPro[®]. Los escenarios sometidos a análisis, contemplan el tratamiento del agua residual, el transporte y acondicionamiento del sustrato a digerir, la digestión anaeróbica, el acondicionamiento del digestato para uso agrícola y el aprovechamiento del biogás generado en la digestión.

Entre los cuatro escenarios evaluados, los resultados indican que sólo cuando se integra la fracción orgánica de los residuos sólidos municipales, es posible generar más energía

de la que consume todo el escenario propuesto. Sin embargo, el transporte por carretera implica un consumo irremplazable de combustibles fósiles, que genera los principales problemas ambientales y energéticos. En cuanto a los impactos ambientales positivos, no solo se deben al tratamiento de los residuos, sino también al aprovechamiento de sus productos.

Abstract

Globally, every urban center generates at least, two waste types can be considered renewable bio-energy sources: organic fraction of municipal solid waste and wastewater. In developed countries, wastewater treatment plants and solid waste facilities are operated independently. Inexistent, poorly and low cost management describes the situation in developing countries. Furthermore, it is expected that in Argentina waste management will be locally regulated near future. In this context, the aim of the present thesis is to analyze energy balance and environmental impact of different sustainable alternatives of sewage sludge management in wastewater treatment plants. Modelling and simulation of those biological processes, were implemented through software GPS-X[®] and SuperPro[®].

Conventional anaerobic digestion, was studied as main technology for waste stabilization and resource recovery. Most popular alternatives to anaerobic digestion, as thermophilic anaerobic digestion, thermal hydrolysis pre-treatment and anaerobic co-digestion techniques were also considered. The last one, was studied in order to encourage self-supply wastewater treatment plants, with low environmental adverse impact. The process simulation performed was a 500000 and 35000 inhabitants that results in sewage sludge production. Among several cases simulated, for 500000 inhabitants, three alternatives were selected to built 3 scenarios and to perform their environmental and energetic assessment. Fourth scenario (for 35000 inhabitants), also considered an economic assessment.

Environmental assessment was carried out through life cycling assessment with software SimaPro[®] based on ISO 14040-44 guidelines. It includes wastewater treatment, substrate conditioning and transport, anaerobic digestion and post-anaerobic treatment conditioning of digesate for forestal land use. Biogas generated during digestion, was mainly considered as electric and thermal source through combined heat and power system.

Among four scenarios evaluated only co-digestion with high solid content, is a feasible alternative for energetic self-sufficiency of the whole wastewater treatment plant. However, most environmental and energetic problems were associated to fossil fuels consumption in transport. Positive environmental impacts, were related to waste treatment, and the benefits of the use of their renewable by-products.

Actividades complementarias

En el marco de la presente tesis se realizaron diversas actividades académicas complementarias a la formación como becario doctoral en la temática. Algunas de las más importantes se resumen a continuación:

- Publicaciones en revistas con referato:
 - Estado: Enviado. Revista: Journal of Applied Energy. Título: Energy integration in WWTP by anaerobic digestion of urban waste: a process design and simulation study. Autores: Rocio Vicentin, Fernando Fdz-Polanco, María Fdz-Polanco.
 - Estado: Enviado. Revista: Journal of Waste Management. Titulo: Assessment of biogas production in Argentina from co-digestion of sludge and municipal solid waste. Autores: Betzabet del Valle Morero, Rocio Vicentin, Enrique Angel Campanella.
- Experiencias internacionales:
 - Chile, 2015. Estancia de investigación de dos meses en el Laboratorio de Biotecnología Ambiental (LABIOTAM), Universidad de Santiago de Chile (USACH), Santiago de Chile, Chile. Supervisor: Dr. Montalvo, Silvio J. Financiado por: Asociación de Universidades del Grupo Montevideo.
 - España, 2015-2016. Estancia de investigación de seis meses en el Departamento de Ingeniería Química y Tecnología Ambiental (IQTMA), Universidad de Valladolid (UVa), Valladolid, España. Supervisor: Dra. Fdz-Polanco, Maria. Financiado por: Erasmus Mundus AMIDILA.
- Visitas técnicas:
 - Planta de tratamiento de residuos líquidos provenientes del procesamiento

industrial del cuero. Grupo SADESA Group. Esperanza, Argentina.

- Planta de tratamiento de aguas residuales "La Farfana" (Aguas Andinas S.A.), Santiago de Chile, Chile.
- Planta de tratamiento de residuos líquidos provenientes del procesamiento industrial de papel (Papeles Cordillera S.A.), a cargo de la empresa Ecoriles S.A., Puente Alto, Chile.
- Planta de tratamiento de aguas residuales de la ciudad de Valladolid, Valladolid, España.
- Cursos de formación específica (extra a los exigidos en el doctorado):
 - 2011. Metodología Emergética. Facultad de Ingeniería y Ciencias Hídricas (FICH). Universidad Nacional del Litoral (UNL), Santa Fé, Argentina. Duración 30 horas.
 - 2012. Procesos Biológicos. Materia de grado perteneciente al 4 año de la carrera Ingeniería Ambiental de la Facultad de Ingeniería y Ciencias Hídricas (FICH). Universidad Nacional del Litoral (UNL), Santa Fé, Argentina. Duración 65 horas.
 - 2013. Jornada Nacional de Gestión de Residuos Pecuarios. Instituto Nacional de Tecnología Agropecuaria (INTA), Rafaela, Argentina. Duración 1 día.
 - 2014. Generación de Biogás y Abono a partir de Residuos Orgánicos. Universidad Nacional del Litoral (UNL), PROBIOMASA y Fundación PROTEGER, Cerrito, Argentina. Duración 10 horas.
 - 2014. Seminario avanzado de GPS-X: Modelado de Procesos de Digestión Anaeróbica. Hydromantis ESS, Inc.
 - 2014. Uso de los Diferentes Tipos de Biomasa para el Aprovechamiento Energético, Térmico y Eléctrico. Facultad de Agronomía de la Universidad Nacional de Buenos Aires (UBA), Ministerio de Agricultura, Ganadería y Pesca. On-line. Duración 60 horas.
 - 2016. Avances en Procesos Anaerobios de Tratamiento de Aguas Residuales y Lodos. Departamento de Ingeniería Química y Tecnología Ambiental, Universidad de Valladolid y red NOVEDAR Valladolid, España. Duración: 6.5 horas.

- 2016. Modelado y Sistemas de Toma de Decisiones en Tratamiento Sostenibles de Aguas Residuales. Grupo de trabajo sobre integración de procesos de agua (WG4) en 2020 COST Action del Laboratorio de Química e Ingeniería Ambiental (LEQUIA) de la Universidad de Girona (UdG, España) y el Instituto Catalán de Investigaciones sobre Agua (ICRA). Girona, España. Duración 40 horas.

Índice general

Agradecimientos	7
Resumen	8
Abstract	10
Actividades complementarias	12
Índice de figuras	21
Índice de tablas	24
Listado de siglas	25
1. Introducción	29
1.1. Tendencias mundiales en tratamiento y disposición de fangos	30
1.2. Situación argentina	31
1.2.1. Características generales	31
1.2.2. Características sanitarias	32
1.2.2.1. Experiencias nacionales con biosólidos	32
1.2.3. Situación energética	33
1.2.4. Biomasa renovable (no fósil) para energía	35
1.2.5. Factores que promueven el uso de biomasa para energía	36
1.3. Objetivos	37
1.3.1. Objetivo general	37
1.3.2. Objetivos específicos	38
1.4. Organización de la tesis	38
2. Residuos - Recursos biomásicos	42
2.1. Planta de tratamiento de aguas residuales	43

<i>ÍNDICE GENERAL</i>	16
2.1.1. Línea de agua	43
2.1.2. Línea de sólido	44
2.1.2.1. Acondicionamiento: Espesado	45
2.1.2.2. Estabilización: Digestión anaeróbica	47
2.1.2.3. Procedimientos post-digestión anaeróbica	47
2.2. Residuos sólidos municipales	48
3. El proceso de digestión anaeróbica	52
3.1. Etapas	52
3.2. Factores importantes en el proceso anaeróbico	57
3.2.1. Contenido de sólidos totales, sólidos volátiles, materia orgánica y nutrientes del sustrato	57
3.2.2. Velocidad de carga orgánica	58
3.2.3. Temperatura	58
3.2.4. Tipo de reactor y tiempo de retención hidráulico	60
3.2.5. pH, alcalinidad e inhibidores	61
3.3. Co-digestión anaeróbica	62
3.4. Hidrólisis térmica	63
3.5. Modelado matemático y simulación	64
3.5.1. Programas utilizados	65
3.5.1.1. Modelo conceptual de digestión anaeróbica: MantisAD®	65
3.5.1.2. Modificaciones y calibración	68
3.5.1.3. Fango activado de desecho hidrolizado térmicamente	70
3.5.1.4. Residuos orgánicos y co-digestión con fangos	72
4. Simulación de procesos	81
4.1. Alternativas para 500000 habitantes	81
4.1.1. Línea de agua	82
4.1.2. Línea de sólido	83
4.1.2.1. Sustratos	85
4.1.2.2. Caso 1: Digestión anaeróbica mesofílica de fango	87
4.1.2.3. Caso 2: Digestión anaeróbica termofílica de fango	89
4.1.2.4. Caso 3: Digestión anaeróbica mesofílica de fango hidro- lizado térmicamente	92

4.1.2.5.	Caso 4: Digestión anaeróbica termofílica de fango hidrolizado térmicamente	95
4.1.2.6.	Caso 5: Digestión anaeróbica mesofílica de la fracción orgánica de residuos sólidos municipales	97
4.1.2.7.	Caso 6: Co-digestión anaeróbica mesofílica de fango y fracción orgánica de residuos sólidos municipales	99
4.1.2.8.	Resultados	101
4.2.	Alternativas para 35000 habitantes	103
5.	Análisis energético y ambiental	112
5.1.	Análisis de ciclo de vida	112
5.1.1.	LCA: Software SimaPro®	118
5.2.	Escenarios 1, 2 y 3: Balance energético e impacto ambiental	120
5.2.1.	Escenario 1, 2 y 3: Análisis ambiental	122
5.2.1.1.	Resultados	126
5.2.2.	Escenario 1, 2 y 3: Análisis energético	131
5.2.2.1.	Resultados	132
5.2.3.	Escenario 1, 2 y 3: Conclusiones	133
5.3.	Escenario 4: Análisis ambiental, energético y económico	134
5.3.1.	Escenario 4: Análisis ambiental	134
5.3.1.1.	Resultados	142
5.3.2.	Escenario 4: Análisis energético	147
5.3.2.1.	Resultados	147
5.3.3.	Escenario 4: Análisis económico	149
5.3.3.1.	Resultados	150
5.3.4.	Escenario 4: Conclusiones	152
5.4.	Conclusiones	153
6.	Conclusiones finales y trabajos futuros	159
A.		162
A.1.	Modelo de digestión anaeróbica: MantisAD®	162
A.1.1.	Modelo biológico	162
A.1.2.	Estimación del pH	169
A.1.3.	Inhibiciones	169
A.1.4.	Transferencia de gas	170

<i>ÍNDICE GENERAL</i>	18
B.	173
B.1. Diagramas de escenarios simulados en SuperPro®	173
C.	181
C.1. LCA: Resultados de simulaciones en SimaPro®	181
C.1.1. Escenarios 1, 2 y 3	181
C.1.2. Escenario 4	185
C.1.3. Ecuaciones utilizadas para estimar emisiones	185

Índice de figuras

1.1. Matriz energética argentina. Año 2012	34
1.2. Matriz energética brasilera. Año 2012	34
1.3. Clasificación de la biomasa	36
2.1. Esquema general de una planta de tratamiento de aguas residuales	43
2.2. Esquema general de la línea de sólido	45
3.1. Proceso de digestión anaeróbica. Etapas bioquímicas y microorganismos involucrados en el flujo de materia	53
3.2. Relación entre la constante de crecimiento de microorganismos y la temperatura	59
3.3. MantisAD [®] . Esquema de conversión de COD del modelo	66
3.4. MantisAD [®] . Esquema de conversión de N del modelo	67
3.5. Resultados experimentales del test del potencial bioquímico de metano (BMP) (◊) y el ajuste del modelo (línea continua) después de la calibración de los coeficientes de desintegración e hidrólisis de ADM1 [®] para el digester A (a), B (b) y C (c)	72
4.1. Diagrama general de la línea de agua simulada	82
4.2. Diagrama general de las líneas de tratamiento	84
4.3. Casos de estudio. Composición de los sustratos y temperatura de digestión anaeróbica	86
4.4. Diagrama de digestión anaeróbica mesofílica (o termofílica) del sustrato 1	87
4.5. Caso 1. Producción de biogás en función del tiempo de retención hidráulico en régimen mesofílico	89
4.6. Caso 2. Producción de biogás en función del tiempo de retención hidráulico en régimen termofílico	91

4.7. Diagrama de digestión anaeróbica mesofílica (o termofílica) del sustrato 2	92
4.8. Caso 3. Producción de biogás en función del tiempo de retención hidráulico en régimen mesofílico	94
4.9. Caso 4: Producción de biogás en función del tiempo de retención hidráulico en régimen termofílico	96
4.10. Diagrama de digestión anaeróbica mesofílica del sustrato 3	98
4.11. Diagrama de digestión anaeróbica mesofílica del sustrato 4	99
4.12. Diagrama de digestión anaeróbica mesofílica del sustrato 5	100
4.13. Comparación de la producción de biogás en diferentes casos y tiempos de retención hidráulico	101
4.14. Comparación de la producción de biogás y contenido de metano en entre los casos mesofílicos	102
4.15. Casos seleccionados para el análisis energético y ambiental	103
4.16. Opción 1. Diagrama del proceso simulado	103
4.17. Opción 2. Diagrama del proceso simulado	104
5.1. Etapas del análisis de ciclo de vida	114
5.2. Escenario 1. Límites y alcance del sistema estudiado	121
5.3. Escenario 2. Límites y alcance del sistema estudiado	121
5.4. Escenario 3. Límites y alcance del sistema estudiado	121
5.5. LCA - Escenario 1. Contribución porcentual de cada etapa a las distintas categorías de impacto evaluadas	127
5.6. LCA - Escenario 2. Contribución porcentual de cada etapa a las distintas categorías de impacto evaluadas	127
5.7. LCA - Escenario 3. Contribución porcentual de cada etapa a las distintas categorías de impacto evaluadas	127
5.8. LCA - Escenario 1, 2 y 3 - Etapa 1. Contribución porcentual de la etapa 1 a las distintas categorías de impacto evaluadas	128
5.9. LCA - Escenario 1, 2 y 3 - Etapa 4. Contribución porcentual de la etapa 4 a las distintas categorías de impacto evaluadas	129
5.10. LCA - Escenario 1, 2 y 3 - Etapa 5. Contribución porcentual de la etapa 5 a las distintas categorías de impacto evaluadas	130
5.11. LCA - Escenario 1, 2 y 3 - Total. Contribución porcentual de cada escenario a las distintas categorías de impacto evaluadas	130
5.12. Escenario 1. Diagrama de Sankey	132

5.13. Escenario 2. Diagrama de Sankey	133
5.14. Escenario 3. Diagrama de Sankey	133
5.15. Escenario 4. Límites y alcance del sistema estudiado	135
5.16. LCA - Escenario 4 - Etapa 1. Contribución porcentual de la etapa 1 a las distintas categorías de impacto evaluadas	142
5.17. LCA - Escenario 4 - Etapa 2. Contribución porcentual de la etapa 2 a las distintas categorías de impacto evaluadas	143
5.18. LCA - Escenario 4 - Etapa 3. Contribución porcentual de la etapa 3 a las distintas categorías de impacto evaluadas (opción 1)	144
5.19. LCA - Escenario 4 - Etapa 3. Contribución porcentual de la etapa 3 a las distintas categorías de impacto evaluadas (opción 2)	144
5.20. LCA - Escenario 4 - Etapa 3. Contribución porcentual de la etapa 3 a las distintas categorías de impacto evaluadas (opción 1 versus opción 2) . . .	144
5.21. LCA - Escenario 4 - Etapa 4. Contribución porcentual de la etapa 4 a las distintas categorías de impacto evaluadas (opción 1)	145
5.22. LCA - Escenario 4 - Etapa 4. Contribución porcentual de la etapa 4 a las distintas categorías de impacto evaluadas (opción 2)	145
5.23. LCA - Escenario 4. Contribución porcentual a las distintas categorías de impacto: Comparación entre la disposición en relleno sanitario y la opción 1 y 2	146
5.24. Escenario 4 - Etapa 4 (Opción 1). Diagrama de Sankey	148
5.25. Escenario 4 - Etapa 4 (Opción 2). Diagrama de Sankey	148
B.1. Diagrama escenario 1	174
B.2. Diagrama escenario 2	176
B.3. Diagrama escenario 3	178
B.4. Diagrama escenario 4 - opción 1	180
B.5. Diagrama escenario 4 - opción 2	180

Índice de tablas

1.1. Matriz energética argentina. Año 2006, 2009 y 2012	34
2.1. Comparación de técnicas de espesado de WAS	47
3.1. Coeficientes de desintegración e hidrólisis calibrados para el digestor A, B y C según Souza et al. [57]	71
4.1. Características del agua residual influente, según la planta de tratamiento de aguas residuales de Valladolid (España); Grady et al. [23] y Tchoba- noglous et al. [37]	83
4.2. Resultados de la simulación de la línea de agua	84
4.3. Características de los sustratos utilizados en las simulaciones	85
4.4. Parámetros del modelo utilizados en la simulación del caso 1	88
4.5. Caso 1. Parámetros de diseño y resultados de la simulación	88
4.6. Parámetros del modelo utilizados en la simulación del caso 2	90
4.7. Comparación de los datos de la Universidad de Valladolid con la simu- lación de la AD termofílica	90
4.8. Caso 2. Parámetros de diseño y resultados de la simulación	91
4.9. Parámetros del modelo utilizados en la simulación del caso 3	93
4.10. Caso 3. Parámetros de diseño y resultados de la simulación	93
4.11. Parámetros del modelo utilizados en la simulación del caso 4	96
4.12. Caso 4. Parámetros de diseño y resultados de la simulación	96
4.13. Parámetros del modelo utilizados en la simulación del caso 5	98
4.14. Caso 5. Parámetros de diseño y resultados de la simulación	98
4.15. Parámetros del modelo utilizados en la simulación del caso 6	100
4.16. Caso 6. Parámetros de diseño y resultados de la simulación	100

4.17. Características de la fracción orgánica de los residuos sólidos municipales (OFMSW), el fango y el glicerol (BDW)	105
4.18. Parámetros del modelo utilizados en la simulación del escenario 1 y 2 . .	106
4.19. Opción 1 y 2: Parámetros de diseño y resultados de la simulación	106
5.1. Inventario anual de la etapa 1: Planta de tratamiento de aguas residuales (WWTP)	122
5.2. Inventario anual de la etapa 2: Acondicionamiento y transporte de los sustratos a digerir	123
5.3. Inventario anual de la etapa 3: Digestión y co-digestión anaeróbica	124
5.4. Inventario anual de la etapa 4: Manejo del digestato	125
5.5. Inventario anual de la etapa 5: Generación de energía eléctrica y térmica a partir del biogás	126
5.6. Escenario 1, 2 y 3: Energía anualmente utilizada en las distintas etapas del proceso	131
5.7. Inventario anual de la etapa 1: Recolección y transporte del sustrato a digerir	136
5.8. Inventario anual de la etapa 2: Co-digestión anaeróbica	136
5.9. Inventario anual de la etapa 3: Manejo del digestato (opción 1: Fertilizante orgánico	138
5.10. Inventario anual de la etapa 3: Manejo del digestato (opción 2: Incineración)	139
5.11. Inventario de la etapa 4: Tratamiento del biogás (opción 1: Inyección de metano a la red)	140
5.12. Inventario anual de la etapa 4: Tratamiento del biogás (opción 2: Generación de energía eléctrica)	141
5.13. Escenario 4: Energía anualmente utilizada en las distintas etapas del proceso	147
5.14. Resumen de los costos e ingresos anuales de las opciones 1 y 2 de aprovechamiento del biogás	151
5.15. Comparación de los costos anuales asociado a las distintas alternativas de tratamiento de los residuos	152
A.1. Variables de estado en MantisAD®	162
A.2. Matriz de constantes bioquímicas y velocidades cinéticas	163
A.3. Matriz de constantes bioquímicas y velocidades cinéticas	164

A.4. Matriz de constantes bioquímicas y velocidades cinéticas	165
A.5. Constantes estequiométricas en MantisAD®	166
A.6. Constantes cinéticas en MantisAD®	166
A.7. Constantes de inhibición en MantisAD®	167
A.8. Analogía de parámetros entre MantisAD® y ADM1®	168
B.1. Flujo de masa escenario 1	175
B.2. Flujo de masa escenario 2	177
B.3. Flujo de masa escenario 3	179
C.1. Escenario 1	182
C.2. Escenario 2	183
C.3. Escenario 3	184
C.4. Caracterización del LCA asociados a cada etapa del proceso	185

Listado de siglas

A₂O Secuencia anaeróbico-anóxico-óxico

AD Digestión anaeróbica

ADM1 Modelo de Digestión Anaeróbica Número 1

ALO Ocupación de suelo agrícola

AOC Costos operativos anuales

AS Fango activado

AT Alcalinidad total

BDW Glicerol

BMP Potencial bioquímico de metano

BOD Demanda bioquímica de oxígeno

CDM Mecanismo de desarrollo limpio

CER Certificado de reducción de emisiones

CFC Honorarios y contingencia del contratista

CHP Sistema combinado de energía y calor

CoAD Co-digestión anaeróbica

COD Demanda química de oxígeno total

CODs Demanda química de oxígeno soluble

CSTR Tanque agitado continuo

C/N Relación carbono/nitrógeno

C/P Relación carbono/fósforo

- DAF** Flotación con aire disuelto
- EE** Energía eléctrica
- EG** Gases de escape
- FCC** Costo de capital fijo
- FD** Agotamiento de combustibles fósiles
- FE** Eutrofización de agua dulce
- FET** Ecotoxicidad de agua dulce
- GHG** Gases de efecto invernadero
- GPS-X** General Purpose Simulator
- GWP** Cambio climático potencial
- HAc** Ácido acético
- HBu** Ácido butírico
- HPr** Ácido propiónico
- HRT** Tiempo de retención hidráulico
- HT** Toxicidad humana
- HVa** Ácido valérico
- HW** Agua caliente
- IA** Alcalinidad intermedia
- IR** Radiación ionizante
- ISO** Organización internacional de estandarización
- LCA** Análisis de ciclo de vida
- LCIA** Análisis del impacto ciclo de vida
- LCFA** Ácidos grasos de cadena larga
- NLT** Transformación del suelo natural
- MD** Agotamiento de minerales
- MDSyMA** Ministerio de desarrollo social y medio ambiente

ME	Eutrofización de marina
MET	Ecotoxicidad de marina
TAN	Nitrógeno amoniacal total
TEC	Ecotoxicidad terrestre
TEP	Tonelada equivalente de petróleo
TKN	Nitrógeno Kjeldhal total
TN	Nitrógeno total
TP	Fósforo total
TPC	Costo total de la planta
TPDC	Costo directo total de la planta
TPDC	Costo indirecto total de la planta
TS	Sólidos totales
OFMSW	Fracción orgánica de los residuos sólidos municipales
OLR	Velocidad de carga orgánica
ON	Nitrógeno orgánico
OD	Agotamiento de ozono
PA	Alcalinidad parcial
PEI	Impacto potencial sobre el medio ambiente
PMF	Formación de material particulado
POF	Formación de oxidantes fotoquímicos
PS	Fango primario
RA	Radiación ionizante
TA	Acidificación terrestre
TET	Ecotoxicidad terrestre
TH	Hidrólisis térmica
THWAS	Fango activado de desecho hidrolizado térmicamente

UASB Reactor anaerobio de flujo ascendente

ULO Ocupación de suelo urbano

VFA Ácidos grasos volátiles o de cadena corta

VS Sólidos volátiles

WAS Fango activado de desecho

WD Agotamiento de agua dulce

WWTP Planta de tratamiento de aguas residuales

Capítulo 1

Introducción

El agua es un recurso indispensable para todas las formas de vida, por eso el hombre ha construido comunidades en sus proximidades, abasteciéndose para sus necesidades fisiológicas, económicas y sociales.

La preocupación por la calidad de este recurso, se remonta al descubrimiento de que distintas enfermedades, especialmente intestinales, eran transmitidas por el agua. Desde entonces, se centra la atención en la recolección de las aguas residuales pero recién a finales del siglo pasado (siglo XX) y principios del presente, la concentración de la población en grandes metrópolis y la conciencia ambiental, motivó la necesidad de su tratamiento. Conforme a las exigencias reglamentarias, se implementaron sistemas avanzados de tratamiento. Como contrapartida, se generan mayores consumos de energía y grandes volúmenes de fangos. La calidad y cantidad varía mucho en función del proceso, pero su generación y gestión es inevitable.

La gran variedad de situaciones y alternativas de gestión disponibles, hace necesaria la revisión de los distintos contextos; por lo que, en el presente capítulo se resumen las tendencias sanitarias en los países desarrollados y en vías de desarrollo; con foco en los métodos de tratamiento y disposición final de fangos generados en plantas de tratamiento de aguas residuales (WWTP). El énfasis está puesto sobre Argentina, en sus características generales, en su situación energética, en los vacíos normativos y en el desfinanciamiento del área sanitaria. Todo ello brinda el marco sobre el cual se definen los objetivos y la organización de la presente tesis.

1.1. Tendencias mundiales en tratamiento y disposición de fangos

No es posible generalizar demasiado sobre las tendencias mundiales en gestión de fangos. Una primera clasificación puede hacerse entre los países desarrollados como Estados Unidos y la Unión Europea; y los países en vías de desarrollo como los que integran América Latina y el Caribe.

Los primeros poseen experiencia en aprovechamiento energético del biogás generado en instalaciones de desgasificación de vertederos, de tratamiento de residuos biodegradables industriales y de fangos de depuradora. Trabajan en la implementación de normas cada vez más estrictas, para incrementar el número de plantas y/o lograr mejoras en la operación y gestión (eficiencia energética, seguridad sanitaria y ambiental, beneficios económicos). Mientras, los países en vías de desarrollo se enfrentan a problemas de desfinanciamiento del sector sanitario, por lo que se prioriza la extensión de redes de agua potable y se retrasan las obras de alcantarillado sanitario y aún más las de tratamiento de aguas residuales.

La información disponible en América Latina y el Caribe es muy limitada. En 1962, se estimó que entre los países más avanzados en gestión de aguas residuales, sólo alrededor del 10 % de los sistemas de alcantarillado sanitario, disponían de instalaciones para el tratamiento. En general, la infraestructura se limita a coleccionar las aguas residuales y verterlas a los ríos, lagos y zonas costeras. Para 2004 la situación regional no había cambiado significativamente y Argentina, Chile, Brasil, Colombia, México, Perú y Venezuela eran los países que habían incorporado sistemas de tratamiento, aunque con muchos problemas [4].

En Argentina, Brasil, Colombia, Venezuela, México y Perú son comunes los sistemas de lagunas (anaeróbicas, aerobias facultativas y/o aireadas mecánicamente) y reactores anaeróbicos de flujo ascendente (UASB). Son sistemas sencillos, se limitan a cumplir con los límites de descarga establecidos, tienen bajos costos de operación y fracasan (se saturan) al poco tiempo. Una situación mejor presenta el sur de Chile, donde el 64 % del total de WWTP, constituyen sistemas de fangos activados (AS); y el 60 % de ellas incluye tratamiento del fango [1].

Mientras tanto, en países desarrollados crece la cantidad producida en WWTP cada vez más sofisticadas. En 15 estados miembros de la Unión Europea, la producción anual se incrementó desde 6,5 a 9,8 millones de toneladas de sólidos secos en los últimos años

(1992–2005). En los restantes 12 estados miembros, en 2005, la producción fue estimada en 1,1 millones de toneladas, lo cual contribuye a una cantidad total de 10,9 millones de toneladas y ascendería a 13 millones en 2020, conforme se cumpla la directiva de implementación de nuevas WWTP.

En cuanto a la línea de sólidos, la estabilización es la operación central y los métodos más empleados son la digestión aeróbica y anaeróbica (AD). Ambos son los más recomendados para reducir los niveles de patógenos y olores, entre otras ventajas; otros métodos incluyen el compostaje, la estabilización con cal, y el tratamiento térmico y posterior secado. El grado de estabilización es muy importante para determinar la reutilización (comercialización, aplicación al terreno agrícola, forestal, ornamental, etc.) o el destino final en rellenos sanitarios o vertidos [5].

1.2. Situación argentina

1.2.1. Características generales

Argentina, está ubicada en el extremo sureste del continente americano, posee una extensión de 3.761.274 km². La población es de 40 millones de habitantes y la densidad es de 10,7 hab/km² [3]. Con un sistema federal de gobierno, está organizada político-administrativamente en tres esferas de diferente jerarquía: municipio, provincia y nación.

Junto con Brasil son los países más grandes en extensión y poseen las economías más fuertes de Sudamérica. Debido a la riqueza y diversidad de recursos naturales; Argentina posee una fuerte componente agrícola, ganadera y una importante base industrial. Su clima predominante es el templado, aunque se extiende a un clima tropical en el extremo norte y un subpolar/polar en el extremo sur. Geográficamente, se distinguen tres grandes zonas, una central y norte de llanuras; una sur de mesetas; y una oeste montañosa. En cuanto a los recursos hídricos, son abundantes aunque distribuidos en forma desigual, porque solo el 9% de la superficie recibe precipitaciones anuales de 1000 mm, el 52% menos de 500 mm y el 30% menos de 200 mm [12].

1.2.2. Características sanitarias

En Argentina, la cobertura de agua potable, alcanza el 83 % del total de hogares y la red de aguas residuales abarca el 53 % [3]. De este último, sólo alrededor del 10 % recibe tratamiento previo al vertido [10]. Predominan sistemas simples, mal operados y construcciones precarias que no contemplan ni el aprovechamiento del recurso, ni las proyecciones futuras, ni el posible ingreso de aguas industriales y/o pluviales. Como consecuencia, existen problemas de colapso, vertidos crudos, desmejoramiento de la calidad ambiental y riesgo sanitario; inclusive en los grandes centros urbanos del país. Particularmente, en la Provincia de Santa Fe, predominan sistemas de lagunas de grandes extensiones y bajos costos, hay algunos casos de lechos percoladores con sedimentadores y biodigestores de fangos, pero en los dos grandes conglomerados urbanos de la provincia, no existe sistema de tratamiento de aguas residuales urbanas y las alternativas de tratamiento quedan limitadas por la falta de espacio físico y el crecimiento demográfico exponencial sin planificación ni control; por el crecimiento de los cordones marginales con elevado riesgo sanitario, entre otros.

1.2.2.1. Experiencias nacionales con biosólidos

Debido a la falta de regulaciones específicas sobre utilización agrícola de biosólidos en Argentina; y dado que la acumulación de fangos en la planta de tratamiento de Bariloche ocasionaba conflictos con los vecinos y elevados costos por el depósito en celdas del vertedero municipal; el grupo de Suelos del Centro Regional Urbano de Bariloche, convocó a una serie de instituciones municipales, provinciales y nacionales a discutir el tema, con apoyo del Instituto Nacional de Investigación y Tecnología Agraria y Alimentaria de Madrid; y en base a tales reuniones, el Servicio Nacional de Sanidad y Calidad Agroalimentaria, área fertilizantes [11], elaboró un decreto reglamentario que regula en forma provisoria la utilización de compost de biosólidos y de residuos orgánicos urbanos, como anexo a la Ley 20.466 de fertilizantes y enmiendas orgánicas. En el marco de esta normativa, el compost producido en la planta de Bariloche se comercializa actualmente con el nombre de Vitaplanta[®] y es la primera experiencia en el país con biosólidos. Dada la falta de casos y normativa en la materia, la experiencia de Bariloche es usada como referencia por otros interesados en el compostaje de biosólidos en el país, y se ha entrenado a un gran número de técnicos e investigado-

res de Argentina y Chile. El grupo también formó parte de la comisión asesora de la Secretaría de Desarrollo Sustentable y Política Ambiental [6], en la elaboración de la Resolución Ministerial 97/01, que contiene la regulación del manejo y utilización de barros generados en WWTP [7].

Por último, dado que las experiencias nacionales en biosólidos son escasas y se evidencia un creciente interés; la Secretaría de Ambiente y Desarrollo Sustentable, está trabajando en la formulación de un programa para el manejo sustentable de fangos generados en WWTP y de plantas de potabilización, los objetivos son: instrumentar y administrar una base de datos sobre la generación y caracterización de la generación en Argentina; estimular el desarrollo de capacidades y conocimientos científicos técnicos en la materia; proponer la elaboración de normas voluntarias y guías técnicas concurrentes con las buenas prácticas ambientales y que complementen a los instrumentos regulatorios, y promover el intercambio de experiencias.

1.2.3. Situación energética

El desarrollo de un país está estrechamente ligado a la energía con la que cuenta para sus actividades productivas, de transporte y de construcción de infraestructuras, entre otras. Una economía en crecimiento demanda más energía, y con ello habrá que impulsar el desarrollo de nuevas fuentes confiables en términos de protección de los recursos naturales y de seguridad social.

Con las energías primarias (es decir, que no han sido sometidas a procesos de modificación), extraídas de la naturaleza en forma directa (hidroeléctrica) o mediante un proceso de extracción o recolección (petróleo), se construye la matriz energética anual de un país. La misma muestra las diferentes fuentes disponibles y su incidencia relativa en el total de la oferta. Observando la de Argentina de 2012 presentada en la Figura 1.1 y comparando con los datos de años anteriores en la Tabla 1.1 [8], se evidencia la fuerte componente fósil.

La Tabla 1.1 muestra que la componente renovable se vio incrementada en el transcurso de los años, ascendió de 7,6 % a 10,1%; sin embargo, las principales fuentes de energía siguieron siendo de carácter no-renovable. En este sentido, una comparación interesante, puede hacerse al presentar los datos de Brasil del año 2012, su matriz está diversificada en sus fuentes como se muestra en la Figura 1.2, donde puede apreciarse que las energías de origen renovable superan el 40 % [9]. Además están avanzando

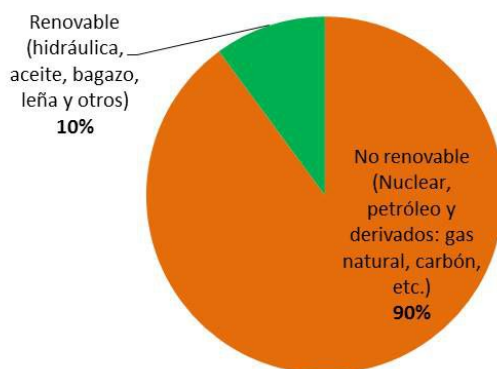


Figura 1.1: Matriz energética argentina. Año 2012
Fuente: [8]

Tabla 1.1: Matriz energética argentina. Año 2006, 2009 y 2012

Fuente	2006 %	2009 %	2012 %
Gas natural	51,2	52,2	54,1
Petróleo	37,4	34,6	32,6
Renovable	7,6	9	10,1
Nuclear	2,7	2,7	2,3
Carbón mineral	1,1	1,5	0,9
<i>Fuentes renovables</i>			
Hidráulica	4,9	4,6	3,9
Aceite	0	0,8	3,3
Bagazo	1,1	1,3	1,2
Leña	0,8	0,8	0,9
Otros	0,8	1,6	0,1
Total	7,6	9	10,1

Fuente: [8]

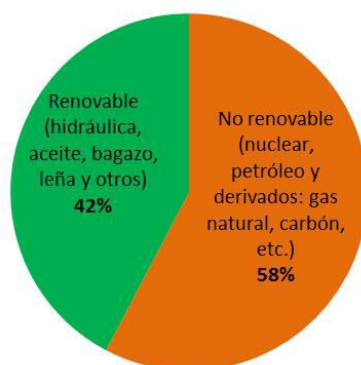


Figura 1.2: Matriz energética brasilera. Año 2012
Fuente: [9]

gradualmente en la madurez de nuevas tecnologías para incrementar la producción de etanol y biodiésel y aumentar eficiencias.

Argentina posee los recursos naturales y existen hoy tecnologías accesibles para generar energías renovables; con lo cual tiene un importante potencial de alcanzar la diversificación.

1.2.4. Biomasa renovable (no fósil) para energía

Mientras el petróleo, el gas natural, el carbón mineral y los derivados de estos, son fuentes de energía no-renovables (es decir, fósiles, de reservas finitas, sin posible reposición a escala humana y cuyo descubrimiento y explotación será cada vez más complejo y costoso); la biomasa se produce de forma continua, es inagotable a escala humana y al igual que los recursos hidráulicos, solares, eólicos y geotérmicos; es un recurso renovable, es decir, que su aprovechamiento para la obtención de energía puede sostenerse en el tiempo. El término biomasa se utiliza para referir a todo material de origen biológico dejando excluidos los provenientes de formaciones fósiles. Incluye materia orgánica de origen vegetal, animal o procedente de la transformación natural o artificial de la misma (por ejemplo residual, Figura 1.3). La energía que se puede obtener de la biomasa proviene de la luz solar, que mediante el proceso de fotosíntesis, es aprovechada por las plantas verdes al tomar dióxido de carbono del aire y transformarlo en sustancias orgánicas.

La biomasa para producir energía, se clasifica en materia húmeda o seca según el contenido de humedad sea mayor o menor al 60 %, respectivamente [2]. Como fuente de energía presenta una enorme versatilidad, pudiendo obtenerse combustibles sólidos, líquidos o gaseosos a partir de ella. La biomasa seca se aprovecha mediante procesos termoquímicos o fisicoquímicos, que producen directamente energía térmica o productos secundarios en la forma de combustibles sólidos, líquidos o gaseosos. La biomasa húmeda, resulta especialmente adecuada para su tratamiento mediante procesos bioquímicos, o en algunos casos particulares, mediante simples procesos físicos, obteniéndose combustibles líquidos y gaseosos.

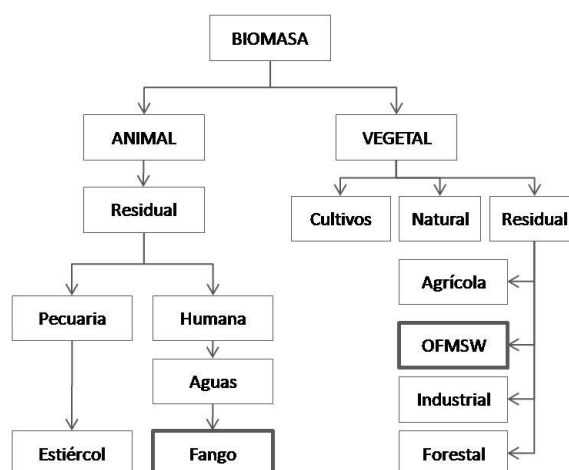


Figura 1.3: Clasificación de la biomasa
Fuente: [2]

1.2.5. Factores que promueven el uso de biomasa para energía

El impacto del uso de combustibles fósiles, no se reduce únicamente al consumo, sino también a todas las etapas de su ciclo de vida (desde que se extrae el recurso hasta que se utiliza la energía generada). Los aspectos a evaluar y comparar frente al uso de energías renovables deben incluir emisiones atmosféricas, uso consuntivo del agua, generación y gestión de residuos, aspectos económicos, logísticos, sociales, tecnológicos y ambientales.

Una de las cuestiones centrales es la reducción de las emisiones atmosféricas de dióxido de carbono, óxidos de nitrógeno y azufre (CO_2 , NO_x y SO_x). El Protocolo de Kyoto establece para los países de su Anexo I, reducir el total de sus emisiones de gases de efecto invernadero (GHG) a un nivel inferior en no menos de 5% al de 1990 en el período de compromiso, comprendido entre el año 2008 y el 2012. Para cumplir con el mismo se establecieron además de las reducciones de emisiones en cada país, y del comercio de emisiones, otros mecanismos como la aplicación conjunta y el mecanismo de desarrollo limpio (CDM).

Tras la ratificación por parte de Rusia en septiembre de 2004 el Protocolo de Kyoto se convierte en ley internacional. Este mecanismo ofrece a los gobiernos y a las empresas privadas de los países industrializados, la posibilidad de transferir tecnologías limpias a países en desarrollo, mediante inversiones en proyectos de reducción de emisiones, recibiendo de esta forma certificados de emisión que servirán como suplemento a sus reducciones internas.

Un proyecto en el marco del CDM es un proyecto de reducción de emisiones o secuestro de carbono que se lleva a cabo en países en desarrollo, como ser la Argentina. Los

proyectos generan certificados de reducción de emisiones (CER) o bonos de carbono, que pueden ser comercializados en el mercado de carbono. Un CER equivale a 1 tonelada de dióxido de carbono reducida. Así, los beneficios del CDM, pueden hacer más atractivo un proyecto desde el punto de vista económico-financiero, a tal punto que solo podría ser viable si cuenta con ellos.

Por otro lado, la ley 26190 sancionada en 2006, reglamentada por decreto 562 de 2009, impulsa las fuentes de energías renovables otorgando beneficios impositivos y una remuneración adicional dependiendo del tipo de fuente; e impone obligación a partir del 2019 de que el 8 % de la demanda sea abastecida por este tipo de fuentes.

La incorporación de cualquier fuente de energía renovable, contribuye al desarrollo sostenible, porque ayuda a diversificar la matriz energética, mantener la independencia y seguridad energética (no depender de la importación), con todo lo que ello implica del punto de vista social, económico y ambiental. El potencial de la biomasa para generar energía permite un cambio de paradigma al considerar los residuos de cualquier proceso productivo o asentamiento urbano como un recurso renovable, disponible y abundante.

1.3. Objetivos

1.3.1. Objetivo general

En los países desarrollados, las plantas de tratamiento de aguas residuales y las instalaciones de tratamiento de residuos sólidos municipales operan de forma independiente. Sistemas sencillos, de bajo costo con problemas de colapso y operación deficiente, describen la situación de los residuos líquidos y sólidos en los países en desarrollo como Argentina.

En el ámbito de la ingeniería, existen software de modelado y simulación de procesos, que se han aplicado con éxito durante más de cuatro décadas para diseñar, ampliar y/o controlar sistemas existentes; y son de gran utilidad para comparar ideas innovadoras, analizando distintos aspectos del diseño en un corto período de tiempo y con un bajo costo y riesgo.

Teniendo en cuenta la situación sanitaria y energética en Argentina, y la preocupación mundial sobre el impacto económico y ambiental que ejercen los centros urbanos con la generación de residuos; el objetivo general del trabajo es explorar, utilizar y adaptar las herramientas computacionales disponibles para el diseño ingenieril de una gestión

de residuos urbanos de manera que brinde seguridad a las personas y a los recursos naturales y donde el residuo sea pensado como una fuente de recursos renovables.

1.3.2. Objetivos específicos

Los siguientes objetivos específicos guían la investigación para lograr el objetivo general. A partir del fango generado en dos plantas de tratamiento de aguas residuales con capacidad para recibir los efluentes de una población de 500000 y 35000 habitantes, se plantea:

- Estudiar y simular la estabilización del fango mediante tecnologías de tratamiento y aprovechamiento energético de residuos.
- Integrar el fango con distintas fuentes cercanas de generación de residuos: urbanos e industriales; para encontrar una configuración que sea energéticamente autosuficiente.
- Integrar al análisis energético de las alternativas, una evaluación de impacto ambiental mediante la metodología de análisis de ciclo de vida.
- Llevar a cabo un análisis económico para determinar los costos asociados al tratamiento de residuos y los ingresos que podrían obtenerse con la recuperación de productos.

1.4. Organización de la tesis

El Capítulo 1, presenta el contexto mundial y nacional en el que se enmarca la presente tesis. Dentro del contexto nacional, se presentan las características generales, sanitarias y energéticas actuales; y luego una breve reseña de la generación, la clasificación y el valor de los residuos para su aprovechamiento energético.

El Capítulo 2, presenta las descripciones generales sobre el agua residual, su tratamiento y la generación (y acondicionamiento) de los fangos que serán el residuo-recurso biomásico central a estudiar en los subsiguientes capítulos. Además, incluye generalidades de los residuos sólidos municipales a partir del cual se obtiene la fracción orgánica, que se consideró también para su aprovechamiento energético.

En el Capítulo 3, se describe la estabilización de residuos mediante el proceso de diges-

ción anaeróbica. En una primera parte, se presentan, las etapas en las que se subdivide y los factores que determinan su estabilidad. Seguidamente, se presentan alternativas al proceso convencional y la capacidad de representarlos a través del modelado y la simulación.

En el Capítulo 4, se detallan todas las simulaciones de procesos llevadas a cabo con el software GPS-X[®] y SuperPro[®]. El capítulo se subdivide en dos grandes grupos, las simulaciones hechas para representar una planta típica con capacidad para 500000 habitantes; y las simulaciones que corresponden a una población de 35000 habitantes. El capítulo resulta en la selección de cuatro casos que son luego incorporados en los escenarios a analizar en el siguiente capítulo.

En el Capítulo 5, se llevó a cabo un análisis energético y ambiental de tres escenarios contruidos para una población de 500000 habitantes. En un cuarto escenario, que corresponde a la alternativa construida para 35000 habitantes, se incorporó además, un análisis económico. Los tres primeros, contemplan el tratamiento del agua residual, el transporte y acondicionamiento del sustrato a digerir, la digestión anaeróbica, el acondicionamiento del digestato para uso agrícola y el aprovechamiento del biogás. En el cuarto, se incorporó la recolección domiciliaria de los residuos sólidos urbanos, la separación de la fracción orgánica en planta, el transporte de un segundo co-sustrato (glicerol) y dos opciones de aprovechamiento del biogás. En los cuatro escenarios, la base del estudio ambiental fue el análisis de ciclo de vida, realizado según la norma ISO 14040-44 con el programa SimaPro[®].

Finalmente, el Capítulo 6, resume las conclusiones arribadas a lo largo de la realización de la tesis y los trabajos futuros.

Bibliografía del capítulo

- [1] P. Barañaio and L. Tapia. Tratamiento de las Aguas Servidas: Situación en Chile. *Ciencia y Trabajo*, 13(3):111–117, 2004.
- [2] Secretaría de Energía, editor. *Energías Renovables 2008 - Energía Biomasa*. Secretaría de Energía, Capital Federal, 2008.
- [3] INDEC. Instituto Nacional de Estadísticas y Censos, <http://www.indec.gov.ar/>. Accessed: 2015-05-16.
- [4] A. Jouravle. *Los servicios de agua potable y saneamiento en el umbral del siglo XXI. Recursos naturales e infraestructura*. Naciones Unidas, Santiago de Chile, 2004.
- [5] A. Kelessidis and A. S. Stasinakis. Comparative study of the methods used for treatment and final disposal of sewage sludge in European countries. *Waste Management*, 32(6):1186–95, 2012.
- [6] MAyDS. Ministerio de Ambiente y Desarrollo Sustentable de la Nación, <https://www.argentina.gob.ar/ambiente>. Accessed: 2016-04-06.
- [7] M. J. Mazzarino, P. Satti, F. Laos, L. Roselli, Crego M. P., E. Kowaljaw, H. Fernandez, and L. Poulsen. Compostaje de biosólidos: 12 años de la Planta de Bariloche. In *Compostaje en Argentina: Experiencias de Producción, Calidad y Uso*, pages 99 – 106. UNRN y Orientación Gráfica Editora, Buenos Aires, 2012.
- [8] MinEyM. Ministerio de Energía y Minería, <https://www.minem.gov.ar/>. Accessed: 2015-01-10.
- [9] MME. Ministério de Minas e Energia, <http://www.mme.gov.br/>. Accessed: 2016-02-05.
- [10] OPS Organización Panamericana de la Salud. *Informe Regional sobre la Evaluación 2000 en la Región de las Américas: Agua Potable y Saneamiento, Estado Actual y Perspectivas*. OPS, Washington,D.C., 2001.

- [11] SENASA. Servicio nacional de sanidad y calidad agro-alimentaria, <http://www.senasa.gov.ar/>. Accessed: 2015-11-01.
- [12] SMN. Servicio Meteorológico Nacional, <http://www.smn.gov.ar/>. Accessed: 2015-03-16.

Capítulo 2

Residuos - Recursos biomásicos

Los recursos biomásicos (forestales, foresto-industriales, agrícolas, agro-industriales, pecuarios, etc.), son importantes contribuyentes al desarrollo de una región. No solo su explotación económica para producir alimentos, vestimenta, materiales de construcción y medicamentos, genera residuos; sino también su consumo.

Las sociedades actuales de consumo, producen crecientes volúmenes de residuos que pueden convertirse en valiosos recursos renovables si se diseñan e implementan sistemas para lograrlo. Es así como el agua residual municipal y los residuos sólidos municipales, son dos residuos-recursos disponibles en todo centro urbano, todo el año y en volúmenes casi constantes.

La Sección 2.1 contiene las descripciones generales de una planta de tratamiento de aguas residuales (WWTP). La línea de agua recibe el agua residual para su tratamiento y genera el fango que se conduce a la línea de sólido y es el principal residuo-recurso a estudiar en la presente tesis. La línea de sólido, incluye las descripciones generales de acondicionamiento previo y posterior a la estabilización. La estabilización mediante digestión anaeróbica (AD) solo se menciona, ya que es la tecnología central bajo estudio y será desarrollada y simulada en los siguientes capítulos.

Finalmente, la Sección 2.2 presenta las generalidades de los residuos sólidos municipales, a partir de los cuales se obtiene la fracción orgánica de los residuos sólidos municipales (OFMSW), que es el segundo residuo-recurso de interés.

2.1. Planta de tratamiento de aguas residuales

2.1.1. Línea de agua

El agua residual generada en los centros urbanos es una mezcla principalmente de agua y una pequeña cantidad de sólidos ($< 1\%$). Incluye macronutrientes (carbono, nitrógeno, oxígeno, azufre y fósforo), micronutrientes (magnesio, calcio, zinc, etc.) y trazas de metales pesados (plomo, cobre, mercurio, etc.) [11]; para evitar la acumulación de estos compuestos en ambientes naturales y perjudicar la calidad de los recursos, las aguas deben conducirse a una WWTP.

La Figura 2.1 presenta un esquema general de una WWTP, en ella se observan dos líneas de tratamiento, en la parte superior, la línea de agua corresponde al tratamiento del agua residual, y en la parte inferior (línea de fangos o sólidos) se recibe el fango generado para su acondicionamiento y estabilización.

En la línea de agua, existen diferentes configuraciones destinadas a reducir la carga orgánica y la concentración de nutrientes (principalmente nitrógeno y fósforo); pero la mayoría cuenta con una etapa de pre-tratamiento (desbaste, desarenado y desengrasado), tratamiento primario, tratamiento biológico aerobio o secundario y desinfección.

El tratamiento secundario aerobio es el foco de atención de muchos estudios tendientes a mejorar el desempeño de la planta; por tres motivos: el agua que llega aún contiene el

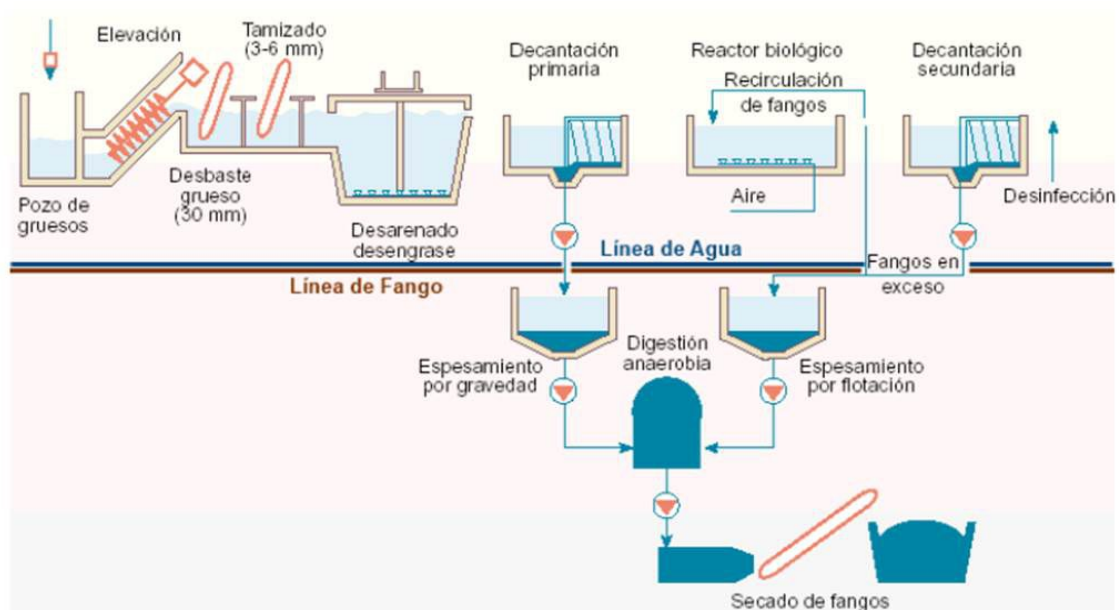


Figura 2.1: Esquema general de una planta de tratamiento de aguas residuales

Fuente: [8]

70 % de la materia orgánica que ingresa a la planta, el elevado consumo energético que requerirá la oxidación de la misma y la alta producción de fangos que de ella resulta. En el proceso de fangos activados (AS), la materia orgánica del agua constituye el alimento de los microorganismos. Durante el metabolismo microbiano, la misma se convierte en biomasa (nuevos microorganismos), dióxido de carbono y agua. Además, pueden desarrollarse un número limitado de microorganismos que obtienen energía mediante la oxidación del nitrógeno amoniacal a nitrito y nitrato en un proceso conocido como nitrificación. Seguidamente, a través de la denitrificación, el nitrógeno se elimina como gas di-nitrógeno (N_2) y entra en la atmósfera [5].

Entre las variantes del proceso de AS, el sistema A_2O es la secuencia anaeróbica-anóxica-óxica, y consiste en la eliminación biológica simultánea de carbono, nitrógeno y fósforo. Es un proceso muy común en países desarrollados y esta ganando popularidad en muchos países en desarrollo [7].

2.1.2. Línea de sólido

El fango que resulta del tratamiento del agua residual, es una mezcla de fango primario (PS) y de fango activado de desecho (WAS). Constituyen el punto de partida de la línea de sólido, y su gestión supone el reto más importante desde el punto de vista ambiental, tecnológico, social, económico y legal de una WWTP; porque contiene aproximadamente el 60 % de la materia orgánica que ingresa a la planta [3].

El PS es separado mediante clarificación en la etapa de tratamiento primario, posterior a procesos físicos de desbaste (extracción de sólidos gruesos y finos mediante rejillas), desarenado y desengrasado (separación de espumas y grasas flotantes que pueden perjudicar la sedimentación)[10]. Es de color gris o café claro, con sólidos de diferentes tamaños y mezcla de materia inorgánica y orgánica. Son fácilmente sedimentables provocando condiciones sépticas, olores molestos y tendencia a ponerse más oscuros.

Por otro lado, el fango activado que se genera en el sistema, se separa por decantación secundaria. Parte de él, se devuelve al inicio del proceso para reducir el lavado de fangos y aumentar la eficiencia del proceso biológico; y el restante o exceso, se conduce a la línea de sólido. Este último se conoce como WAS.

En la Figura 2.2 se presenta un esquema general de la línea de sólido y a continuación se describen los procedimientos más habituales de esta línea. Los tres componentes son el acondicionamiento previo y posterior a la estabilización y la propia estabilización.

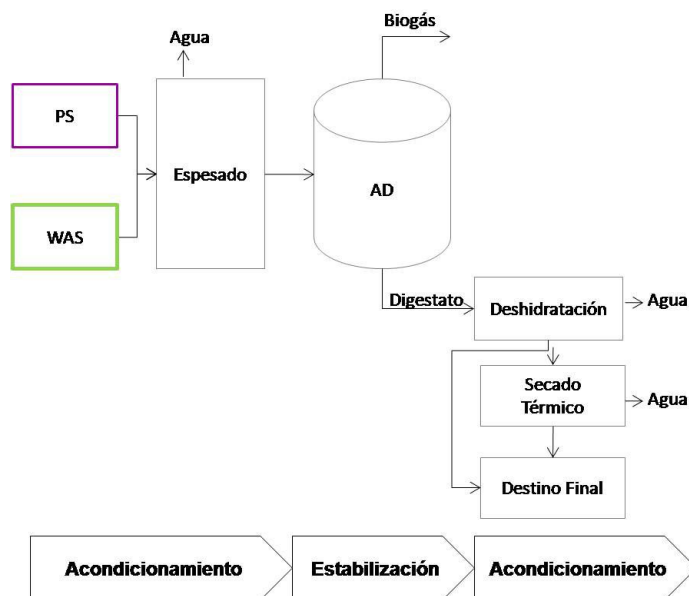


Figura 2.2: Esquema general de la línea de sólido
Fuente: Elaboración propia

2.1.2.1. Acondicionamiento: Espesado

El espesamiento es el primer paso, en ocasiones inevitable, que permite la reducción del volumen del fango proveniente de la línea de aguas y que se va a estabilizar mediante AD. Permite incrementar su contenido de sólidos por eliminación de parte de la fracción líquida. Si no se extrae, el exceso de agua requerirá calentamiento para mantener el contenido del digestor a la temperatura deseada, generará disolución del sustrato, sobredimensionamiento de equipos y elevados costos operativos por la manipulación y estabilización. Sin embargo, no es posible concentrar infinitamente el sustrato que alimenta un digestor anaeróbico, por su influencia en la producción de nitrógeno amoniacal que puede inhibir el proceso [12] [1] [2].

El parámetro que mide la eficiencia de espesamiento, es la concentración de sólidos totales (TS) a la salida del espesador. El fango que llega de la línea de agua contiene 0,8-1,2% de TS. Independientemente del método que se utilice para espesar previo a la AD, dicha concentración se debe elevar para aprovechar el recurso, obtener buenos rendimientos en producción de biogás y reducir volúmenes del digestor sin inhibir el medio.

Técnicas de espesado

La sedimentación por acción de la gravedad es muy utilizada en el espesado del PS, por el bajo costo energético que supone en relación al excelente grado de espesamiento conseguido: concentraciones de entre 5-10 %TS [11]. Sin embargo, para plantas de gran escala, se requiere terrenos extensos para lograr adecuados resultados. El reemplazo por centrifugas es una alternativa muy utilizada en poblaciones mayores a los 300000 habitantes, porque aplican fuerzas adicionales a la acción de la gravedad para acelerar el proceso de espesado en espacios reducidos, aunque tienen algunas desventajas que se mencionan más adelante.

Otra alternativa es la implementación de mallas filtrantes (salsness-filter), que comparativamente a los sistemas de espesado convencionales, requieren sólo 1/10 del espacio y entre 30 a 60 % del costo de inversión; pudiendo fácilmente complementarlos o reemplazarlos por completo. No requieren la adición de químicos, y poseen una eficiencia del 50 %TS. Pueden además integrarse el espesado del fango y la deshidratación del sustrato digerido (acondicionamiento post-AD), en una única unidad.

Por otro lado el WAS sólo, es muy difícil de espesar por acción de la gravedad, con lo cual, de seleccionar esta técnica habrá que combinar el PS y el WAS, para obtener mejores resultados. Por sus propiedades, el WAS es comúnmente (aunque decreciente), espesado por flotación con aire disuelto (DAF) y adición de polielectrolito. En plantas grandes, esta técnica debe competir con el espesamiento por centrifugación porque requiere menor ocupación de espacio (tecnología compacta) pues utilizan una fuerza centrípeta muy superior a la fuerza de gravedad ($>1500\cdot g$) para promover espesado acelerado, al tiempo que reduce los problemas de olores y exposición a patógenos [11]. En condiciones estables requieren menor operación y mantenimiento que los convencionales filtros de banda y prensa. Como contrapartida, son equipos caros, ruidosos, con partes internas sometidas a desgaste abrasivo, requiere experiencia en la operación para mejorar el desempeño y, dado que no se ve la alimentación, no es sencillo monitorearla; tienen un consumo energético (800–1500 Wh/m³) y de polielectrolito elevado; en realidad, se puede trabajar con bajo consumo o sin él, pero hay que invertir en una centrífuga más grande para hacerla trabajar a caudales bajos.

Otra tecnología intensiva en el terreno, aunque con elevado costo de inversión (al igual que las centrifugas), son los espesadores de tornillo. Existen diferentes tamaños con capacidades de entre 480-2400 m³/d por unidad. Son diseños robustos, compactos, resistentes al desgaste y obstrucciones, de larga vida útil, flexibles en el grado de espesado

(> 7%TS se consiguen en aplicaciones municipales típicas, con un consumo de polímero de 3-5 g/kg), fácil de operar, de bajo costo operativo y mantenimiento sencillo (lavado automático y no requieren lubricación), no vibran, no generan ruidos (<68 dB), poseen un bajo consumo de agua potable (aproximadamente 25 l/m³) y energía eléctrica (35 Wh/m³): 1/25 en comparación a una centrífuga.

La Tabla 2.1 compara de forma sencilla, las técnicas de espesado analizadas para el WAS.

Tabla 2.1: Comparación de técnicas de espesado de WAS

Aspecto	DAF	Centrifuga	Tornillos
Rendimiento	4-6 % TS	4-8 % TS	> 7 % TS
Ruido	bajo	alto	bajo
Olor	alto	bajo	bajo
Costo Inversión	bajo	alto	alto
Costo O & M	bajo	alto	bajo
<i>Requerimientos:</i>			
Energía	bajo	alto	bajo
Agua	nulo	nulo	bajo
Polímero	alto	bajo-alto	bajo
Terreno	alto	bajo	bajo

Fuente: Elaboración propia

2.1.2.2. Estabilización: Digestión anaeróbica

Entre las alternativas disponibles de estabilización (biológicas, químicas, térmicas, etc.), la AD se implementa a nivel mundial en plantas a gran escala debido a sus beneficios: reducción de volumen y materia orgánica (y microorganismos) [9], su bajo costo, el control de olores, la producción neta de energía y muchos otros beneficios [13]. La AD se describe en profundidad en el Capítulo 3.

2.1.2.3. Procedimientos post-digestión anaeróbica

Luego de la AD, el sustrato digerido o digestato, se caracteriza por su bajo contenido de sólidos (entre 3-5%TS) y un alto contenido de agua que hace difícil y costoso su manejo.

Las técnicas de deshidratación se utilizan para concentrar los sólidos hasta un 20 %TS,

y con ello reducir el volumen a ser almacenado o manipulado por entes autorizados para su aplicación al terreno o a la agricultura.

La opción de secado térmico es común para llevar la concentración de sólidos desde un 20 %TS, a más de un 80 %TS; y utilizar el digestato como material de construcción, tierra para rellenos sanitarios, defensas contra inundaciones y terraplenes para obras públicas, entre otros, según la demanda local.

El compostaje es un procedimiento de estabilización termofílico del digestato (a temperaturas entre 45-70 °C), a través del cual aproximadamente el 20-30 % del contenido de sólidos orgánicos, puede convertirse en dióxido de carbono y agua. La operación en sistemas cerrados (todas las variables controladas) o exteriores determinará el tiempo, el costo del proceso y la calidad del producto. El digestato compostado puede ser útil para su aplicación, en diferentes etapas de dicha estabilización, la diferencia radicará en su actividad biológica, las cantidades de nutrientes fácilmente asimilables por las plantas y el menor/mayor pH. Dependiendo del propósito o uso, este producto pasteurizado, sin olor, similar al humus, puede ser utilizado para la germinación y como acondicionador o recuperador de suelos en parques y jardines.

La reducción térmica es otro procedimiento post-AD o inclusive, puede aplicarse a mezclas de fango espesado y residuos sólidos municipales, sin digerir. Esto se debe a que cuanto mayor sea el contenido en materia combustible, menor será el consumo de combustible auxiliar. Incluye la incineración, la oxidación húmeda y la pirólisis, entre otros. Adicionalmente, los productos finales de la pirólisis todavía tienen valor calorífico.

Por último, dependiendo de la distancia, el grado de estabilización y el contenido de humedad, el transporte podrá ser a presión (para distancias cortas) o por camión o ferrocarril (para largas distancias). De igual manera el almacenamiento, donde aún ocurre una concentración y estabilización adicional, dependerá si se dispone de tanques abiertos o cerrados.

2.2. Residuos sólidos municipales

Los residuos sólidos municipales, constituyen una mezcla que contiene dos fracciones: una inorgánica y de mayor tamaño, y otra orgánica. La fracción orgánica, es conocida como OFMSW y se caracteriza por un alto contenido de materia orgánica biodegra-

dable, pues no ha sido degradada previamente; y un contenido de humedad de entre 85-90 % [6].

La OFMSW posee un importante potencial como recurso para la producción de energía a través de la AD. Para ello, las características físicas y químicas que afectan a la producción de biogás y la estabilidad del proceso, deben ser conocidos previo al diseño y operación de digestores anaerobios. Más aún, sabiendo que las características cambian acorde a los hábitos de la población, las condiciones regionales, el estilo de vida y las prácticas de reciclaje.

Gonçalves Ferreira das Neves [4], sugiere que los residuos alimenticios pueden ser buenos sustratos si se combinan con otros materiales, ya que sólo presentan algunos problemas que pueden llevar al fracaso de la digestión.

Bibliografía del capítulo

- [1] Y. Chen, J. J. Cheng, and K. S. Creamer. Inhibition of anaerobic digestion process: a review. *Bioresource Technology*, 99(10):4044–64, 2008.
- [2] N. Duan, B. Dong, B. Wu, and X. Dai. High-solid anaerobic digestion of sewage sludge under mesophilic conditions: Feasibility study. *Bioresource Technology*, 104:150–156, 2012.
- [3] J. M. Garrido, M. Fdz-Polanco, and F. Fdz-Polanco. Working with energy and mass balances: A conceptual framework to understand the limits of municipal wastewater treatment. *Water Science and Technology*, 67:2294–2301, 2013.
- [4] L. M. Gonçalves Ferreira das Neves. *Anaerobic co-Digestion Of organic wastes*. Phd, Universidade do Minho, 2009.
- [5] J. L. Grady, G. Daigger, and H. Lim. *Biological wastewater treatment*. CRC Press, London, 1999.
- [6] N. Gunaseelan. Anaerobic digestion of biomass for methane production : A Review. *Biomass and Bioenergy*, 13(97):83–114, 1997.
- [7] T. M. Lai, H. V. Dang, D. D. Nguyen, D. Yim, and J. Hur. Wastewater treatment using a modified A2O process based on fiber polypropylene media. *Journal of Environmental Science and Health. Part A, Toxic/hazardous substances and environmental engineering*, 46(10):1068–74, 2011.
- [8] G.A. Ontiveros. *Evaluación de tratamientos para aguas residuales contaminadas con fármacos y productos de higiene personal*. Tesis doctoral, Universidad Nacional del Litoral, 2013.
- [9] S. I. Pérez-Elvira, P. Nieto Diez, and F. Fdz-Polanco. Sludge minimisation technologies. *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology*, 5(4):375–398, 2006.

- [10] R. E. Speece. *Anaerobic biotechnology and odor/corrosion control for municipalities and Industries*. Archae Press, 2008.
- [11] G. Tchobanoglous, F. L. Burton, and H. D. Stensel. *Wastewater engineering: treatment and reuse*. McGraw-Hill, New York, 4th edition, 2003.
- [12] O. Yenigün and B. Demirel. Ammonia inhibition in anaerobic digestion: A review. *Process Biochemistry*, 48(5-6):901–911, 2013.
- [13] L. Yu, P. C. Wensel, J. Ma, and S. Chen. Mathematical modeling in anaerobic digestion (AD). *Bioremediation and Biodegradation*, S4(003):2–12, 2013.

Capítulo 3

El proceso de digestión anaeróbica

En la Sección 3.1, se presenta una descripción del proceso global de digestión anaeróbica (AD), que se divide en cuatro etapas para su estudio.

La estabilidad del proceso se logra cuando las condiciones físicas y químicas del medio promueven un equilibrio bioquímico entre tales etapas, y por eso en la Sección 3.2, se presentan una serie de factores-parámetros importantes para lograrlo.

Entre muchas variantes al proceso convencional de AD, en los últimos años, la atención se ha centrado en lograr condiciones más estables y aumentar los beneficios de esta tecnología. Entre ellas, la co-digestión de fangos de depuradora con fracción orgánica de los residuos sólidos municipales (OFMSW) y el pre-tratamiento térmico del fango activado de desecho (WAS) fue considerada en la presente tesis, y por eso se describen los fundamentos en la Sección 3.3 y 3.4, respectivamente.

Seguidamente, en la Sección 3.5, se presenta una breve descripción de la utilidad que tiene el modelado y simulación de procesos anaeróbicos; como introducción a la descripción del software y el modelo de AD utilizado para el estudio de casos.

3.1. Etapas

Vía complejos procesos metabólicos en ausencia de oxígeno, parte de la materia orgánica es convertida a metano, dióxido de carbono, nuevos microorganismos (sólidos) y moléculas simples de materia orgánica. El proceso es conocido como AD, e involucra un consorcio variado de microorganismos que intervienen en diversas reacciones bioquímicas que ocurren en forma consecutiva y simultánea.

Se trata de un sistema muy complejo que se divide en cuatro etapas para su estudio,

tal como muestra la Figura 3.1: desintegración e hidrólisis, acidogénesis o fermentación, acetogénesis y metanogénesis. La figura incluye sólo los flujos de materia más importantes, en términos porcentuales, y los principales microorganismos involucrados en cada etapa.

La Ecuación 3.1 representa el proceso global de AD; aunque, si la materia orgánica inicial contiene azufre, intervendrán un grupo de reacciones y bacterias sulfato reductoras que no se incluyen en la Figura 3.1, pero que cambiarán la forma de la Ecuación 3.1 a la forma de la Ecuación 3.2.

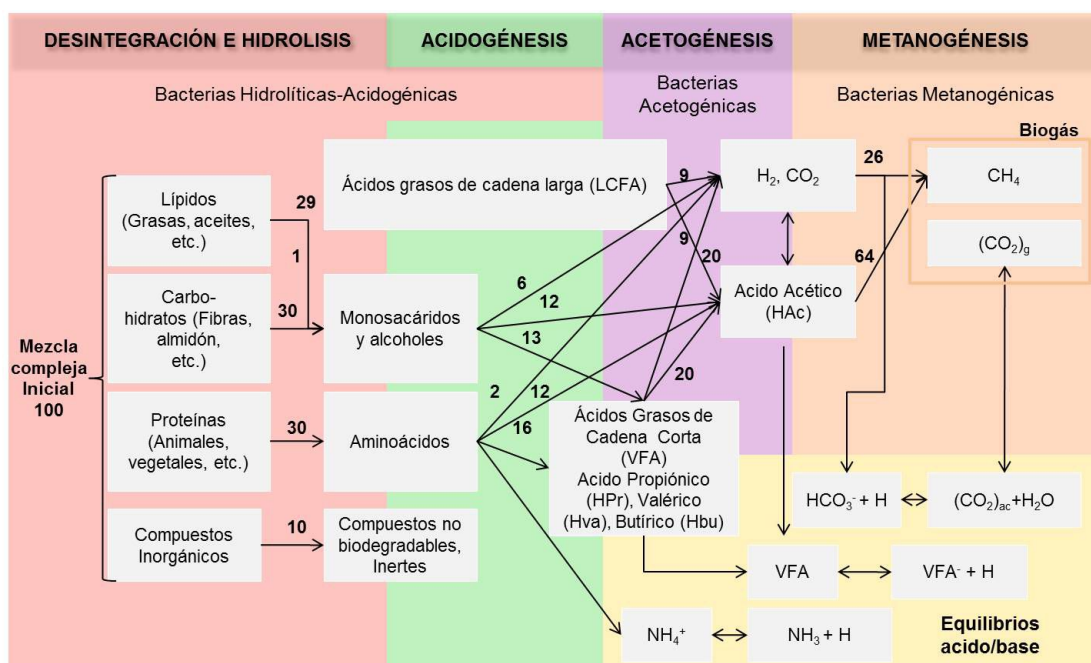
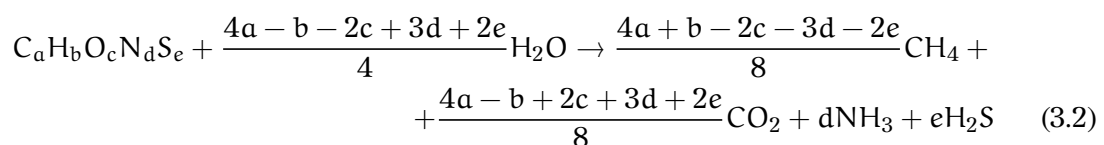
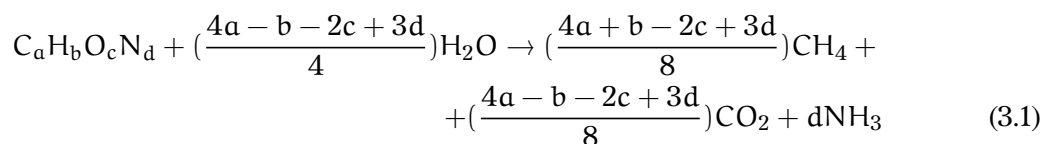


Figura 3.1: Proceso de digestión anaeróbica. Etapas bioquímicas y microorganismos involucrados en el flujo de materia

Fuente: Elaboración propia



Además, en la margen inferior derecha de la Figura 3.1, se presenta con línea de puntos, los flujos de formación de especies inorgánicas que determinan los equilibrios químicos

con gran influencia en los mecanismos biológicos, ellos son:

- Carbono inorgánico: $\text{CO}_2/\text{HCO}_3^-$
- Nitrógeno inorgánico: $\text{NH}_4^+/\text{NH}_3$
- Ácidos grasos volátiles, VFA/VFA^- : HAc/Ac^- , HPr/Pr^- , HBu/Bu^- , HVa/Va^-

Desintegración e hidrólisis (solubilización). La mezcla compleja inicial contiene macromoléculas en forma particulada y coloidal que son atacadas por enzimas extracelulares (liberadas por bacterias hidrolíticas-acidogénicas), para dar sus monómeros solubles correspondientes. En esta primera etapa, se generan los productos solubles a partir de los cuales tienen lugar los procesos biológicos intracelulares y por eso es un paso indispensable. En el caso de sustratos sólidos y semi-sólidos como el fango de depuradora y OFMSW, es la etapa limitante del proceso global. Además, pueden requerir pre-tratamientos químicos (adición de ácidos o bases débiles) y/o físicos-mecánicos (tratamiento térmico, aireación, ultrasonidos), para mejorar la velocidad de solubilización (y biodegradación) de compuestos como la lignina, celulosa, hemicelulosa y las paredes celulares.

Acidogénesis o fermentación. Los productos solubles se fermentan para formar ácidos grasos volátiles o de cadena corta (VFA) de dos, tres, cuatro y cinco carbonos, tales como ácido acético (HAc), ácido butírico (HBu), ácido propiónico (HPr) y ácido valérico (HVa); alcoholes, hidrógeno, dióxido de carbono, amonio, entre otros. Los microorganismos involucrados son los mismos que liberan enzimas hidrolíticas y por eso se llaman hidrolíticos-fermentativos. Pueden sobrevivir a condiciones tales como pH bajo y alta temperatura y carga orgánica [1]. Y esos son los principales factores que afectan la vía de reacción dominante.

La fermentación de monosacáridos y aminoácidos, principalmente a cargo del género *Clostridium*, produce principalmente HAc, HBu, amoníaco, hidrógeno y dióxido de carbono. Los ácidos grasos de cadena larga (LCFA) pueden ser oxidados anaeróbicamente por un gran número de microorganismos, produciendo principalmente, HAc e hidrógeno como principal aceptor de electrones. Es una reacción endotérmica, y para que se pueda producir se requiere una presión parcial de hidrógeno baja o sea, del consumo efectivo del mismo.

Acetogénesis. Las bacterias acetogénicas consumen los productos de la fermentación y generan HAc, dióxido de carbono e hidrógeno.

Las reacciones acetogénicas más comunes en los sistemas anaeróbicos, son energéticamente difíciles y dependientes de la presión parcial de hidrógeno del medio [61]. La producción/consumo de hidrógeno debe mantener la presión parcial del mismo por debajo de 100 ppm aproximadamente; ya que de ser muy elevada, el hidrógeno será un producto y el principal inhibidor de la etapa acetogénica [59]. Un tipo especial de acetogénesis, es la homoacetogénesis, aunque poco significativa en condiciones de temperatura superior a 20 °C [8]. Consiste en la acción de microorganismos especiales que se parecen a los fermentativos porque son capaces de crecer heterotróficamente en azúcares pero consumen hidrógeno y dióxido de carbono para producir acetato.

Metanogénesis. La mezcla compleja inicial sufre grandes transformaciones a lo largo de las etapas anteriores; pero recién en esta última, ocurre el gran cambio a través de la producción de gases reducidos con baja solubilidad acuosa, tal como dióxido de carbono, hidrógeno y metano. La metanogénesis es la última etapa y la más importante del punto de vista energético y ambiental, por la generación de biogás y digestato.

Las dos vías bioquímicas presentadas en las Ecuaciones 3.3 y 3.4, son utilizadas por los microorganismos formadores de metano o metanogénicos.

- Vía 1. Metanogénesis hidrogenotrófica:



- Vía 2. Metanogénesis acetotrófica o acetoclástica:

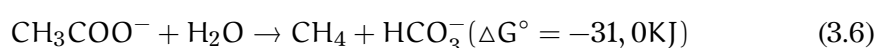
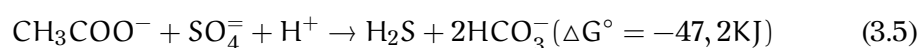


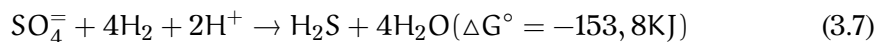
En la vía 1, los microorganismos conocidos como metanogénicos hidrogenotróficos consumen hidrógeno para transformar el dióxido de carbono en metano. Esta vía ayuda a mantener una baja presión parcial de hidrógeno por el consumo efectivo del mismo, por cada cuatro moles de hidrógeno con-

sumidos un mol de dióxido de carbono es convertido a metano. En la vía 2 un grupo de microorganismos de reproducción más lenta, llamados metanogénicos acetotróficos o acetoclásticos, son capaces de dividir HAc, en dióxido de carbono que a su vez es consumido por metanogénicos hidrogenotróficos en la vía anterior y metano. La acumulación de hidrógeno y el aumento de la presión parcial afecta la producción de HAc en la etapa de acetogenesis y por lo tanto afecta indirectamente a la formación de metano en esta vía que consume el HAc formado.

Segun Chynoweth [18], la mayoría de los organismos metanogénicos son capaces de utilizar el hidrógeno como aceptor de electrones (metanógenos hidrogenotróficos), mientras que sólo dos géneros son capaces de utilizar el HAc (metanógenos acetoclásticos) como fuente de electrones y carbono. Sin embargo, y a pesar de que el consumo de hidrógeno genera una mayor ganancia de energía para los metanógenos, en comparación al consumo de HAc; su suministro es limitado y más del 60 % del metano producido se debe a la vía 2 [30] [59]. Los cálculos de rendimiento teóricos se hacen en base a ella y el biogás producido contiene 50 % metano y 50 % dióxido de carbono. Sin embargo, el contenido total del metano en el biogás oscilará entre 40-70 % (en volumen), según diferentes sustratos, por ejemplo las grasas y las proteínas, pueden producir grandes cantidades de hidrógeno lo que aumentará el contenido típico de metano.

Como ya se mencionó, ante la presencia de sulfatos, las sulfobacterias o bacterias sulfato reductoras, intervendrían en el proceso compitiendo con las formadoras de metano. Termodinámicamente, estará favorecida la acción de las sulfobacterias, nótese por el ΔG° que se muestra en las Ecuaciones 3.5 versus 3.6 y 3.7 versus 3.8, el valor más negativo, es energéticamente más favorable. Esto produce dos efectos no deseados: la disminución de la producción de metano y producción sulfuro de hidrógeno que es inhibidor del proceso.





3.2. Factores importantes en el proceso anaeróbico

El proceso se mantiene estable cuando las condiciones físicas y químicas del medio promueven un equilibrio bioquímico entre las cuatro etapas de AD. En los siguientes apartados se describen los principales factores que afectan el grado de progreso y la estabilidad del sistema de AD. La mayoría de ellos están vinculados, y una buena comprensión puede ayudar a predecir o identificar problemas.

3.2.1. Contenido de sólidos totales, sólidos volátiles, materia orgánica y nutrientes del sustrato

Los sólidos totales (TS) indican la cantidad total de materia seca (orgánica e inorgánica), que contiene el sustrato a digerir, expresada en miligramos por litro (mg/l) o en porcentaje de sólidos totales (%TS). Para sustratos con un contenido de sólidos entre 0,25 y 12 %TS aproximadamente, como el fango, es válido considerar el peso específico del agua, es decir que 1%TS equivale a 10000 mg/l.

Tal como se discute en el apartado 2.1.2.1, el contenido de sólidos del sustrato a digerir anaeróbicamente, es un parámetro importante de diseño y operación. Otro parámetro importante que deriva de él, es el contenido de sólidos volátiles (VS). La relación VS/TS es muy utilizada porque indica cuánto de los TS, son sólidos orgánicos.

La demanda química de oxígeno total (COD), es otro parámetro clave a determinar, porque indica la cantidad de oxígeno necesaria para oxidar la materia orgánica por vía química; y por lo tanto, es una medida de la carga orgánica (soluble y particulada) del sustrato a digerir. La demanda bioquímica de oxígeno (BOD), aporta información complementaria, pues señala la capacidad del sustrato de ser oxidado por vías bioquímicas, es decir, la biodegradabilidad del mismo. Por ejemplo, un valor de BOD/COD de 0,6 en el fango primario (PS), indica que el 60 % del sustrato puede ser degradado biológicamente.

Además de una fuente de carbono (materia orgánica), en los procesos biológicos resulta

indispensable una fuente de nutrientes en las formas asimilables por los microorganismos. Entre los más importantes se encuentran el nitrógeno y el fósforo.

En cuanto al nitrógeno, los parámetros que aportan información relevante en un sistema anaeróbico son: el nitrógeno kjeldahl total (TKN) que se asocia con el nitrógeno total (TN), ya que considera las formas más importantes de nitrógeno: el nitrógeno orgánico (ON) y amoniacal total (TAN). Este último es un nutriente importante para el crecimiento de microorganismos, e incluye el amoníaco (NH_3), y el ion amonio o amonio ionizado (NH_4^+). Finalmente, ON se hidroliza para obtener formas de amoníaco, y se determina por la diferencia entre el TKN y TAN.

El fósforo total (TP) incluye el fósforo particulado como componente de la célula en los organismos y el fósforo inorgánico soluble. Opuesto a las múltiples formas de nitrógeno en los ecosistemas acuáticos, los orto-fosfatos (PO_4^{-3}) son la forma predominante del fósforo inorgánico.

La necesidad de nutrientes se expresa frecuentemente en relación a la concentración de carbono de la alimentación. Comúnmente la relación C/N debe estar entre 15-30/1, y la relación C/P entre 75-113/1 [58]. En la presente tesis, se consideraron las relaciones COD/TKN y COD/TP, para el diseño de alternativas.

3.2.2. Velocidad de carga orgánica

La velocidad de carga orgánica (OLR), es la cantidad de sustrato (carga orgánica) que se introduce al sistema por unidad de tiempo y de reactor, es un parámetro clave en el diseño, y tiene que ser determinado cuidadosamente para optimizar el proceso sin que se produzca una sobrecarga que pueda llevar al fracaso. Normalmente se expresa en términos de VS adicionados ($\text{kgVS}_{\text{in}}/\text{m}^3\cdot\text{d}$). El aumento de OLR producirá un aumento de la producción específica de biogás pero no indefinidamente. Los digestores de fangos por lo general operan hasta $2 \text{ kgVS}_{\text{in}}/\text{m}^3\cdot\text{d}$, aunque los digestores de OFMSW admiten mayores cargas.

3.2.3. Temperatura

Puesto que la temperatura tiene un efecto directo sobre la termodinámica y la cinética, todo el sistema biológico, físico y químico se verá afectado por este parámetro.

La Figura 3.2 muestra la dependencia de los microorganismos metanogénicos con la

temperatura. De allí que, en el diseño de procesos, se definen tres rangos de operación: criofílico (4-15 °C); mesofílico (20-40 °C) y termofílico (45-70 °C). La ecuación de Arrhenius describe cómo la velocidad máxima de crecimiento específico aumenta con la temperatura, seguido de una fuerte caída a cero. Las temperaturas óptimas son 35 y 55 °C en rangos mesofílicos y termofílicos, respectivamente.

La AD convencional hace referencia al proceso en condiciones mesofílicas, a 35 °C porque es la más implementada y por lo tanto una tecnología madura. Por otro lado, la AD termofílica, es menos común pero de creciente interés para acelerar la actividad biológica y obtener otros beneficios. Una combinación de las anteriores es la AD en etapas de temperatura en la que una etapa termofílica corta se implementa como pre-tratamiento a la mesofílica.

Entre los principales efectos del aumento de la temperatura en la AD, se encuentra que:

- puede aumentar la solubilidad de compuestos tóxicos y en consecuencia aumenta su bio-disponibilidad y la posible inhibición.
- disminuye la solubilidad del hidrógeno, amoníaco, sulfuro de hidrógeno y dióxido de carbono; los tres primeros son inhibidores y la transferencia al espacio gaseoso, tiene un efecto positivo; y el último, interviene en el sistema $\text{CO}_{2(g)}-\text{HCO}_{3(l)}^-$ que es el principal controlador de pH.
- otras propiedades físico-químicas, como la difusividad, viscosidad y sedimentación se ven afectadas.

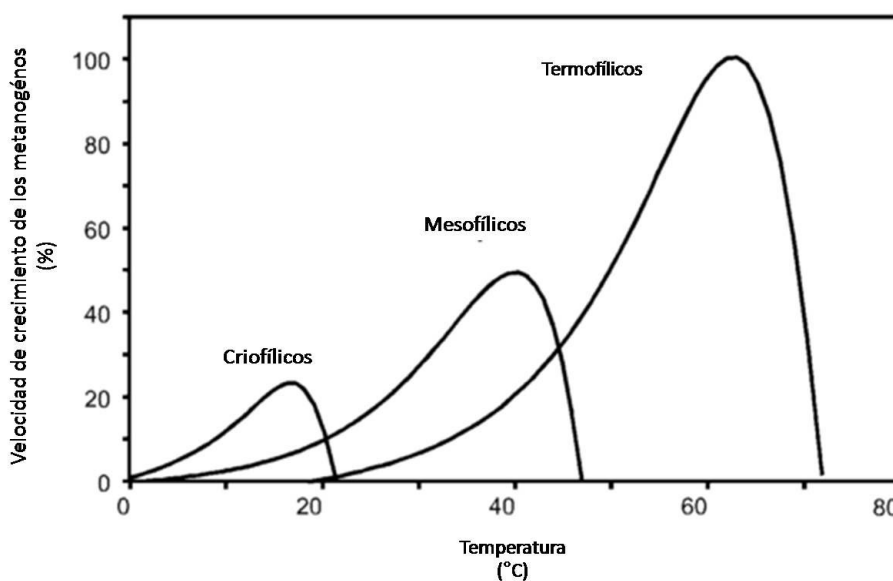


Figura 3.2: Relación entre la constante de crecimiento de microorganismos y la temperatura
Fuente: [63]

- las formas no ionizadas y eventualmente más tóxicas de especies con fuerte influencia en el proceso anaeróbico, se ven favorecidas en el equilibrio químico.
- se logran mayores velocidades de desintegración con lo cual se reducen los reactores y los tiempos de retención. De acuerdo a Cheremisinoff [17]: a los 13 °C, el 90 % de los resultados deseados se logra en 55 días; a 24 °C en 35 días, a los 29 °C en 26 días y en 35 °C en 24 días. La AD criofílica es estable, pero implica tiempos de retención elevados y enormes reactores. Por último, los aumentos bruscos de temperatura pueden provocar problemas irreversibles, aunque reducciones repentinas pueden no afectar al sistema.

3.2.4. Tipo de reactor y tiempo de retención hidráulico

El tipo de reactor determina el tiempo necesario para promover el adecuado contacto entre los microorganismos (biomasa) y el alimento (sustrato) y alcanzar los resultados esperados a la salida.

Los reactores pueden clasificarse según el modo de operación en reactores discontinuos (batch), semi-continuos o continuos. Pueden ser de biomasa fija o suspendida, con o sin re-circulación. Los reactores batch son muy implementados a escala laboratorio para evaluar el potencial de metano de diferentes sustratos (BMP). Sin embargo, para sustratos con un contenido de sólidos medio-alto, un tanque agitado continuo (CSTR) sin re-circulación, es el más utilizado a escala real para procesos de AD. Permite mantener la biomasa suspendida y se caracterizan por lograr condiciones homogéneas mediante agitación que puede ser mecánica o neumática pero nunca violenta, para no romper los flocos bacterianos. Según Stafford [60], la velocidad de mezcla no debiera superar 700 rpm.

El tiempo de retención hidráulico (HRT), es la relación entre el volumen del reactor y la velocidad de alimentación, es un importante parámetro de diseño porque si no hay re-circulación, es igual al tiempo de retención de sólidos, y entonces debe ser suficiente para permitir el crecimiento de microorganismos, teniendo en cuenta que las bacterias formadoras de metano tienen las velocidades de crecimiento más bajas.

En un CSTR en estado estacionario, la concentración de cualquier especie en el interior del reactor es igual a la pretendida en el efluente; y dado que la velocidad de los procesos biológicos depende de la concentración; la velocidad será baja y habrá que compensar con un tiempo de reacción creciente; es decir que, se requiere un tiempo de

retención hidráulica mayor que sistemas de biomasa fija, o aquellos que implementan una re-circulación o aumentan la temperatura de operación.

Por último, el aumento de temperatura es la forma más usual para reducir los tiempos de digestión, ya que la re-circulación en sistemas anaerobios es complicada desde el punto de vista operativo. Consiste en un mecanismo similar al de fangos activados aerobios, pero requiere unidades adicionales para eliminar el gas formado que dificulta la decantación de los fangos digeridos. Esta alternativa es mayormente aplicada para aguas industriales con elevada carga orgánica.

3.2.5. pH, alcalinidad e inhibidores

En los sistemas anaeróbicos, los microorganismos no pueden tolerar valores extremos de pH, pero pueden permitir algunas oscilaciones alrededor de la neutralidad. Las bacterias metanogénicas son extremadamente sensibles y su pH óptimo está entre 6,5 y 7,2. Además, varios equilibrios químicos están influenciados por el pH del medio, y los cambios pueden favorecer formación de compuestos indeseables que podrían inhibir el proceso.

En relación directa al pH, está la alcalinidad, que mide la capacidad del medio para neutralizar ácidos y mantener un pH constante. El principal controlador de pH es el sistema de $\text{CO}_{2(g)}\text{-HCO}_3^-(l)$. Mientras que los VFA (HAc, HPr, HBu y HVa) en función de la alcalinidad, tienden a reducir el pH, las bacterias que forman metano producen alcalinidad como CO_2 , NH_3 y HCO_3^- . Y entonces, tres mediciones relacionadas con la alcalinidad puede ser muy útiles en estos sistemas:

- Alcalinidad total (AT), medida a un pH 4,3.
- Alcalinidad parcial (PA), medida a pH 5,75 está relacionada a la alcalinidad del HCO_3^- .
- Alcalinidad intermedia (IA), que está relacionada a la concentración de los VFA, y es la diferencia entre ambos.

Las relaciones de alcalinidad: IA/AT, VFA/AT o IA/PA, se utilizan como indicadores del proceso, las tres señalan que si la concentración de ácido (IA o VFA), es superior a la capacidad de amortiguación (AT o PA) se inhibiría la actividad metanogénica. De acuerdo a Astals, et al. [6] la relación IA/PA debiera mantenerse por debajo de 0,4.

Por último, inhibidores del proceso pueden ser los mismos compuestos que son esenciales para el crecimiento de microorganismos, aunque en concentraciones elevadas. Compuestos como el NH_4^+ , el NH_3 , los LCFA, los metales pesados, los desinfectantes, los antibióticos y otros contaminantes emergentes, pueden causar problemas irreversibles en el proceso de AD. Las bacterias metanogénicas, son de especial interés porque son fisiológicamente más sensibles. Sin embargo, la literatura muestra gran variación en los niveles de inhibición/toxicidad; debido a mecanismos como el antagonismo, la sinergia, la aclimatación, que no son del todo conocidos pero se sabe que son muy dependientes de las condiciones operativas particulares por lo que no se puede generalizar demasiado.

3.3. Co-digestión anaeróbica

En el pasado, el propósito principal de la AD fue el tratamiento y estabilización de residuos; actualmente, sus límites y posibilidades son más conocidas y en este contexto surge la co-digestión anaeróbica (CoAD) como tecnología estándar para obtener mayores beneficios o ventajas del proceso.

La CoAD, es la AD simultánea de una mezcla homogénea de dos o más sustratos. La situación más común, es cuando una cantidad de un sustrato principal, se mezcla y se digiere junto con uno o varios sustratos adicionales, llamados co-sustratos. Aunque pocos informes describen la CoAD con múltiples sustratos [25] [67].

En informes de CoAD recientes, el fango de depuradora se ubica segundo como sustrato principal, e históricamente su mezcla con OFMSW es la más reportada a diferentes escalas [46]. Sin embargo, se pueden encontrar en la literatura, buenos resultados hallados con mezclas de fango y co-sustratos como fangos de la industria de pulpa y papel, grasas del proceso de flotación de la WWTP, residuos de confitería y residuos de café [28], entre otros. Entre entre 2010 y 2013 las publicaciones sobre CoAD de fango de depuradora con aceites y grasas han aumentado un 26 %, pero también en el mismo periodo se reportaron pruebas con residuos de frutas y hortalizas, algas, glicerol (BDW) y residuos de mataderos [46].

La CoAD entre fango de depuradora y OFMSW, ofrece varias ventajas ecológicas, tecnológicas y económicas:

- El fango contiene gran cantidad de agua que puede actuar como solvente de com-

puestos orgánicos presentes en la OFMSW. Pero además, puede diluir compuestos no deseados como metales pesados o contaminantes emergentes [46].

- El fango posee una baja carga orgánica, baja relación C/N y alta capacidad de amortiguación [22], con lo cual es capaz de soportar co-sustratos con altas cantidades de materia orgánica fácilmente biodegradable que mejoren el equilibrio de nutrientes y con valores bajos de alcalinidad.
- El aumento en la cantidad y calidad del biogás, se debe a que la mezcla permite superar las deficiencias de los sustratos individuales.
- En la OFMSW existe una diversidad de microorganismos, que aporta a la mezcla una diversidad mayor de especies, con lo cual haría más estable al sistema.
- Debido al mejor rendimiento en la producción de biogás, el tratamiento centralizado de fango con OFMSW, puede reducir considerablemente los costos del tratamiento de las aguas residuales [35] [12]. Producir ahorros en infraestructura y costos operativos, además del beneficio ambiental de eliminar las malas prácticas de gestión y de disposición final.
- Al ser dos sustratos generados en cualquier centro urbano todo el año, los costos de transporte son mínimos y se reducen los problemas de variaciones temporales de los sustratos individuales.
- Permite aumentar los ingresos por la generación de productos comercializables.

3.4. Hidrólisis térmica

Como ya se mencionó, la desintegración y/o hidrólisis (solubilización), son procesos biológicos extracelulares que permiten que la materia orgánica quede disponible (soluble) para procesos biológicos intracelulares. En un sistema anaeróbico alimentado con sustratos sólidos o semi-sólidos (como el fango y la OFMSW), constituyen la etapa limitante del proceso global.

En particular, el WAS consiste principalmente en células microbianas o flocs con una baja biodegradabilidad comparado al PS [15]. Por ejemplo, el rendimiento en la producción de metano del PS es de hasta 400 Nm³/t de materia orgánica seca mientras que el del WAS, es apenas de 240 Nm³/t en condiciones óptimas [33]. Para superar esta dificultad, existen técnicas de pre-tratamiento mecánico, químico, térmico, biológico y

combinaciones; y entre ellas, la hidrólisis térmica (TH) es de particular interés para este sustrato porque permite aumentar su potencial de metano y la velocidad de degradación, asegura el saneamiento de los fangos y el calor requerido puede producirse dentro de la misma WWTP [26] [42] [16] [14].

La TH es un pre-tratamiento de dos etapas: i) calentamiento a temperaturas relativamente altas (100-200 °C) durante períodos de tiempo moderados (0,5-2 horas) y presurización (4-10 bar); ii) despresurización repentina (explosión de vapor) causa la ruptura de las estructuras sólidas de las paredes celulares (principalmente compuestas de proteínas), y la posterior solubilización [15] [49].

3.5. Modelado matemático y simulación

El modelado matemático y la simulación de procesos son especialmente interesantes para evaluar un amplio rango de problemas. Permiten la comparación de un gran número de alternativas sobre una base consistente, de forma interactiva en un corto período de tiempo y con un bajo costo y riesgo.

Varios software se han aplicado con éxito durante más de cuatro décadas para modelado y simulación de sistemas físicos y/o químicos; y aunque los biológicos y ambientales son más complejos de modelar, su influencia en los balances energéticos y económicos ha incentivado su desarrollo e implementación. Más aún, la posibilidad de contrastar los resultados con datos reales, los hace una poderosa herramienta.

Específicamente para el proceso de AD, hay disponible software de cálculo simple como: Anaerobic Digestion Decision Support Software, Biomass Environmental Assessment Tool, BioGC, GasTheo_Win32_1.1, The Anaerobic Digestion Economic Assessment Tool, FarmWare; y modelos más complejos desarrollados en las últimas décadas, como los publicados por Siegrist et al. [54], Vavilin et al. [65], Angelidaki et al. [3], Musvoto et al. [48], Batstone et al. [8] y Sotemann et al. [55]. Entre ellos, el ADM1[®] es el modelo estructurado, completo y generalizado más implementado para varios sustratos [10] [21] [24] [29] y es el punto de partida para nuevos desarrollos en el área.

3.5.1. Programas utilizados

El software GPS-X[®] V.6.0.2 [36] es una plataforma de simulación con varias librerías y una amplia gama de modelos específicos para el tratamiento de agua y aguas residuales. Fue utilizada con éxito por Kang et al. [40], para simular una AD con un sistema de filtración de membrana; y por Ontiveros et al. [52] para simular sistemas de remoción biológica de nutrientes en plantas de tratamiento de fangos activados. En la presente tesis, se utilizó el modelo biológico publicado por la Asociación Internacional del Agua: ASM2d[®] [34] [39], para modelar la línea de agua en estado estacionario sin tener en cuenta modificaciones de caudal y del clima. Para la AD en la línea de sólido, se utilizó el modelo MantisAD[®] [19] [37], que se describe en el apartado 3.5.1.1.

Adicionalmente, se utilizó el software SuperPro[®] V.2.7 [38] apto para diseñar, ampliar y optimizar procesos físicos, químicos y biológicos; y efectuar sus balances económicos, de energía y de masa. Además de la amplia base de datos, es posible crear, importar y editar nuevos compuestos o modificar las propiedades de interés. Se ha reportado su utilidad para simular procesos biofarmacéuticos [62] [53], de producción de etanol celulósico [41] y biodiésel [32], en sistemas de generación de energía a partir de fangos [44] y biomasa agrícola [47], entre otros.

3.5.1.1. Modelo conceptual de digestión anaeróbica: MantisAD[®]

Conversiones de carbono orgánico. El modelo MantisAD[®] desarrollado por GPS-X[®] [37], es una forma simplificada del ADM1[®] publicado por Batstone et al. [8] [39]. Toma gran parte de su estructura y enfoque pero difiere sustancialmente en muchos aspectos.

La Figura 3.3, muestra las etapas consideradas en el modelo biológico desarrollado para la conversión de la COD contenida en la mezcla compleja inicial: desintegración, hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis.

El modelo contiene 22 variables de estado (ver Tabla A.1 del Anexo A), incluye 13 procesos bioquímicos (representados en las Tablas A.2, A.3 y A.4 del Anexo A); y procesos físico-químicos de transferencia de gas y varios equilibrios químicos que también se presentan en el Anexo A.

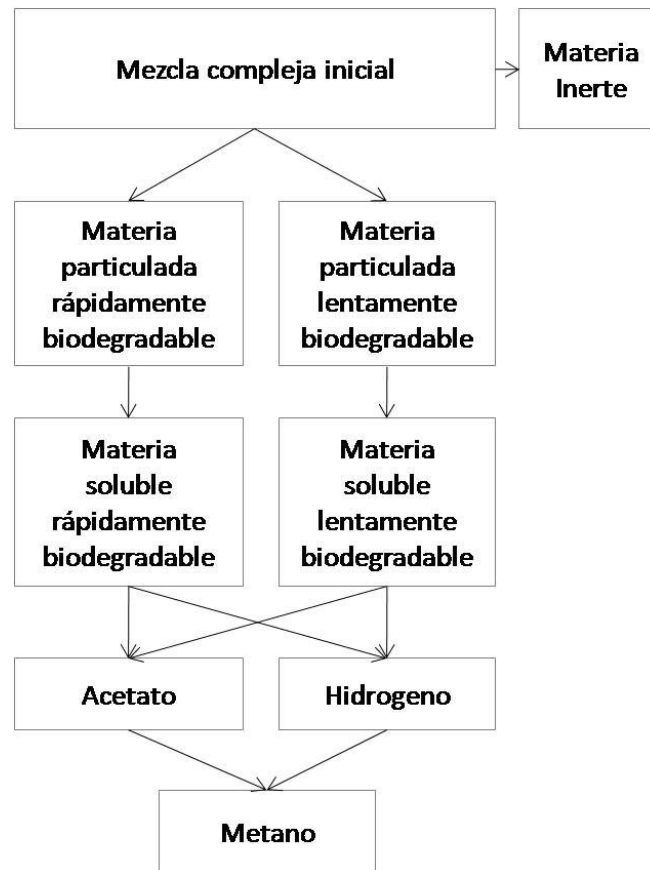


Figura 3.3: MantisAD®. Esquema de conversión de COD del modelo

Fuente: [19]

Como muestra la Figura 3.3, el modelo asume que, la desintegración es una etapa extracelular, parcialmente no biológica (es decir, no mediada por microorganismos) y permite desintegrar la mezcla compleja inicial homogénea, a materia inerte y particulada rápida y lentamente biodegradable. Seguidamente, la hidrólisis enzimática genera productos solubles, rápida y lentamente biodegradable. Ambas etapas extracelulares contribuyen a la solubilización de la mezcla compleja inicial y se modelan asumiendo una cinética de primer orden. A partir de allí, los pasos bioquímicos son intracelulares donde el consumo de sustratos, trae implícito el crecimiento y decaimiento de la biomasa. Se modela a partir de una cinética de tipo Monod.

En el modelo biológico, intervienen cuatro grupos de microorganismos: degradadores de sustratos lenta y rápidamente biodegradables, metanogénicos acetoclásticos y metanogénicos hidrogenotróficos; y están sujetos a varios mecanismos de inhibición: pH, amoníaco e hidrógeno.

La dependencia de la temperatura de los diferentes grupos de microorganismos sigue la ecuación de Arrhenius hasta alcanzar el óptimo, luego se produce una rápida caída

a cero. Para contemplar este efecto, se define un sistema de temperatura de operación controlada, con pequeños cambios (± 3 °C). Así se puede modelar sin dependencia de la temperatura aunque el set de parámetros deben ser ajustados a la temperatura de operación.

El fraccionamiento del influente en términos de su COD y el modelado de la AD en base a procesos de conversión de esa COD, le da al modelo MantisAD[®] cierta flexibilidad para poder ajustarlo a diferentes sustratos.

Conversiones de nitrógeno. Seis variables de estado de nitrógeno, cuatro biodegradables y dos inertes se incluyen en el modelo (ver Figura 3.4). Las conversiones de nitrógeno son parte de los procesos de conversión del material orgánico, aunque planteado de esta manera se pueden desconectar las fracciones de nitrógeno comunes en procesos anaeróbicos, de las observadas en los aeróbicos. Este enfoque permite por ejemplo, diferenciar entre biomasa aeróbica y anaeróbica especificando su diferente contenido de nitrógeno y así obtener buenos resultados en el balance de nitrógeno aún modelando conjuntamente la línea de agua (comúnmente aeróbica) y sólidos (comúnmente anaeróbica).

A diferencia del ADM1[®], en MantisAD[®], el nitrógeno es balanceado en el sistema porque está completamente representado por variables de estado.

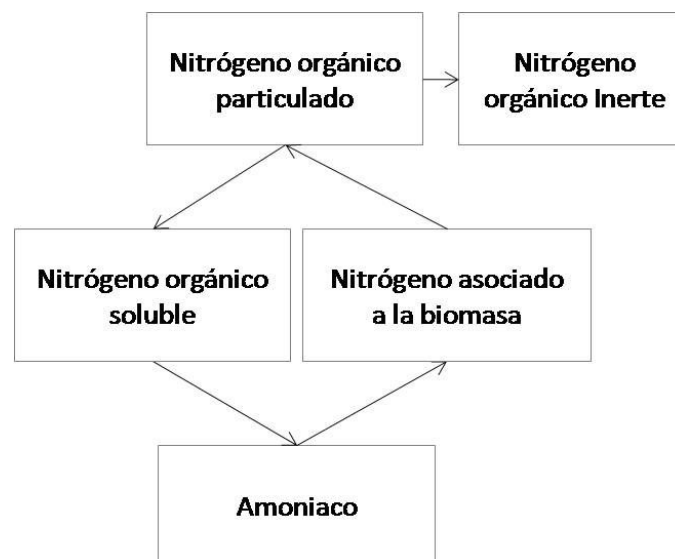


Figura 3.4: MantisAD[®]. Esquema de conversión de N del modelo
Fuente: [19]

Modelado del pH e inhibiciones. A cada variable de estado orgánico se le asigna un contenido de carbono que permite modelar el carbono inorgánico, y los cambios de alcalinidad asociados a las conversiones orgánicas. El amoníaco y el equilibrio de disociación de los ácidos grasos volátiles se calculan en combinación a los cambios en el carbono inorgánico que le permite al modelo determinar cambios en el pH. Se contempla la inhibición por pH, amoníaco e hidrógeno. Las ecuaciones para estimar el pH y las inhibiciones se incluyen en el Anexo A.

3.5.1.2. Modificaciones y calibración

Puesto que el proceso de AD es no-lineal y muy complejo de modelar porque involucra gran cantidad de parámetros, una técnica muy común en la literatura es implementar el modelo generalizado ADM1[®] e identificar, modificar y validar solo los parámetros afectados en cada caso de estudio particular. La identificación de la etapa limitante es importante al no ser realista ni necesario determinar todos los parámetros experimentalmente para cada caso de estudio, en particular cuando tienen poca influencia en los resultados del modelo y cuando se desea estudiar el proceso global en términos generales [24].

Por ser el modelo MantisAD[®] una forma simplificada del ADM1[®], cada parámetro del primero tiene su equivalente en el segundo, como muestra la Tabla A.8 en el Anexo A. En ambos modelos toman el mismo valor por defecto, para la AD mesofílica de un fango típico; y las modificaciones en el MantisAD[®] se hicieron en base a dicha analogía, para contemplar los casos en que:

- Se cambia la temperatura de operación, desde mesofílico a termofílico.
- Se cambia el sustrato. Tanto la aplicación de pre-tratamiento térmico (TH) al WAS; como la adición de un co-sustrato al sustrato principal (CoAD), cambian las características del sustrato a digerir.

Para cambios en la temperatura de operación desde el mesofílico (por defecto) al termofílico, los desarrolladores del ADM1[®] sugieren nuevos valores en ciertos parámetros, los equivalentes en MantisAD son:

- *kdis*: Constante de desintegración de la mezcla compleja inicial;
- *khyd,rb* y *khyd,sb*: Constantes de hidrólisis de material rápida y lentamente biodegradable;

- b_h : Constante de decaimiento de la biomasa;
- $u_{max,xbr}/Y_{br}$: Constante de consumo (de material rápidamente biodegradable) máxima específica de Monod;
- K_{srb} : Constante de saturación media para el crecimiento de degradadores de material rápidamente biodegradable;
- $u_{max,xbs}/Y_{bs}$: Constante de consumo (de material lentamente biodegradable) máxima específica de Monod;
- k_{isrb} : Constante de inhibición por hidrógeno (en el consumo de material rápidamente biodegradable);
- k_{issb} : Constante de inhibición por hidrógeno (en el consumo de material lentamente biodegradable);
- $u_{max,xac}/Y_{ac}$: Constante de consumo (de acetato) máxima específica de Monod;
- K_{sac} : Constante de saturación media para el crecimiento de degradadores de acetato;
- k_{inh3} : Constante de inhibición por amoníaco;
- K_{sh2} : Constante de saturación media para el crecimiento de degradadores de hidrógeno.

Por otro lado, para representar cambios de sustrato, muchos autores parten de la premisa de que la desintegración (k_{dis}) e hidrólisis ($k_{hyd,rb}$ y $k_{hyd,sb}$) es la etapa limitante y dominante del proceso global de AD de sustratos con gran cantidad de materia orgánica particulada [4] [11] [13] [23] [56] [64] [68]. La baja relación CODs/COD (aproximadamente 0,1 en fangos típicos), indica un alto contenido de materia orgánica particulada, que debe solubilizarse previamente para su metanización.

Usando una cinética de primer orden como modelo (Ecuación 3.9), y asumiendo que no hay acumulación de productos intermediarios, la constante de velocidad de solubilización [2], se obtiene de la curva de producción de metano acumulado derivada del test de potencial bioquímico de metano (BMP) del sustrato en el transcurso del tiempo; que luego es implementada en el ADM1[®] (o MantisAD[®]) como constante de desintegración de primer orden [2] [29] [64] [66].

$$B(t) = B_0(1 - e^{-k_{dis} \cdot t}) \quad (3.9)$$

Donde, $B(t)$ representa la producción de metano acumulado a un tiempo dado (ml), B_0 potencial bioquímico de metano del sustrato (ml), k_{dis} es la velocidad de desintegración de primer orden (1/d) y t es el tiempo (días). Mediante esta metodología el valor de k_{dis} depende del tiempo utilizado para estimarla, y es generalmente estimada en la primera parte de la curva de metano, que se ajusta una línea recta [2] [29]. Sin embargo Astals et al. [5], establecen que con un intervalo de confianza del 95 % no hay diferencia estadísticamente significativa entre el rango de valores que puede tomar la k_{dis} a lo largo de la curva.

En algunos casos, a la hidrólisis de carbohidratos, proteínas y lípidos se le asigna un valor no-limitante (elevado) e igual para las tres componentes. Y puesto que las tres tienen diferentes constantes de hidrólisis dentro del rango de entre 0,01-1,0 d^{-1} ; del enfoque surge que en determinadas situaciones las velocidades de hidrólisis de las tres partes no son significativamente diferentes haciendo que el modelo sea menos sensible a distribución de sus partes en la mezcla compleja inicial y facilitando la manipulación del modelo [27]. El valor elevado (10 d^{-1}), excluye por completo la influencia de la etapa de hidrólisis y queda la desintegración como única etapa limitante.

Utilizando esta metodología, diversos autores hallaron buenos resultados para sustratos de agricultura [29], residuos sólidos orgánicos y cultivos energéticos [2], microalgas [43], fangos [9] [7] [20], [10], residuos pecuarios [31], aguas residuales con residuos de cocina [27], [21] y fangos pre-tratados [57].

3.5.1.3. Fango activado de desecho hidrolizado térmicamente

Souza et al. [57] llevaron a cabo la calibración del modelo ADM1[®] para representar la AD de una mezcla de fango primario (PS) con fango activado (WAS) sometido a hidrólisis térmica (THWAS) como pre-tratamiento. El trabajo se basa en estudios previos [56], que determinaron que los parámetros más sensibles del modelo son las constantes cinéticas de desintegración e hidrólisis y por ello las hallaron para calibrar el modelo a las condiciones particulares de estudio.

La constante de desintegración k_{dis} , y las constantes de hidrólisis $k_{hyd, ch}$, $k_{hyd, pr}$, $k_{hyd, li}$ de carbohidratos, proteínas y lípidos, respectivamente; fueron estimadas por mínimos cuadrados de la función costos (cost-function). En estadística, típicamente una función de costos (cost-function o loss-function), se utiliza para la estimación de parámetros, y el evento en cuestión es alguna función de la diferencia entre los valores

estimados y verdaderos para un conjunto de datos, en este caso es el error cuadrático usando los datos del BMP.

Puesto que mediante esta metodología el valor de los parámetros depende del tiempo utilizado para estimarlos y generalmente se determina en la primera parte de la curva de metano, donde se ajusta una línea recta [2]; se plantearon tres casos de AD: un digestor A y B alimentados con la mezcla de interés (PS:THWAS) a 10 y 20 días de tiempo de retención hidráulico (HRT), respectivamente; y un control, digestor C con la mezcla de fango sin pre-tratamiento (PS:WAS), es decir un fango de depuradora típico a 20 días.

Los coeficientes de desintegración (k_{dis}) e hidrólisis de carbohidratos, proteínas y lípidos ($k_{hyd,ch}$; $k_{hyd,pr}$; $k_{hyd,li}$), que produjeron la curva óptima de buen ajuste a los datos experimentales fueron publicados y se presentan en la Tabla 3.1 para cada digestor. La Figura 3.5 muestra los resultados experimentales del BMP y el buen grado de ajuste del modelo después de la calibración del ADM1®.

Los resultados de la calibración muestran que el parámetro k_{dis} es el más afectado

Tabla 3.1: Coeficientes de desintegración e hidrólisis calibrados para el digestor A, B y C según Souza et al. [57]

Digestor	A	B	C
Sustrato	PS:THWAS	PS:THWAS	PS:WAS
HRT (d)	10	20	20
k_{dis}	2,57	1,62	0,56
$k_{hyd, ch}$	0,66	0,78	0,51
$k_{hyd, pr}$	0,78	0,79	0,44
$k_{hyd, li}$	0,88	0,84	0,42
R^2	0,989	0,994	0,992

Fuente: [57]

cuando se compran los tres digestores, en el digestor A y B el valor es cinco y tres veces mayor que en el C, respectivamente. Los aumentos en las $k_{hyd, ch}$ $k_{hyd, pr}$ $k_{hyd, li}$ es menos evidente en ambos casos.

Los autores hallaron que en los digestores A y B ocurre una rápida desintegración y una subsecuente lenta hidrólisis. En ese sentido, la diferencia numérica de la k_{dis} a 10 y 20 días (digestores A y B respectivamente) no es importante porque no representa la etapa limitante; sin embargo, encontraron que la desintegración e hidrólisis juegan un papel importante en el modelado del fango típico (digestor C), porque sus constantes son del mismo rango. Por último, la variación de los tres coeficientes de hidrólisis entre digestores y entre ellos mismos, fue baja, siendo todos del mismo rango de valores en

cada caso [57].

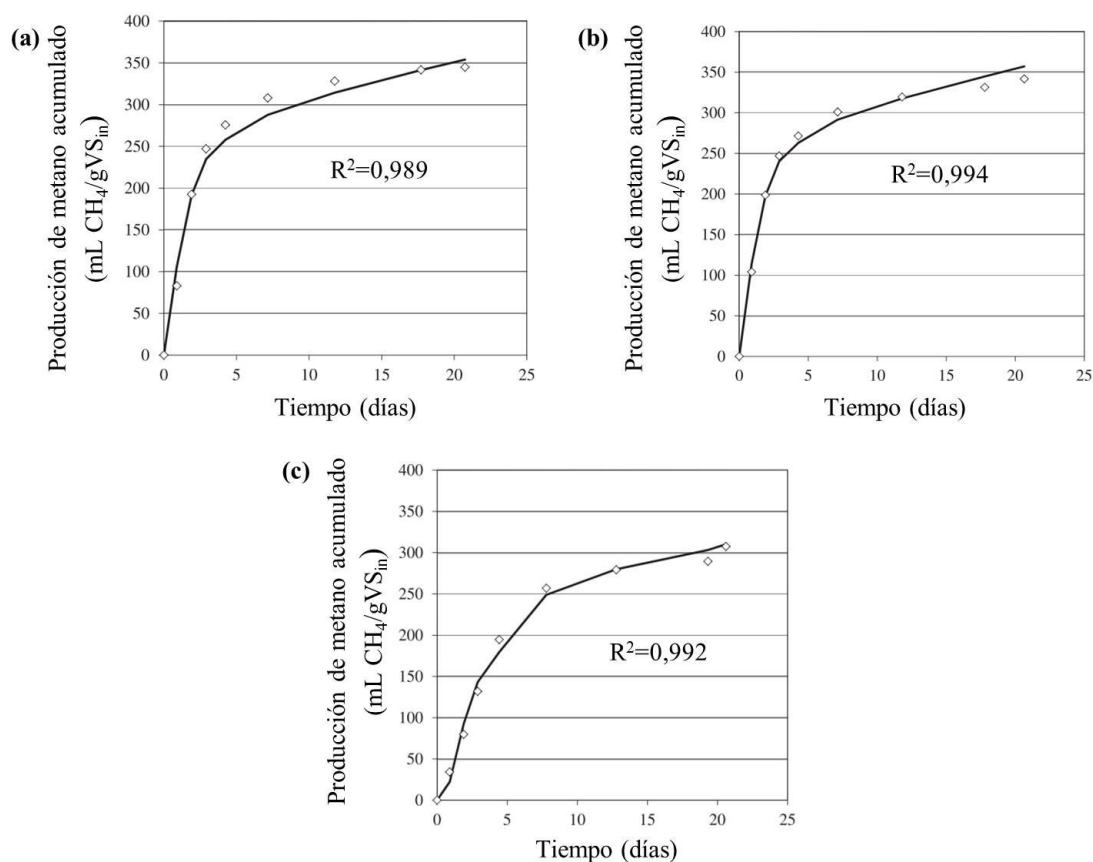


Figura 3.5: Resultados experimentales del test del potencial bioquímico de metano (BMP) (\diamond) y el ajuste del modelo (línea continua) después de la calibración de los coeficientes de desintegración e hidrólisis de ADM1[®] para el digestor A (a), B (b) y C (c)

Fuente: [57]

3.5.1.4. Residuos orgánicos y co-digestión con fangos

Para ajustar el modelo a la OFMSW se modificó la constante de desintegración como sugieren Batstone et al. [8] para residuos de comida a 37 °C. El resto de parámetros se dejaron los valores por defecto para la AD mesofílica.

Nielfa et al. [50] encontraron que el modelo de primer orden puede explicar el 99 % de los resultados experimentales del test del potencial bioquímico de metano (BMP) para la OFMSW y publicaron un valor de 0,19 1/d para la constante de primer orden. Otros autores hallaron un valor de 0,24 1/d [51].

Derbal et al. [21] calibraron el modelo ADM1[®] usando datos experimentales a través de la optimización de los diferentes parámetros, principalmente la desintegración e hidrólisis, con una restricción en sus valores que deberían estar dentro del rango fí-

sico. Publicaron un valor de k_{dis} igual a 0,5 1/d, $k_{hyd, ch}$ 1,017 1/d, $k_{hyd, pr}$ 0,384 1/d y 0,999 $k_{hyd, li}$, como en el MantisAD[®] no se distingue entre $k_{hyd, ch}$ $k_{hyd, pr}$ $k_{hyd, li}$, un valor de k_{hyd} de 0,4 corresponde al más bajo obtenido por Derbal et al. [21] para la hidrólisis y es un valor medio obtenido por Mata-Alvarez et al [45]. Los restantes valores cinéticos y estequiométricos se mantuvieron según el modelo ADM1[®].

Bibliografía del capítulo

- [1] B. K. Ahring, A. A. Ibrahim, and Z. Mladenovska. Effect of temperature increase from 55 to 65 C on performance and microbial population dynamics of an anaerobic reactor treating cattle manure. *Water Research*, 35(10):2446–2452, 2001.
- [2] I. Angelidaki, M. Alves, D. Bolzonella, L. Borzacconi, J. L. Campos, A. J. Guwy, S. Kalyuzhnyi, P. Jenicek, and J. B. Van Lier. Defining the biomethane potential (BMP) of solid organic wastes and energy crops: A proposed protocol for batch assays. *Water Science and Technology*, 59(5):927–934, 2009.
- [3] I. Angelidaki, L. Ellegaard, and B. K. Ahring. A Comprehensive model of anaerobic bioconversion of complex substrates to biogas. *Biotechnology and Bioengineering*, 63:363–372, 1999.
- [4] L. Appels, J. Baeyens, J. Degreè, and R. Dewil. Principles and potential of the anaerobic digestion of waste-activated sludge. *Progress in Energy and Combustion Science*, 34(6):755–781, 2008.
- [5] S. Astals, M. Esteban-Gutiérrez, T. Fernández-Arévalo, E. Aymerich, J. L. García-Heras, and J. Mata-Alvarez. Anaerobic digestion of seven different sewage sludges: A biodegradability and modelling study. *Water Research*, 47(16):6033–6043, 2013.
- [6] S. Astals, V. Nolla-Ardèvol, and J. Mata-Alvarez. Anaerobic co-digestion of pig manure and crude glycerol at mesophilic conditions: biogas and digestate. *Biore-source Technology*, 110:63–70, 2012.
- [7] E. Aymerich, I. Barrena, A. Etxeberria, and J. L. García de las Heras. A new methodology to calibrate the disintegration/hydrolysis step of the ADM1 for sewage sludge. In *12th World Congress on Anaerobic Digestion (AD12)*, Guadalajara, 2010.
- [8] D. J. Batstone, J. Keller, I. Angelidaki, S. V. Kalyuzhnyi, S. G. Pavlostathis, A. Rozzi, W. T. M. Sanders, and H. Siegrist. Anaerobic Digestion Model No. 1: Scientific

- and technical report No. 13. Technical Report 1, IWA Task Group, Bedfordshire, 2002.
- [9] D. J. Batstone, J. Keller, I. Angelidaki, S. V. Kalyuzhnyi, S. G. Pavlostathis, A. Rozzi, W. T. M. Sanders, H. Siegrist, and V. A. Vavilin. The IWA Anaerobic Digestion Model No 1 (ADM1). *Water Science and Technology*, 45(10):65–73, 2002.
- [10] F. Blumensaat and J. Keller. Modelling of two-stage anaerobic digestion using the IWA Anaerobic Digestion Model No. 1 (ADM1). *Water Research*, 39(1):171–83, 2005.
- [11] É.L. Bordeleau and R. L. Droste. Comprehensive review and compilation of pretreatments for mesophilic and thermophilic anaerobic digestion. *Water Science and Technology*, 63(2):291–296, 2011.
- [12] R. Braun and A. Wellinger. *Potential of Co-digestion*. IEA Bioenergy, 2002.
- [13] J. E. Burgess and B. I. Pletschke. Hydrolytic enzymes in sewage sludge treatment: A mini-review. *Water S.A.*, 34(3):343–350, 2008.
- [14] R. Cano, S. I. Pérez-Elvira, and F. Fdz-Polanco. Energy feasibility study of sludge pretreatments: A review. *Applied Energy*, 149:176–185, 2015.
- [15] M. Carlsson, A. Lagerkvist, and F. Morgan-Sagastume. The effects of substrate pre-treatment on anaerobic digestion systems: A review. *Waste Management*, 32(9):1634–1650, 2012.
- [16] H. Carrere, G. Antonopoulou, R. Affes, F. Passos, A. Battimelli, G. Lyberatos, and I. Ferrer. Review of feedstock pretreatment strategies for improved anaerobic digestion: From lab-scale research to full-scale application. *Bioresource Technology*, 199:386–397, 2016.
- [17] N. P. Cheremisinoff. *Handbook of Water and Wastewater Treatment Technologies*. Elsevier, 2002.
- [18] D. P. Chynoweth. Global significance of biomethanogenesis. In *The Science of Global Change*, volume 483, pages 338–351. Acs Symposium Series, 1992.
- [19] J. B. Copp, E. Belia, S. Snowling, and O. Schraa. Anaerobic digestion: a new model for plant-wide wastewater treatment process modelling. *Water Science and Technology*, 52(10):1–11, 2005.

- [20] M. De Gracia, P. Grau, E. Huete, J. Gómez, J. L. García-Heras, and E. Ayesa. New generic mathematical model for WWTP sludge digesters operating under aerobic and anaerobic conditions: Model building and experimental verification. *Water Research*, 43(18):4626–4642, 2009.
- [21] K. Derbal, M. Bencheikh-Lehocine, F. Cecchi, A. H. Meniai, and P. Pavan. Application of the IWA ADM1 model to simulate anaerobic co-digestion of organic waste with waste activated sludge in mesophilic condition. *Bioresource Technology*, 100(4):1539–43, 2009.
- [22] N. Duan, B. Dong, B. Wu, and X. Dai. High-solid anaerobic digestion of sewage sludge under mesophilic conditions: Feasibility study. *Bioresource Technology*, 104:150–156, 2012.
- [23] J. A. Eastman and J. F. Ferguson. Solubilization of particulate organic carbon during the acid phase of anaerobic digestion. *Water Pollution Control Federation*, 53(3):352–366, 1981.
- [24] M. El-Fadel, R. Maroun, R. Bou Fakher Eldeen, and S. Ghanimeh. ADM1 performance using SS-OFMSW with non-acclimated inoculums. *Water Science and Technology*, 66(9):1885–1892, 2012.
- [25] G. Esposito, L. Frunzo, A. Giordano, F. Liotta, A. Panico, and F. Pirozzi. Anaerobic co-digestion of organic wastes. *Reviews in Environmental Science and Biotechnology*, 11(4):325–341, 2012.
- [26] F. Fdz-Polanco, R. Velazquez, S. I. Perez-Elvira, C. Casas, D. del Barrio, F. J. Cantero, M. Fdz-Polanco, P. Rodriguez, L. Panizo, J. Serrat, and P. Rouge. Continuous thermal hydrolysis and energy integration in sludge anaerobic digestion plants. *Water Science and Technology*, 57(8):1221–1226, 2008.
- [27] Y. Feng, J. Behrendt, C. Wendland, and R. Otterpohl. Parameter analysis of the IWA anaerobic digestion model No. 1 for the anaerobic digestion of blackwater with kitchen refuse. *Water Science and Technology*, 54(4):139–147, 2006.
- [28] M. S. Fountoulakis, I. Petousi, and T. Manios. Co-digestion of sewage sludge with glycerol to boost biogas production. *Waste Management (New York, N.Y.)*, 30(10):1849–53, 2010.

- [29] A. Galí, T. Benabdallah, S. Astals, and J. Mata-Alvarez. Modified version of ADM1 model for agro-waste application. *Bioresource Technology*, 100(11):2783–90, 2009.
- [30] M. H. Gerardi. *The microbiology of anaerobic digesters*. John Wiley & Sons, Inc., 2003.
- [31] R. Girault, G. Bridoux, F. Nauleau, C. Poullain, J. Buffet, J. P. Steyer, A. G. Sadowski, and F. Béline. A waste characterisation procedure for ADM1 implementation based on degradation kinetics. *Water Research*, 46(13):4099–4110, 2012.
- [32] M. J. Haas, A. J. McAloon, Winnie C. Yee, and T. A. Foglia. A process model to estimate biodiesel production costs. *Bioresource Technology*, 97(4):671–678, 2006.
- [33] Z. Hanjie. Sludge treatment to increase biogas production. Technical report, Trita-LWR Degree Project 10-20, Stockholm, 2010.
- [34] M. Henze, W. Gujer, T. Mino, T. Matsuo, M. C. Wentzel, G. V. R. Marais, and M. C. M. Van Loosdrecht. Activated sludge model No.2D, ASM2D. In *Modelling and microbiology of activated sludge processes. Proceedings of the 4th IAWQ Seminar on Modelling and Microbiology of Activated Sludge Processes*, pages 165–182, 1999.
- [35] J. B. Holm-Nielsen, T. Al Seadi, and P. Oleskowicz-Popiel. The future of anaerobic digestion and biogas utilization. *Bioresource Technology*, 100(22):5478–5484, 2009.
- [36] Hydromantis. GPS-X, 2013.
- [37] Hydromantis. GPS-X Technical Reference Manual, 2013.
- [38] Intelligen Inc. SuperPro Designer, 2006.
- [39] IWA. International Water Association, <http://www.iwa-network.org/>. Accessed: 2015-02-21.
- [40] S. J. Kang, K. P. Olmstead, O. Schraa, D. Rhu, Y. J. Eum, J. K. Kim, and J. H. Min. Activated anaerobic digestion with a membrane filtration system. *Proceedings of the Water Environment Federation*, pages 4931–4941, 2011.
- [41] D. Kumar and G. S. Murthy. Impact of pretreatment and downstream processing technologies on economics and energy in cellulosic ethanol production. *Biotechnology for Biofuels*, 4:27, 2011.

- [42] Y. Y. Li and T. Noike. Upgrading of anaerobic digestion of waste activated sludge by thermal pretreatment. *Water Science and Technology*, 26:857–866., 1992.
- [43] F. Mairet, O. Bernard, M. Ras, L. Lardon, and J. P. Steyer. Modeling anaerobic digestion of microalgae using ADM1. *Bioresource Technology*, 102(13):6823–6829, 2011.
- [44] A. Malakahmad, N. E. A Basri, and S. M. Zain. Design and process simulation of a small scale waste-to-energy bioreactor. *Applied Sciences*, 12(24):2586–2591, 2012.
- [45] J. Mata-Alvarez, editor. *Biomethanization of the organic fraction of municipal solid wastes*. IWA Publishing, London, 2003.
- [46] J. Mata-Alvarez, J. Dosta, M. S. Romero-Guiza, X. Fonoll, M. Peces, and S. Astals. A critical review on anaerobic co-digestion achievements between 2010 and 2013. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 36:412–427, 2014.
- [47] M. Mel, A. S. H. Y. Avicenna, S. I. Ihsan, and R. H. Setyobudi. Simulation study for economic analysis of biogas production from agricultural biomass. *Energy Procedia*, 65:204–214, 2015.
- [48] E. V. Musvoto, M. C. M. Wentzel, R. E. Loewenthal, and G. A. M. Ekama. Integrated chemical-physical processes modelling - Part I. Development of kinetic-based model for mixed weak acid-base systems. *Water Research*, 34(6), 2000.
- [49] E. Neyens and J. Baeyens. A review of thermal sludge pre-treatment processes to improve dewaterability. *Journal of Hazardous Materials*, 98(1-3):51–67, 2003.
- [50] A. Nielfa, R. Cano, and M. Fdz-Polanco. Theoretical methane production generated by the co-digestion of organic fraction municipal solid waste and biological sludge. *Biotechnology Reports*, 5(1):14–21, 2015.
- [51] A. Nielfa, R. Cano, M. Vinot, E. Fernández, and M. Fdz-Polanco. Anaerobic digestion modeling of the main components of organic fraction of municipal solid waste. *Process Safety and Environmental Protection*, 94:180–187, 2015.
- [52] G. A. Ontiveros and E. A. Campanella. Environmental performance of biological nutrient removal processes from a life cycle perspective. *Bioresource Technology*, 150:506–12, 2013.

- [53] D. Pedrites, C. Siletti, J. Jimenez, P. Psathas, and Y. Mannion. Optimizing and the design of operation of fill-finish facilities using process simulation and scheduling tools. *Pharmaceutical Engineering*, 31(2):1–10, 2011.
- [54] H. Siegrist, D. Renggli, and W. Gujer. Mathematical modelling of anaerobic mesophilic sewage sludge treatment. *Water Science and Technology*, 27(2):25–36, 1993.
- [55] S. W. Sjötemann, N. E. Ristow, M. C. Wentzel, and G. A. Ekama. A steady state model for anaerobic digestion of sewage sludges. *Water SA*, 31(4):511–528, 2005.
- [56] T. S. O. Souza, A. Carvajal, A. Donoso-Bravo, M. Peña, and F. Fdz-Polanco. ADM1 calibration using BMP tests for modeling the effect of autohydrolysis pretreatment on the performance of continuous sludge digesters. *Water Research*, 47(9):3244–3254, 2013.
- [57] T. S. O. Souza, L. C. Ferreira, I. Sapkaite, S. I. Pérez-Elvira, and F. Fdz-Polanco. Thermal pretreatment and hydraulic retention time in continuous digesters fed with sewage sludge: Assessment using the ADM1. *Bioresource Technology*, 148C:317–324, 2013.
- [58] R. E. Speece. Nutrient Requirements. In Chynowth D. Y. and R. Isaacson, editors, *Anaerobic Digestion of Biomass*. Elsevier applied science LTD, 1987.
- [59] R. E. Speece. *Anaerobic biotechnology & odor/corrosion control for municipalities & Industries*. Archae Press, 2008.
- [60] D. A. Stafford. The effects of mixing and volatile fatty acid concentrations on anaerobic digester performance. *Journal of Biomass*, 2:43–55, 1982.
- [61] A. J. M. Stams. Metabolic interactions between anaerobic bacteria in methanogenic environments. *Antonie van Leeuwenhoek*, 66:271–294, 1994.
- [62] A. Toumi, C. Jürgens, D. P. Jungo, B. A. Maier, V. Papavasileiou, and D. Petrides. Design and optimization of a large scale biopharmaceutical facility using process simulation and scheduling tools. *Pharmaceutical Engineering*, 30(2):1–9, 2010.
- [63] J. B. Van Lier, J. Hulsbeek, A. J. M. Stams, and G. Lettinga. Temperature susceptibility of thermophilic methanogenic sludge: implications for reactor start-up and operation. *Bioresource Technology*, 43:227–235, 1993.

- [64] V. A. Vavilin, B. Fernandez, J. Palatsi, and X. Flotats. Hydrolysis kinetics in anaerobic degradation of particulate organic material: an overview. *Waste Management (New York, N.Y.)*, 28(6):939–51, 2008.
- [65] V. A. Vavilin, V. B. Vasiliev, A. V. Ponomarev, and S. V. Rytow. Simulation model ‘methane’ as a tool for effective biogas production during anaerobic conversion of complex organic matter. *Bioresource Technology*, 48:1–8, 1994.
- [66] A. Veeken and B. Hamelers. Effect of temperature on hydrolysis rates of selected biowaste components. *Bioresource Technology*, 69:249–254, 1999.
- [67] Q. Wang, L. Peng, and H. Su. The effect of a buffer function on the semi-continuous anaerobic digestion. *Bioresource Technology*, 139:43–49, 2013.
- [68] H. Yasui, R. Goel, Y. Y. Li, and T. Noike. Modified ADM1 structure for modelling municipal primary sludge hydrolysis. *Water Research*, 42(1-2):249–259, 2008.

Capítulo 4

Simulación de procesos

El presente capítulo, contiene todos los procesos simulados en la tesis. Las descripciones, definiciones y discusiones presentadas hasta el momento, son útiles para comprender los parámetros empleados, en el presente, para describir la calidad de los sustratos y presentar los resultados de las simulaciones. Tales parámetros¹, junto con los de diseño más importantes y los del modelo biológico utilizado, aparecen a lo largo del presente capítulo en las distintas tablas y de forma resumida.

Para una población de 500000 habitantes (Sección 4.1), se simuló la línea de agua pero sólo para determinar la calidad y cantidad de fango, que es el recurso central de la línea de sólido y de estudio en la tesis. Para una población de 35000 habitantes (Sección 4.2), se simularon 2 casos pero únicamente la línea de sólido.

4.1. Alternativas para 500000 habitantes

Se utilizó el software GPS-X[®] descrito en la Sección 3.5.1 para simular una planta de tratamiento de aguas residuales (WWTP) típica con énfasis en diferentes alternativas

¹Abreviaciones de los parámetros. COD: demanda química de oxígeno total; CODs: demanda química de oxígeno soluble; BOD: demanda bioquímica de oxígeno; TAN: nitrógeno amoniacal total; TKN: nitrógeno kjerdahl; TP: fósforo total; TS: sólidos totales; VS: sólidos volátiles; HRT: tiempo de retención hidráulico; OLR: velocidad de carga orgánica; kdis: Constante de desintegración de la mezcla compleja inicial; khyd,rb y khyd,sb: Constantes de hidrólisis de material rápida y lentamente biodegradable; bh: Constante de decaimiento de la biomasa; umax,xbr/Ybr: Constante de consumo (de material rápidamente biodegradable) máxima específica de Monod; Ksrb: Constante de saturación media para el crecimiento de degradadores de material rápidamente biodegradable; umax,xbs/Ybs: Constante de consumo (de material lentamente biodegradable) máxima específica de Monod; kisrb: Constante de inhibición por hidrógeno (en el consumo de material rápidamente biodegradable); kissb: Constante de inhibición por hidrógeno (en el consumo de material lentamente biodegradable); umax,xac/Yac: Constante de consumo (de acetato) máxima específica de Monod; Ksac: Constante de saturación media para el crecimiento de degradadores de acetato; kinh3: Constante de inhibición por amoníaco; Ksh2: Constante de saturación media para el crecimiento de degradadores de hidrógeno.

de estabilización del fango generado.

4.1.1. Línea de agua

La línea de agua fue simulada para estimar la calidad y cantidad de fango a manipular en la línea de sólido. Se adoptó una configuración típica implementada con éxito en muchas ciudades; en particular, la depuradora de la Ciudad de Valladolid (España), que fue utilizada como planta de referencia para establecer los parámetros.

La Figura 4.1 muestra la configuración adoptada, que incluye: pre-tratamiento (desbaste, desarenado y desengrasado), clarificación primaria (separación del fango primario (PS) hacia la línea de sólido), tratamiento biológico, y clarificación secundaria (separación del fango activado de desecho (WAS) hacia la línea de sólido). El tratamiento biológico implementado difiere del convencional de fangos activados (AS), porque incorpora remoción biológica de nitrógeno y fósforo mediante la secuencia de fases anaeróbicas, anóxicas y óxicas (A₂O).

La base de los cálculos es una población de 500000 habitantes, cuyo consumo medio de agua (normal) es de 0,25 m³/hab·d [37]; y considerando un coeficiente de rechazo de 0,8 [29], se generan 0,2 m³/hab·d de agua residual urbana. Con lo cual la WWTP recibe 100000 m³/d y sus características fisicoquímicas medias consideradas, se resumen en la Tabla 4.1.

Se utilizó el simulador GPS-X[®] y el modelo publicado ASM2d[®], desarrollado para

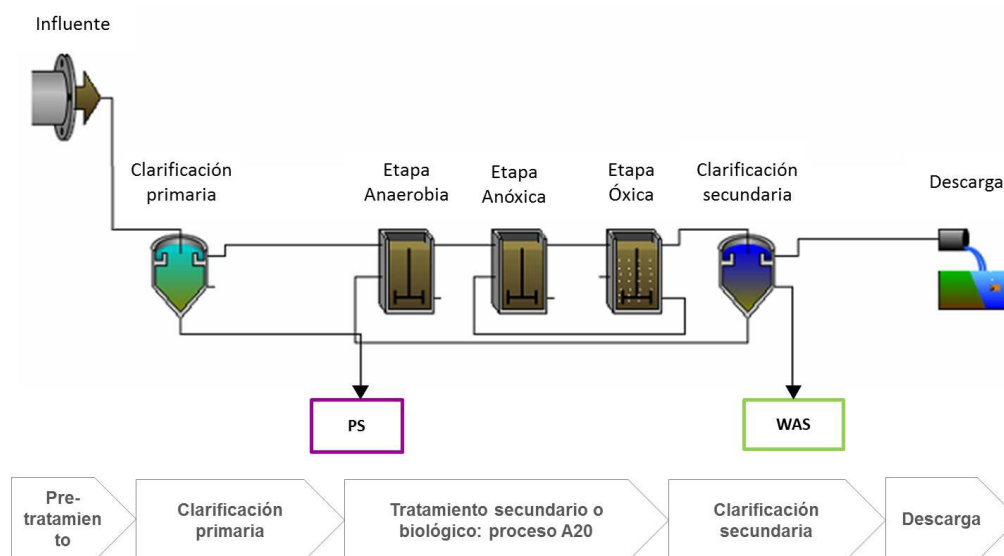


Figura 4.1: Diagrama general de la línea de agua simulada

Fuente: Elaboración propia

Tabla 4.1: Características del agua residual influente, según la planta de tratamiento de aguas residuales de Valladolid (España); Grady et al. [23] y Tchobanoglous et al. [37]

Parámetros	Unidad	Concentración
Caudal	m ³ /d	100000
COD	g/m ³	430
CODs	g/m ³	107,5
BOD	g/m ³	232,7
TAN	g/m ³	25
TKN	g/m ³	40
PO4	g/m ³	8
TP	g/m ³	10
TS	g/m ³	238,9
VS	g/m ³	179,2

Fuente: Elaboración propia,

remoción biológica de fósforo con nitrificación-desnitrificación simultánea en sistemas de AS. Se dejaron los valores por defecto del modelo y la simulación se llevó a cabo en estado estacionario (sin considerar variaciones diarias y/o estacionales). La Tabla 4.2 presenta los resultados de la simulación de la línea de agua.

Como muestra la Tabla 4.2, un 28% de la demanda química de oxígeno (COD) que ingresa a la planta, se remueve en el PS, un 23% en el WAS y un 8% se descarga; con lo cual la eficiencia de remoción de la línea de agua es del 41%. Además se elimina un 70% del nitrógeno y un 50% del fósforo se remueve biológicamente de la línea de agua a través de su acumulación en el fango. La práctica de añadir FeCl₃ en el reactor biológico para precipitar el fósforo, se implementa en la WWTP de Valladolid, España. Así, se evita su descarga con el agua y se logra una eficiencia en la remoción de fósforo del 85%.

Todos los parámetros de la descarga cumplen con la Resolución 1089/82 que establece los límites para la descarga de efluentes cloacales en la Provincia de Santa Fe; excepto el fósforo que con la adición de FeCl₃ alcanzaría 1,5 g/m³. Por último, la Tabla 4.2, muestra que el PS y el WAS salen de la línea de agua con bajo contenido de sólidos totales (TS) 0,8 y 1,1%TS, respectivamente.

4.1.2. Línea de sólido

La calidad y cantidad del fango generado por simulación de la línea de agua (PS y WAS), fue utilizado para diseñar la línea de sólido, ambas líneas se indican en la Figura 4.2. Los tres componentes principales de la línea de sólido, son el acondicionamiento

Tabla 4.2: Resultados de la simulación de la línea de agua

Parámetro	Unidades	Descarga	PS	WAS
Caudal	m ³ /d	97500,0	1500,0	1000,0
COD	g/m ³	36,4	8038,4	9700,0
BOD	g/m ³	3,6	4469,6	3254,0
TS	g/m ³	12,2	8223,0	10934,0
VS	g/m ³	7,2	5756,1	6955,5
TP	g/m ³	5,5	57,5	399,0
PO ₄	g/m ³	4,8	148,0	125,0
TAN	g/m ³	1,0	25,0	17,9
TKN	g/m ³	1,7	374,5	490,0

Fuente: Elaboración propia

previo y posterior a la estabilización y la propia estabilización.

La digestión anaeróbica (AD) es el proceso central de estabilización simulado. La etapa de acondicionamiento previo fue planteada para adaptar el residuo a dicho proceso. La adición de la fracción orgánica de los residuos sólidos municipales (OFMSW) denotada con línea de puntos en la Figura 4.2, se plantea como alternativa en el estudio de casos. De manera estructurada, la construcción de cada caso consistió en la definición-acondicionamiento del sustrato a digerir, las condiciones operativas deseadas (temperatura, tamaño del reactor, tiempo de retención hidráulico) y el ajuste de los parámetros del modelo que mejor represente al sistema.

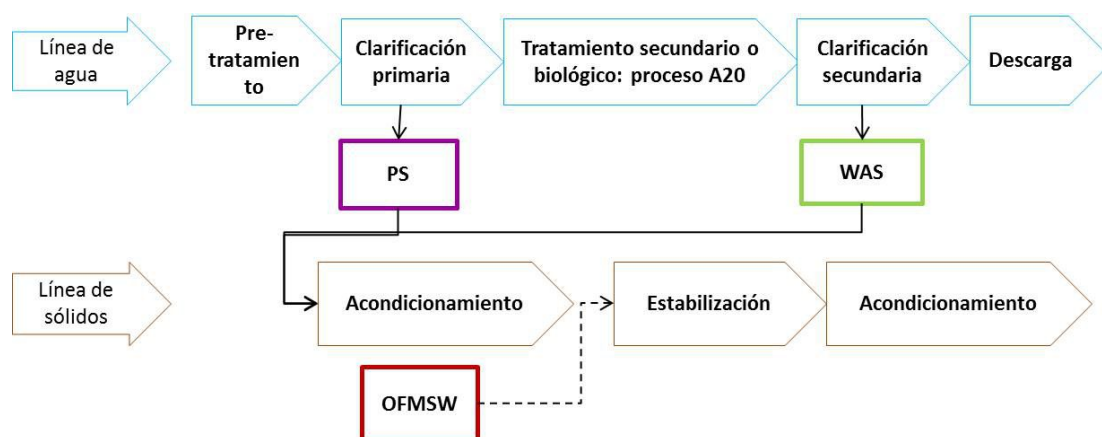


Figura 4.2: Diagrama general de las líneas de tratamiento

Fuente: Elaboración propia

4.1.2.1. Sustratos

La Tabla 4.3 presenta los cinco sustratos utilizados en los distintos casos de estudio. Tal como se presentan en dicha tabla se cargaron como influentes en la simulación de la AD. La Figura 4.3 muestra la composición de cada sustrato y la temperatura de la AD estudiada en cada caso.

Tabla 4.3: Características de los sustratos utilizados en las simulaciones

Parámetro	Unidad	sustrato 1	sustrato 2	sustrato 3	sustrato 4	sustrato 5
		PS:WAS	PS:TH-WAS	OFMSW	PS:WAS:80 OFMSW	PS:WAS:100 OFMSW
Caudal	m ³ /d	350	350	250	550	600
TS	g/m ³	59790	57120	109900	78011	80670
VS	g/m ³	40220	37750	105100	63813	67250
COD	g/m ³	62000	60170	150000	94000	98670
CODs	g/m ³	5500	15460	91800	36882	41460
TKN	g/m ³	2840	2710	3790	3185,5	3239
TAN	g/m ³	150	310	820	393,6	427,2

Fuente: Elaboración propia

El sustrato 1 fue obtenido por simulación de la línea de agua, (PS de la sedimentación primaria y WAS resultante del proceso de A₂O). Dado que el primero tiende a sedimentar y el segundo a flotar, se propuso un espesamiento separado a 6,7 y 5,4 %TS respectivamente, para alimentar al digestor con una mezcla típica PS:WAS en una relación de sólidos volátiles (VS) de 50:50 (gVS:gVS) y un contenido de sólidos totales de 6 %TS. Para justificar el espesado a 6 %TS, se probaron simulaciones de la AD con fango espesado a 2, 6, 10 y 14 %TS, y por encima del 10 %TS la concentración de nitrógeno amoniacal total (TAN) superaba los 2000 mgN/l y decrecía la producción de biogás producto de la inhibición.

El sustrato 2 consiste en una mezcla del mismo PS espesado a 6,7 %TS pero con el WAS hidrolizado térmicamente (THWAS). El WAS es espesado a un 17 % TS previo a la hidrólisis térmica y luego diluido para alcanzar una mezcla PS:THWAS en una relación 50:50 (gVS:gVS) y un contenido de sólidos totales de la mezcla de 6 % TS. Los cálculos de las nuevas características de este fango se hicieron en base a resultados de

laboratorio.

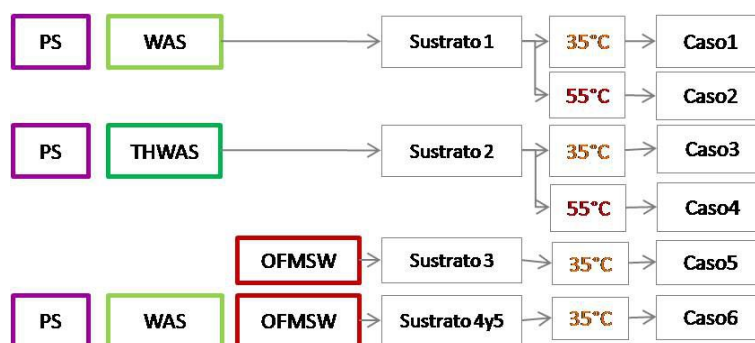


Figura 4.3: Casos de estudio. Composición de los sustratos y temperatura de digestión anaeróbica

Fuente: Elaboración propia

El sustrato 3 es la OFMSW, la cantidad y calidad es fuertemente dependiente de cada sitio, pero se estimó a partir de la generación de residuos sólidos municipales en los países en desarrollo, que es alrededor de 1 kg/hab-d con un 50 % de contenido de materia orgánica; es decir, 0,5 kgOFMSW/hab-d [33]; y considerando, igual que para el diseño de la WWTP, una población de 500000 habitantes. Cano et al. [10], publicaron los parámetros de calidad del sustrato 3, basándose en una mezcla sintética de los alimentos básicos en proporción acorde a su presencia en los residuos domésticos y suponiendo 75 gCOD/hab d.

El sustrato 4 y 5 combinan el sustrato 1 de la Tabla 4.3 con el 80 % y 100 % del sustrato 3, respectivamente. Este último, se caracteriza por una elevada concentración de sólidos 10,9 %TS y la combinación con fango (sustrato 1), supone una disolución de dicho parámetro en el sustrato 4 y 5. Ya se mencionó que con fangos, se produce inhibición por TAN al operar por encima del 10 %TS; sin embargo, la experiencia con OFMSW en plantas a escala real indica que éstas, soportan concentraciones de TAN superiores, entre 2000–10000 mgTAN/l [25]. Por ejemplo, Benabdallah El Hadj et al. [7] informaron la inhibición por ion amonio (la diferencia entre TAN y amoníaco) a concentraciones de 3860 y 5600 mgNH₄-N/l en condiciones mesofílicas y termofílicas de la OFMSW, respectivamente.

4.1.2.2. Caso 1: Digestión anaeróbica mesofílica de fango

En el Caso 1 se simuló la AD mesofílica del sustrato 1 presentado en la Tabla 4.3. La Figura 4.4 muestra cómo el fango que proviene de la línea de agua es acondicionado para su estabilización mediante AD. El espesado por separado resulta en una concentración de 6 %TS y una relación de PS:WAS igual a 50:50 (gVS:gVS); el agua extraída es devuelta a la línea de agua.

En cuanto al modelo biológico de digestión anaeróbica utilizado, el MantisAD[®] fue descrito en la Sección 3.5.1. Para el caso 1, se dejaron los parámetros por defecto para el modelo biológico y fisicoquímico de AD de fangos típicos en régimen mesofílico [6]. La Tabla 4.4 contiene únicamente aquellos parámetros que según las sugerencias de Batstone et al. [6] requerirán un ajuste por la temperatura y el sustrato. Puesto que el caso 1 digiere un fango típico en condiciones mesofílicas; no se modificaron los parámetros.

Definido el sustrato y el caudal, se fijaron distintos volúmenes de digester para simular a distintos tiempos de retención hidráulico (HRT): 10, 15, 20, 25 y 30 días. De ello resulta la velocidad de carga orgánica (OLR), una relación entre la carga orgánica diaria (expresada en términos de masa de VS) y el volumen del digester. Estos tres parámetros de diseño, junto con los resultados de la simulación se resumen en la Tabla 4.5.

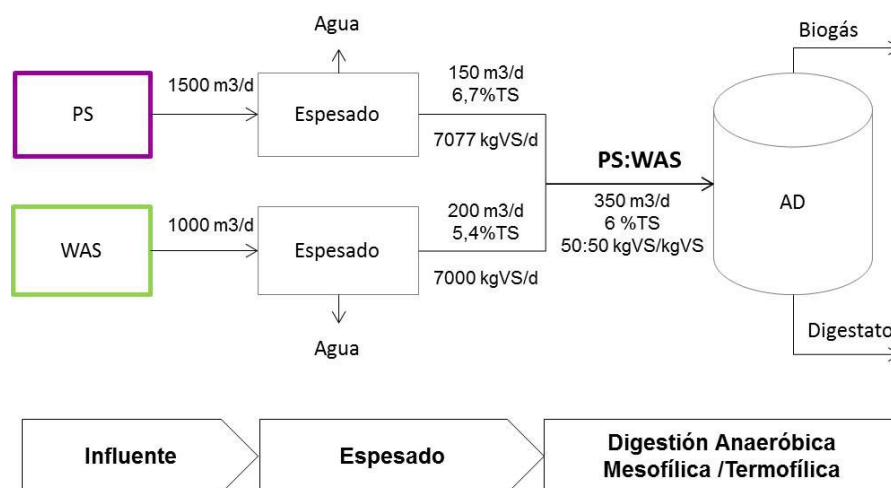


Figura 4.4: Diagrama de digestión anaeróbica mesofílica (o termofílica) del sustrato 1

Fuente: Elaboración propia

Los resultados de producción de biogás y porcentajes de remoción de TS, VS y COD obtenidos en la simulación (ver Tabla 4.5) se encuentran dentro de los rangos típicos

Tabla 4.4: Parámetros del modelo utilizados en la simulación del caso 1

Parámetro	Unidad	Valor por defecto	Modificación	Ref.
kdis	1/d	0,5	0,5	[6]
khyd,rb y khyd,sb	1/d	10	10	[6]
bh	1/d	0,02	0,02	[6]
umax,xbr/Ybr	COD/COD d	30	30	[6]
Ksrb	kgCOD/m ³	0,5	0,5	[6]
umax,xbs/Ybs	COD/CODd	6	6	[6]
kisrb	kgCOD/m ³	5E-6	5E-6	[6]
kissb	kgCOD/m ³	1E-5	1E-5	[6]
umax,xac/Yac	COD/CODd	8	8	[6]
Ksac	kgCOD/m ³	0,15	0,15	[6]
kinh3	M	1,8E-3	1,8E-3	[6]
Ksh2	kgCOD/m ³	7E-6	7E-6	[6]

Fuente: Elaboración propia

publicados en la literatura. Según Cheremisinoff [13], en un digestor típico de fangos, la producción específica de biogás en términos de VS eliminado, debe ser de aproximadamente 0,67 m³/kgVS·d. Lo que indica que para una reducción del 50 % de VS, se logra una producción específica de biogás en términos de VS añadido de 0,33 m³/kgVS·d. El contenido de metano, es 68 % y la producción específica de metano en términos de COD eliminada, es 0,35 m³/kgCOD·d. Souza et al. [36], obtuvieron experimentalmente a 20 días un porcentaje de remoción de COD de 45 % y una producción específica de metano por volumen de reactor (m³CH₄/m³) de 0,45; versus 46 % y 0,49 m³CH₄/m³ obtenido por simulación, respectivamente.

La concentración de TAN, aumentó con los días por la hidrólisis de proteínas, sin su-

Tabla 4.5: Caso 1. Parámetros de diseño y resultados de la simulación

Parámetro	Unidad	Sustrato 1				
		10	15	20	25	30
HRT	días	10	15	20	25	30
Caudal	m ³ /d	350	350	350	350	350
Volumen del reactor	m ³	3500	5250	7000	8750	10500
OLR	kgVS _{in} /m ³ ·d	4	2,7	2	1,6	1,3
TS	%Rem	32,9	34,9	36,1	36,9	37,5
VS	%Rem	49,0	51,9	53,7	54,9	55,8
COD	%Rem	38,1	42,8	45,3	46,6	47,5
TAN	mgN/l	1411	1490	1535	1566	1589
pH	-	7,5	7,55	7,6	7,65	7,7
Producción de biogás	m ³ /d	4267	4773	5070	5217	5303
Producción de metano	m ³ /d	2859	3246	3453	3495	3606

Fuente: Elaboración propia

perar el límite inhibitorio de 2000 mgN/l y el pH se mantuvo en un rango estable. Por último, la Figura 4.5 presenta la producción de biogás y metano en función del HRT, en ella se observa un incremento importante en los primeros días y luego se estabiliza; con lo cual, la gráfica sugiere que la operación a 20 días es recomendable pues un aumento del HRT no justificaría el incremento en el tamaño del digester.

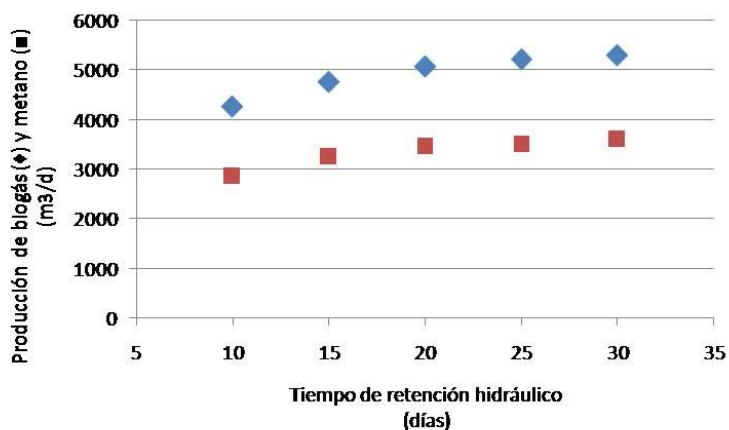


Figura 4.5: Caso 1. Producción de biogás en función del tiempo de retención hidráulico en régimen mesofílico

Fuente: Elaboración propia

4.1.2.3. Caso 2: Digestión anaeróbica termofílica de fango

En el caso 2 se simuló la AD termofílica del sustrato 1 presentado en la Tabla 4.3. El diagrama del proceso para el caso 2 es idéntico al presentado en el caso 1 y se muestra en la Figura 4.4, la diferencia entre los casos radica en la temperatura a la que opera el digester.

Previo a la simulación del caso 2, se realizaron algunas pruebas para verificar la utilidad del modelo en representar un sistema termofílico, operando con fangos de depuradora y funcionando a escala laboratorio en la Universidad de Valladolid (España). Para eso, el primer paso fue recoger los datos y seleccionar grupos de valores medios del digester en condiciones estables. Luego se modificaron los parámetros del modelo para operar a 55 °C, según las recomendaciones de Batstone et al. [6]. La Tabla 4.6 presenta los parámetros contenidos en los procesos incluidos en el modelo MantisAD® que cambian con la temperatura. Los parámetros de diseño y los resultados obtenidos se presentan en la Tabla 4.7. El acuerdo entre datos y simulación que muestra la tabla, es buen indicador de que la modificación de los parámetros del modelo biológico son adecuados

para simular la AD termofílica.

Los parámetros de diseño junto con los resultados de la simulación del caso 2 se presentan en la Tabla 4.8. El contenido de metano, es de 57 % y la producción específica de metano en términos de COD eliminada es 0,35 m³/kgCOD. Los resultados de la quinta columna de la Tabla 4.8, son comparables con Bolzonella et al. [8], quienes trabajaron en una planta piloto con una OLR 2,2 kgVS_{in}/m³·d y 20 días de HRT. Sus resultados de remoción de VS y COD (48 % y 45 %) son acordes al 56 % y 48 % presentados en la Tabla 4.8. Más ajustado aún, es el acuerdo entre la producción de biogás en términos de VS adicionado, que fue de 0,45 m³/kgVS igual que en la simulación.

En el régimen termofílico a 15 días se obtienen resultados superiores de remoción de TS, VS y COD y de producción de metano a los del régimen mesofílico a 20 días. Es decir que, en el primero se podrían incrementar las cargas orgánicas, reducir los

Tabla 4.6: Parámetros del modelo utilizados en la simulación del caso 2

Parámetro	Unidad	Valor por defecto	Modificación	Ref.
kdis	1/d	0,5	1	[6]
khyd,rb y khyd,sb	1/d	10	10	[6]
bh	1/d	0,02	0,04	[6]
umax,xbr/Ybr	COD/COD·d	30	70	[6]
Ksrb	kgCOD/m ³	0,5	1	[6]
umax,xbs/Ybs	COD/COD·d	6	10	[6]
kisrb	kgCOD/m ³	5E-6	n/a	[6]
kissb	kgCOD/m ³	1E-5	3E-5	[6]
umax,xac/Yac	COD/COD·d	8	16	[6]
Ksac	kgCOD/m ³	0,15	0,3	[6]
kinh3	M	1,8E-3	1,1E-2	[6]
Ksh2	kgCOD/m ³	7E-6	5E-5	[6]

Fuente: Elaboración propia

Tabla 4.7: Comparación de los datos de la Universidad de Valladolid con la simulación de la AD termofílica

Parámetro	Unidad	Real	Simulación
HRT	días	3,5	3,5
Caudal	m ³ /d	17,2	17,2
Volumen del reactor	l	60	60
TS	g/m ³	25	29
VS	g/m ³	36	42
COD	g/m ³	34	40
Producción de metano	l/d	158	171
Producción específica de metano	m ³ /kgCOD	0,34	0,35

Fuente: Elaboración propia

Tabla 4.8: Caso 2. Parámetros de diseño y resultados de la simulación

Parámetro	Unidad	Sustrato 1				
		10	15	20	25	30
HRT	días	10	15	20	25	30
Caudal	m ³ /d	350	350	350	350	350
Volumen del reactor	m ³	3500	5250	7000	8750	10500
OLR	kgVS _{in} /m ³ ·d	4	2,7	2	1,6	1,3
TS	% Rem	35,6	36,9	37,7	38,3	38,7
VS	% Rem	52,9	54,9	56,1	56,9	57,5
COD	% Rem	45,2	47,1	48,1	48,8	49,4
TAN	mgN/l	1512	1566	1597	1618	1633
pH	-	7,61	7,67	7,69	7,70	7,73
Producción de biogás	m ³ /d	5985	6240	6374	6497	6576
Producción de metano	m ³ /d	3411	3557	3633	3703	3748

Fuente: Elaboración propia

tiempos y los volúmenes de los equipos, sin comprometer los resultados del proceso.

Por último, la Figura 4.6 de la producción de biogás y metano del caso 2, muestra la misma tendencia que a 35 °C: un incremento importante en los primeros días y luego tiende a estabilizarse.

Una cuestión importante, es que al incrementar la temperatura de operación, la solubilidad del dióxido de carbono en el líquido disminuye y si bien, el contenido de biogás es mayor que bajo operación mesofílica, éste contiene gran cantidad de dióxido de carbono.

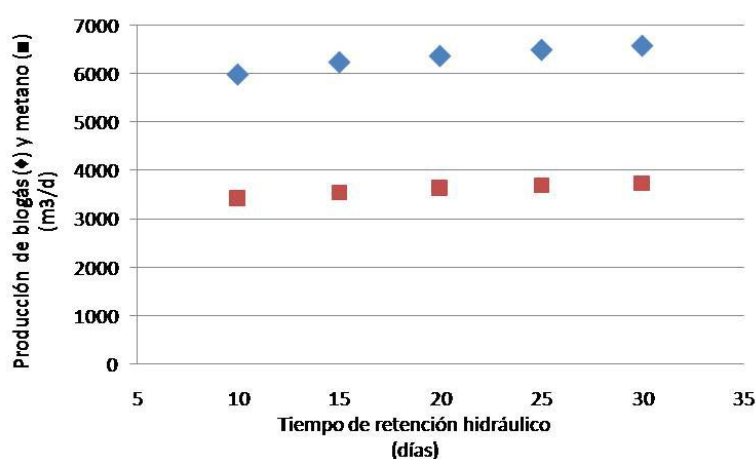


Figura 4.6: Caso 2. Producción de biogás en función del tiempo de retención hidráulico en régimen termofílico

Fuente: Elaboración propia

4.1.2.4. Caso 3: Digestión anaeróbica mesofílica de fango hidrolizado térmicamente

En el caso 3 se simuló la AD mesofílica del sustrato 2 presentado en la Tabla 4.3. El diagrama del proceso con pre-tratamiento al WAS, se presenta en la Figura 4.7.

El GPS-X[®] no contiene modelos para simular la hidrólisis térmica (TH), pero la alternativa se incluyó, aprovechando los resultados publicados recientemente por Souza et al. [36], quienes hallaron las constantes de desintegración e hidrólisis de esta nueva mezcla en condiciones mesofílicas. Se definieron los volúmenes de reactor para simular diferentes HRT, no se modificaron los parámetros del modelo mesofílico sugerido por Batstone et al. [6] para un fango típico, excepto las constantes de desintegración e hidrólisis que, como muestra la Tabla 4.9, cambian para el sustrato 2. Los parámetros de diseño, junto con los resultados de la simulación del caso 3, se presentan en la Tabla 4.10.

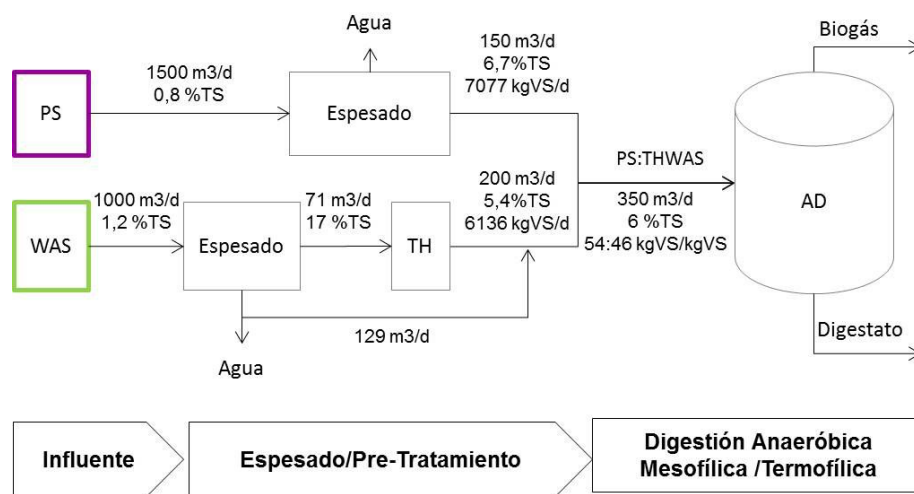


Figura 4.7: Diagrama de digestión anaeróbica mesofílica (o termofílica) del sustrato 2

Fuente: Elaboración propia

Tabla 4.9: Parámetros del modelo utilizados en la simulación del caso 3

Parámetro	Unidad	Valor por defecto	Modifi- cación	Ref.
kdis	1/d	0,5	1,6	[36]
khyd,rb y khyd,sb	1/d	10	0,8	[36]
bh	1/d	0,02	0,02	[6]
umax,xbr/Ybr	COD/COD·d	30	30	No
Ksrb	kgCOD/m ³	0,5	0,5	[6]
umax,xbs/Ybs	COD/COD·d	6	6	[6]
Kkisrb	kgCOD/m ³	5E-6	5E-6	[6]
kissb	kgCOD/m ³	1E-5	1E-5	[6]
umax,xac/Yac	COD/COD·d	8	8	[6]
Ksac	kgCOD/m ³	0,15	0,15	[6]
kinh3	M	1,8E-3	1,8E-3	[6]
Ksh2	kgCOD/m ³	7E-6	7E-6	[6]

Fuente: Elaboración propia

Tabla 4.10: Caso 3. Parámetros de diseño y resultados de la simulación

Parámetro	Unidad	Sustrato 2				
		10	15	20	25	30
HRT	días	10	15	20	25	30
Caudal	m ³ /d	350	350	350	350	350
Volumen del reactor	m ³	3500	5250	7000	8750	10500
OLR	kgVS _{in} /m ³ ·d	3,8	2,5	1,9	1,5	1,3
TS	%Rem	41,4	42,58	43,5	44,0	44,5
VS	%Rem	57,6	59,47	61,6	62,6	63,7
COD	%Rem	45,2	51,3	56,1	57,6	58,6
TAN	mgN/l	1824	1829	1834	1837	1846
pH	-	7,5	7,6	7,7	7,73	7,77
Producción de biogás	m ³ /d	4912	5600	6153	6300	6431
Producción de metano	m ³ /d	3340	3808	4184	4284	4373

Fuente: Elaboración propia

Entre los resultados que muestra la Tabla 4.10 se observa que, la cantidad de metano en

el biogás es de 68 % y la producción específica de metano en términos de COD eliminada es $0,35 \text{ m}^3/\text{kgCOD}$. En la simulación, el aumento en la producción de metano debido a la TH del WAS, fue alrededor de 20 %, y resultó en una producción específica de metano por volumen de reactor de $0,6 \text{ m}^3\text{CH}_4/\text{m}^3$ y un porcentaje de remoción de COD igual a 56 %. Esto es compatible con los resultados hallados por Souza et al. [36]: un aumento del 17 %, una producción específica de metano por volumen de reactor de $0,52 \text{ m}^3/\text{m}^3$ y un porcentaje de remoción de COD igual a 53 %. El incremento en la producción de metano debido a este pre-tratamiento, puede resultar bajo si no se tiene en cuenta que, sólo parte del fango (el WAS) ha sido sometida a pre-tratamiento. Sin embargo, otros autores informaron un aumento en la producción de metano de 33 % en condiciones similares [30].

La OLR alcanzó los $3,8 \text{ kgVS}_{\text{in}}/\text{m}^3\text{d}$ a 10 días y aumentó la concentración de TAN sin superar el límite inhibitorio. La producción de biogás y de metano de la AD mesofílica del sustrato 2 se presenta en la Figura 4.8, y muestra la misma tendencia que los casos previos aunque con un aumento de volumen; se observa un incremento importante en los primeros días y tiende a estabilizarse luego de los 20.

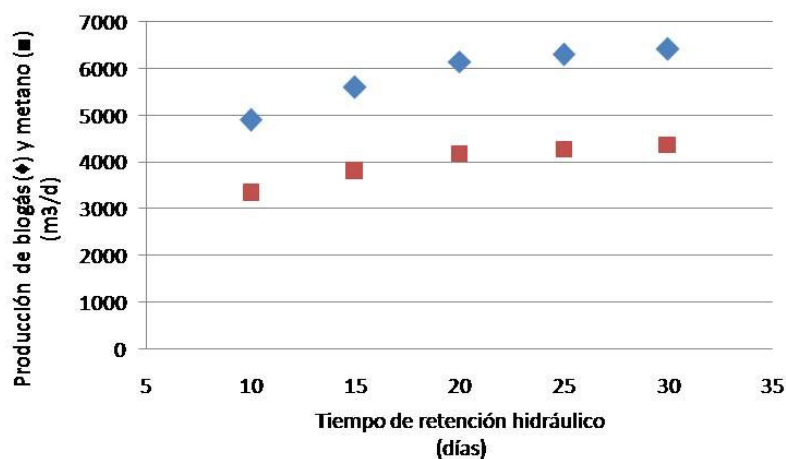


Figura 4.8: Caso 3. Producción de biogás en función del tiempo de retención hidráulico en régimen mesofílico

Fuente: Elaboración propia

4.1.2.5. Caso 4: Digestión anaeróbica termofílica de fango hidrolizado térmicamente

Como muestra la Figura 4.3, en el caso 4 se simuló la AD termofílica del sustrato 2 caracterizado en la Tabla 4.3. El diagrama del proceso para el caso 4 es idéntico al caso 3 y se muestra en la Figura 4.7. La diferencia entre los casos radica en la temperatura a la que opera el digestor; por lo que en la Tabla 4.11 se presentan los parámetros del modelo MantisAD[®] que cambian con la temperatura a 55 °C según las sugerencias de Batstone et al. [6].

Las constantes de desintegración e hidrólisis (pasos extracelulares) del sustrato 2 en condiciones termofílicas, no se conocen, y tal como indica la Tabla 4.11, se dejaron los valores halladas por Souza et al. [36] para la desintegración e hidrólisis de dicho sustrato en condiciones mesofílicas. Como consecuencia, las mejoras se deberán sólo al aumento de la actividad biológica intracelular (producto de la temperatura) y la mayor disponibilidad de materia orgánica soluble producto de la TH del WAS.

Los parámetros de diseño, junto con los resultados de la simulación del caso 4 se presentan en la Tabla 4.12. La tabla muestra que el contenido de metano es 54 % y la producción específica de metano en términos de COD eliminada es 0,35 m³/kgCOD.

Dado que la hidrólisis térmica del WAS, hace que la relación CODs/COD aumente desde 0,1 en el sustrato 1, a 0,3 en el sustrato 2; y que la temperatura acelera los procesos de degradación de material soluble (asimilable), la producción de metano aumentó respecto a la operación mesofílica del mismo sustrato (caso 3). No obstante, el aumento de alrededor del 10 % es pequeño, porque las constantes de desintegración e hidrólisis aumentan con la temperatura y dicho efecto no se tuvo en cuenta. Por ejemplo, Batstone et al. [6] publicaron que la constante de desintegración se duplica en la termofílica respecto de la mesofílica de un fango típico.

La producción de biogás y de metano a 55 °C se presenta en la Figura 4.9, y muestra la misma tendencia que a 35 °C del mismo sustrato; se observa un incremento importante en los primeros días y luego tiende a estabilizarse. La temperatura de operación influye negativamente en el contenido de metano del biogás, y se evidencia en la distancia entre las curvas de la Figura 4.9.

Tabla 4.11: Parámetros del modelo utilizados en la simulación del caso 4

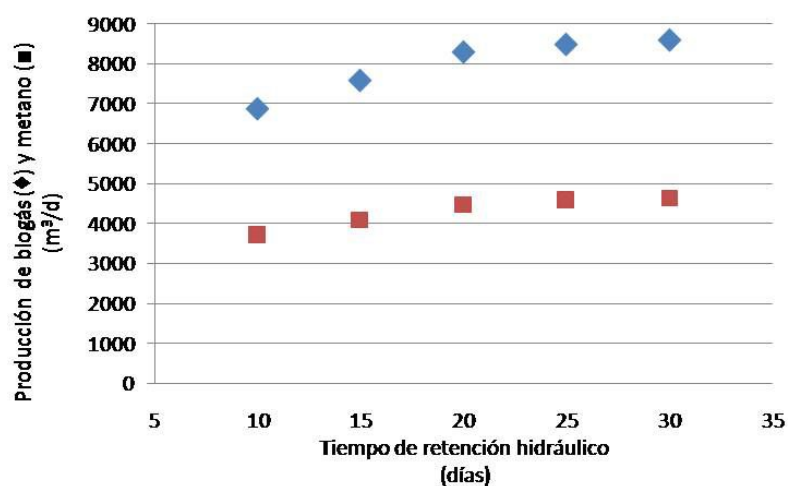
Parámetro	Unidad	Valor por defecto	Modificación	Ref.
kdis	1/d	0,5	1,6	[36]
khyd,rb y khyd,sb	1/d	10	0,8	[36]
bh	1/d	0,02	0,04	[6]
umax,xbr/Ybr	COD/COD·d	30	70	[6]
Ksrb	kgCOD/m ³	0,5	1	[6]
umax,xbs/Ybs	COD/COD·d	6	10	[6]
kisrb	kgCOD/m ³	5E-6	n/a	[6]
kissb	kgCOD/m ³	1E-5	3E-5	[6]
umax,xac/Yac	COD/COD·d	8	16	[6]
Ksac	kgCOD/m ³	0,15	0,3	[6]
kinh3	M	1,8E-3	1,1E-2	[6]
Ksh2	kgCOD/m ³	7E-6	5E-5	[6]

Fuente: Elaboración propia

Tabla 4.12: Caso 4. Parámetros de diseño y resultados de la simulación

Parámetro	Unidad	Sustrato 2				
		10	15	20	25	30
HRT	días	10	15	20	25	30
Caudal	m ³ /d	350	350	350	350	350
Volumen del reactor	m ³	3500	5250	7000	8750	10500
OLR	kgVS _{in} /m ³ ·d	3,8	2,5	1,9	1,5	1,3
TS	% _{Rem}	39,4	40,3	41,2	41,9	42,6
VS	% _{Rem}	60,3	61,6	62,4	62,9	63,7
COD	% _{Rem}	50,1	55,1	59,9	61,3	62,3
TAN	mgN/l	1818	1829	1879	1868	1881
pH	-	7,3	7,4	7,5	7,55	7,6
Producción de biogás	m ³ /d	6864	7584	8299	8473	8600
Producción de metano	m ³ /d	3707	4095	4481	4575	4644

Fuente: Elaboración propia

**Figura 4.9:** Caso 4: Producción de biogás en función del tiempo de retención hidráulico en régimen termofílico

Fuente: Elaboración propia

4.1.2.6. Caso 5: Digestión anaeróbica mesofílica de la fracción orgánica de residuos sólidos municipales

El caso 5 (Figura 4.10), contempla la AD mesofílica del sustrato 3 de la Tabla 4.3; que por su elevado contenido de sólidos (entre 10-15 %), se simuló a un HRT de 20, 25 días pero además uno superior de 50 días para reducir la carga a la mitad.

Se dejaron los parámetros del modelo biológico mesofílico por defecto, pero, dado que el sustrato 3 es diferente de un fango típico, fue necesario ajustar la constante de desintegración como sugieren Batstone et al. [6] para residuos de comida a 37 °C. La Tabla 4.13, presenta los parámetros incluidos en los procesos que contiene el modelo MantisAD® utilizado, y que cambian con la temperatura y el sustrato en este caso. Los parámetros de diseño y los resultados se presentan en la Tabla 4.14.

Para este sustrato, Cano et al. [10], obtuvieron experimentalmente, un rendimiento en la producción de metano en términos de VS adicionado de 308 mlCH₄/gVS; mientras que en la simulación, fue de 299,4 mlCH₄/gVS. La producción específica de metano en términos de COD eliminado es 0,35 m³/kgCOD y el contenido de metano del biogás es 60 %. La Tabla 4.14, muestra que al disminuir el HRT a la mitad (de 50 a 25 días), se duplica la carga pero se obtienen porcentajes de remoción y producción de biogás similar; menor es la diferencia al operar a 20 días y por ello se recomienda este HRT. Como se esperaba, debido al elevado contenido de sólidos del sustrato, luego de la AD, la concentración de TAN superó los 2000 mg/l, y alcanzó los 3016 mg/l; sin embargo, ya se mencionó en la caracterización de este sustrato, que existen plantas reales que soportan concentraciones de TAN superiores (en régimen mesofílico, la concentración inhibitoria por ion amonio es 3860 mgNH₄-N/l, y la TAN que es la suma de amonio y amoniaco, sera igual o superior).

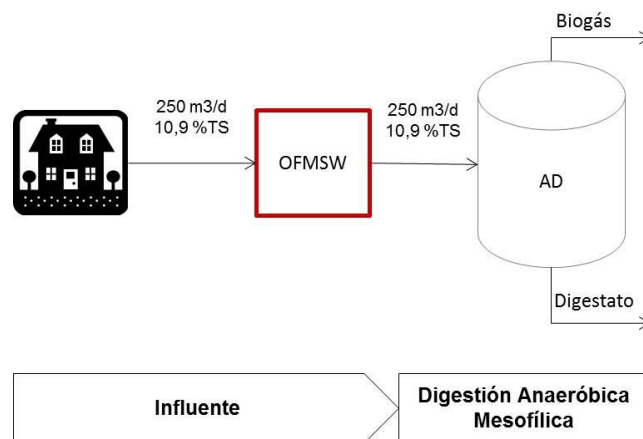


Figura 4.10: Diagrama de digestión anaeróbica mesofílica del sustrato 3

Fuente: Elaboración propia

Tabla 4.13: Parámetros del modelo utilizados en la simulación del caso 5

Parámetro	Unidad	Valor por defecto	Modificación	Ref.
kdis	1/d	0,5	0,41	[6]
khyd,rb y khyd,sb	1/d	10	10	[6]
bh	1/d	0,02	0,02	[6]
umax,xbr/Ybr	COD/COD·d	30	30	[6]
Ksrb	kgCOD/m ³	0,5	0,5	[6]
umax,xbs/Ybs	COD/COD·d	6	6	[6]
kisrb	kgCOD/m ³	5E-6	5E-6	[6]
kissb	kgCOD/m ³	1E-5	1E-5	[6]
umax,xac/Yac	COD/COD·d	8	8	[6]
Ksac	kgCOD/m ³	0,15	0,15	[6]
kinh3	M	1,8E-3	1,8E-3	[6]
Ksh2	kgCOD/m ³	7E-6	7E-6	[6]

Fuente: Elaboración propia

Tabla 4.14: Caso 5. Parámetros de diseño y resultados de la simulación

Parámetro	Unidad	Sustrato 3		
HRT	días	20	25	50
Caudal	m ³ /d	250	250	250
Volumen del reactor	m ³	5000	6250	12500
OLR	kgVS _{in} /m ³ ·d	5,3	4,2	2,1
TS	%Rem	63,6	64,0	65,2
VS	%Rem	66,5	66,9	68,1
COD	%Rem	58,2	59,3	61,9
TAN	mgN/l	2939	2935	3016
pH	-	7,7	7,7	7,7
Producción de biogás	m ³ /d	12870	13110	13550
Producción de metano	m ³ /d	7722	7866	8130

Fuente: Elaboración propia

4.1.2.7. Caso 6: Co-digestión anaeróbica mesofílica de fango y fracción orgánica de residuos sólidos municipales

El Caso 6 plantea la co-digestión anaeróbica (CoAD) del sustrato 4 y 5 de la Tabla 4.3, que surgen de la mezcla entre el sustrato 1 y el 80 % y el 100 % del sustrato 3, respectivamente. La Figura 4.11 presenta el diagrama del proceso para el caso 6 y el sustrato 4; y la Figura 4.12 para el caso 6 y el sustrato 5.

Los parámetros del modelo se dejaron por defecto para la operación mesofílica y se muestran en la Tabla 4.15, aquellos que cambian con la temperatura de operación y el sustrato. La constante de desintegración sugerida por Derbal et al. [15], se introdujo al modelo para evaluar la CoAD de la nueva mezcla. Puesto que a partir de un HRT de 20 días la producción de biogás tiende a estabilizarse, y el aumento no justifica la necesidad de grandes reactores, se simuló a un HRT de 20 días únicamente. La Tabla 4.16 presenta los parámetros de diseño junto con los resultados de la simulación.

A elevadas velocidades de carga orgánica ($>2 \text{ kgVS}_{\text{in}}/\text{m}^3\cdot\text{d}$), rendimientos (en términos de VS adicionado) de $0,33 \text{ m}^3\text{CH}_4/\text{kgVS}$ fueron publicados por Dai, et al. [14] y $0,36 \text{ m}^3\text{CH}_4/\text{kgVS}$ por Elango et al. [16] mientras que por simulación se obtuvo un valor inferior de $0,26 \text{ m}^3\text{CH}_4/\text{kgVS}$. Sosnowski et al. [35], hallaron una producción específica de biogás (en términos de VS adicionado) de $0,4 \text{ m}^3/\text{kgVS}_{\text{in}}$, comparable con $0,37 \text{ m}^3/\text{kgVS}_{\text{in}}$ obtenida por simulación.

Los resultados de la simulación presentados en la Tabla 4.16, muestran que para ambos sustratos, el contenido de metano es de 62 % y la producción específica de metano en términos de COD eliminada es de $0,35 \text{ m}^3/\text{kgCOD}$. Como era de esperar, la adición del 100 % de la OFMSW (sustrato 5), aporta más cantidad de materia orgánica para

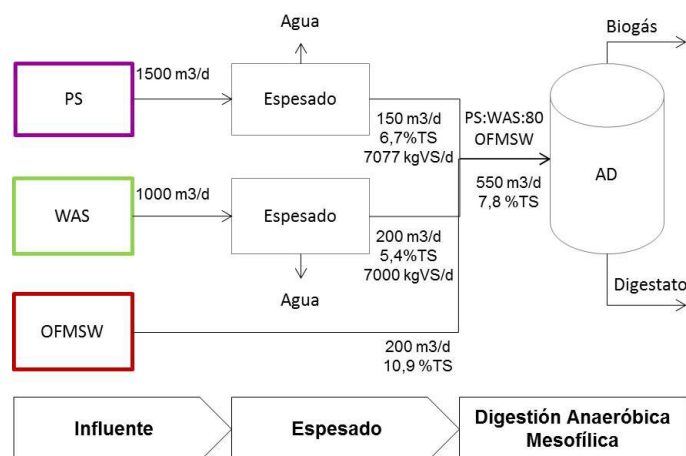


Figura 4.11: Diagrama de digestión anaeróbica mesofílica del sustrato 4

Fuente: Elaboración propia

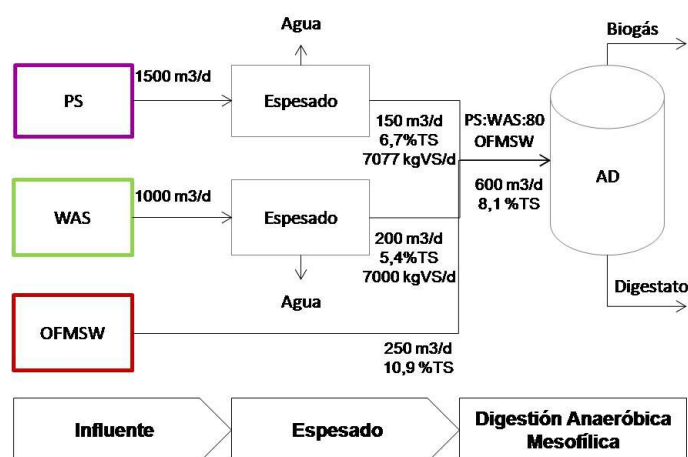


Figura 4.12: Diagrama de digestión anaeróbica mesofílica del sustrato 5
Fuente: Elaboración propia

Tabla 4.15: Parámetros del modelo utilizados en la simulación del caso 6

Parámetro	Unidad	Valor por defecto	Modificación	Ref.
kdis	1/d	0,5	0,5	[15]
khyd,rb y khyd,sb	1/d	10	0,4	[15]
bh	1/d	0,02	0,02	[6]
umax,xbr/Ybr	COD/COD·d	30	30	[6]
Ksrb	kgCOD/m ³	0,5	0,5	[6]
umax,xbs/Ybs	COD/COD·d	6	6	[6]
kisrb	kgCOD/m ³	5E-6	5E-6	[6]
kissb	kgCOD/m ³	1E-5	1E-5	[6]
kumax,xac/Yac	COD/COD·d	8	8	[6]
Ksac	kgCOD/m ³	0,15	0,15	[6]
kinh3	M	1,8E-3	1,8E-3	[6]
Ksh2	kgCOD/m ³	7E-6	7E-6	[6]

Fuente: Elaboración propia

Tabla 4.16: Caso 6. Parámetros de diseño y resultados de la simulación

Parámetro	Unidad	Sustrato 4	Sustrato 5
HRT	días	20	20
Caudal	m ³ /d	550	600
Volumen del reactor	m ³	11000	12000
OLR	kgVS _{in} /m ³ ·d	3,2	3,4
TS	% _{Rem}	40,8	41,5
VS	% _{Rem}	52,2	54,1
COD	% _{Rem}	48,9	50,3
TAN	mgN/l	2038	2017
pH	-	7,73	7,65
Producción de biogás	m ³ /d	14540	16500
Producción de metano	m ³ /d	8976	10230

Fuente: Elaboración propia

incrementar la producción de metano. La producción de ácidos no superó la capacidad buffer del medio (dada por la alcalinidad), con lo cual el pH no descendió por debajo de 6,5 donde podría inhibirse la actividad de los microorganismos metanogénicos. El fuerte aumento de la concentración de TAN y ortofosfatos solubles, es normal debido a la hidrólisis de proteínas.

4.1.2.8. Resultados

De la comparación entre casos, surge que a 10 días del caso 3 y 4, la remoción de TS, VS, COD y la producción de metano, es similar a las halladas a 20 días del caso 1 y a 15 días del caso 2, tal como muestra la Figura 4.13. Con lo cual la AD termofílica, permitiría reducir el tamaño requerido para la AD y la TH aún más, sin comprometer los porcentajes de remoción y los volúmenes de producción de metano.

Sin embargo, se recomienda la AD mesofílica (caso 1 y 3) porque como se ve en la Figura 4.13, en la AD termofílica (caso 2 y 4), el contenido de metano del biogás es inferior, y por lo tanto se requerirán procesos de purificación más intensivos para poder aprovechar dicho recurso. El consumo de energía para mantener la temperatura a 55 °C no es un gran problema en regiones tropicales y subtropicales, pero son sistemas que demandarán más atención por la producción y acumulación de ácidos que podría inhibir el medio anaeróbico.

Por otro lado, la TH del WAS (caso 3), produjo un aumento en la producción de biogás

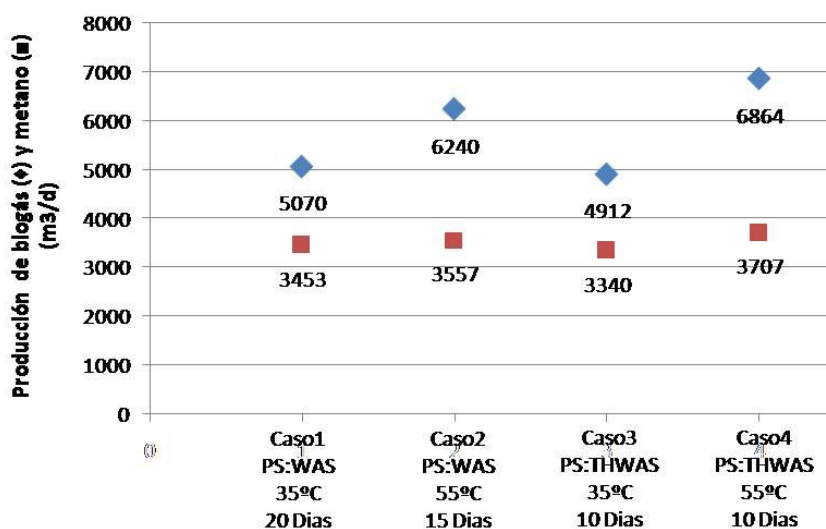


Figura 4.13: Comparación de la producción de biogás en diferentes casos y tiempos de retención hidráulico

Fuente: Elaboración propia

y metano respecto al caso 1. Como muestra la Figura 4.14, a 10 días el aumento fue del 15 % y a 20 días, del 20 %. Dado que el aumento en sí, es pequeño, en el caso 3 se recomienda operar a 20 días de HRT, dejando para futuros trabajos el considerar la aplicación de la TH a todo el fango y no solo al WAS.

Por último, la CoAD propuesta en el caso 6, mejora la relación C/N de los sustratos individuales, desde un valor de 22 medido como COD/TKN en el fango (sustrato 1 y 2) y 27 en la OFMSW (sustrato 3, caso 5) hasta 30 en los sustratos 4 y 5 (caso 6), quedando una mezcla de mejor composición dentro del rango óptimo considerado por Astals et al. [3]. El fango proporciona agua de disolución para el elevado contenido de sólidos de la OFMSW, y esta última aporta macro y micro-nutrientes. De esta manera, el metano producido a 20 días, por el sustrato 4 y 5 (mezclas), aumentó respecto del sustrato 1 (fango típico) en un 150 % y 196 % respectivamente; y respecto del sustrato 3 (OFMSW) en un 17 % y 33 % respectivamente.

Finalmente, a modo de resumen, la Figura 4.15, presenta los casos de digestión simulados para una planta con capacidad para recibir los efluentes de una población de 500000; y entre ellos, los seleccionados para confeccionar los escenarios que serán sometidos a balance energético y análisis ambiental en el Capítulo 5.

El caso 1 que es la AD mesofílica del sustrato 1 (PS:WAS) a 20 días es el proceso más típico de AD de una WWTP. El caso 3 que es la AD mesofílica del sustrato 2 (PS:THWAS) a 20 días, se incluye como alternativa innovadora con pre-tratamiento al WAS, capaz de mejorar los resultados del proceso convencional.

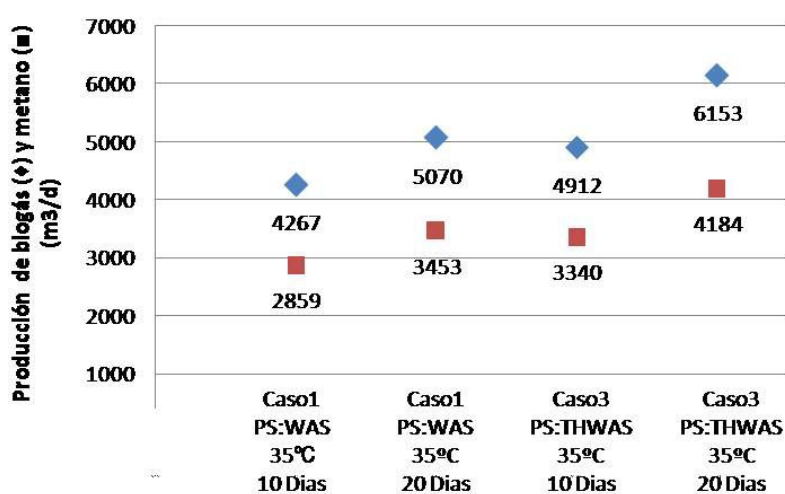


Figura 4.14: Comparación de la producción de biogás y contenido de metano en entre los casos mesofílicos

Fuente: Elaboración propia

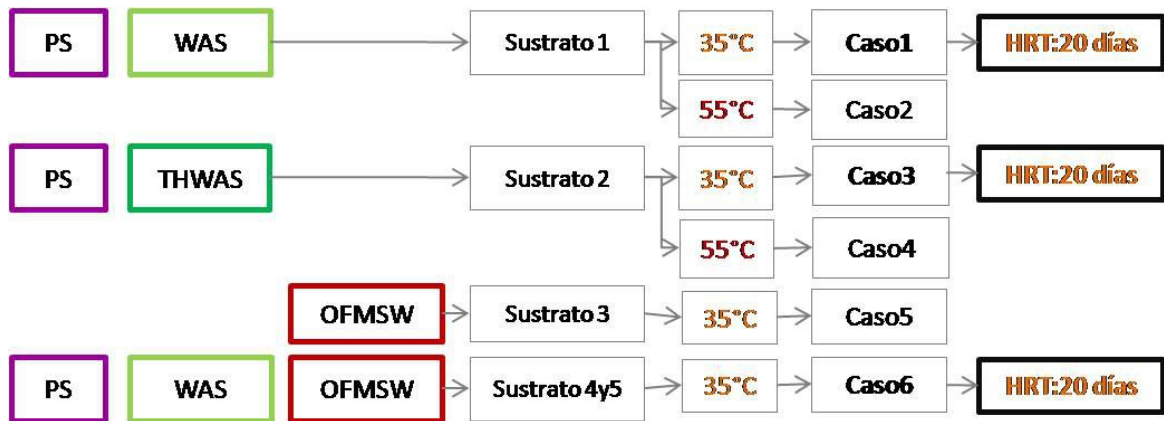


Figura 4.15: Casos seleccionados para el análisis energético y ambiental
Fuente: Elaboración propia

Dentro del caso 6 de CoAD, se seleccionó la AD mesofílica del sustrato 4 (PS:WAS:80OFMSW) a 20 días, asumiendo que la mezcla permitirá superar las limitaciones de los sustratos individuales y lograr una transición gradual en el tratamiento centralizado de los residuos urbanos y la recuperación e integración de los recursos generados a partir de ello.

4.2. Alternativas para 35000 habitantes

Para poblaciones de 35000 habitantes, se simularon dos alternativas de CoAD, la primera (opción 1) se presenta en la Figura 4.16 e incluye el fango y la OFMSW. La segunda opción (opción 2) presentado en la Figura 4.17, incluye la incorporación de 2% (v/v) de glicerol (BDW) por dos principales razones:

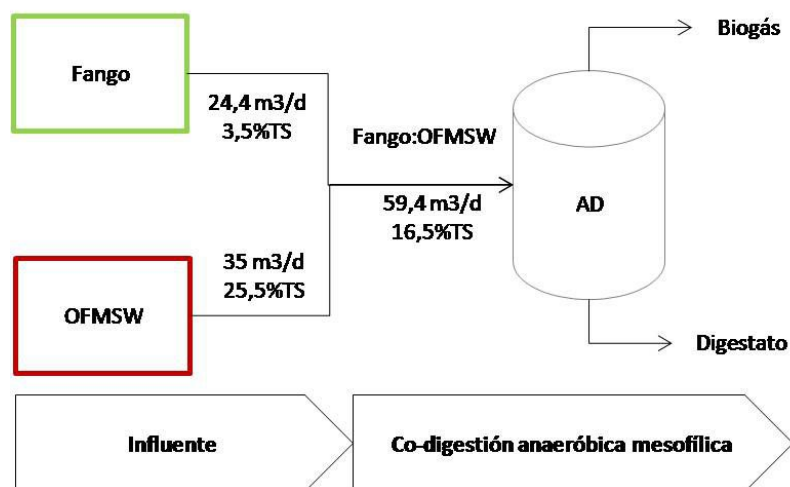


Figura 4.16: Opción 1. Diagrama del proceso simulado
Fuente: Elaboración propia

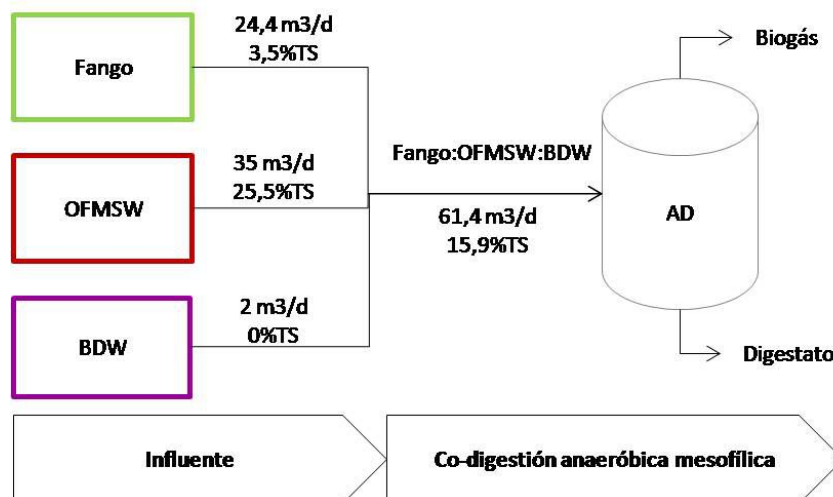


Figura 4.17: Opción 2. Diagrama del proceso simulado
Fuente: Elaboración propia

- Varios experimentos recientes coinciden en que su presencia como co-sustrato en la AD de fango [22] [31], estiércoles [32] [11] [4] [2], aguas de procesamiento de alimentos [27] y otros residuos orgánicos [34]; mejora el rendimiento de metano por la mayor degradación total de los compuestos orgánicos de la alimentación y porque el potencial de metano del BDW es superior; no obstante, hay mayor riesgo de sobrecarga orgánica y se requiere un control estricto de la cantidad añadida [22] [38].
- El glicerol es el principal subproducto en la industria del biodiésel y en la región de estudio se encuentran las plantas más importantes del país. En general, por cada 100 kg de biodiésel producido, se obtiene 10 kg de BDW [24] y cuando el mercado no puede absorber las cantidades producidas o se requiere demasiada refinación, se considera una corriente residual con costos de eliminación asociados.

El fango se caracterizó en base a la planta de tratamiento de aguas residuales de Casilda (Provincia de Santa Fe, Argentina); la OFMSW, de acuerdo a Forster-Carneiro et al. [20]; y el BDW, según Alvarez et al. [1], se presenta en la Tabla 4.17.

Se utilizó el modelo de AD MantisAD[®] de GPS-X[®], con los parámetros presentados en la Tabla 4.18, que son los utilizados en el caso 6, para mezclas de fango y OFMSW. En la opción 2, el BDW adicionado se caracteriza por una relación CODs/COD muy cercana a uno, es decir que el material adicionado ya está disponible para los procesos biológicos intracelulares y la desintegración e hidrólisis no influyen sobre este co-sustrato. Razón por la cual, no se hicieron modificaciones al modelo utilizado en la opción 1 respecto de la 2. La Tabla 4.19 muestra los resultados de ambas opciones con

las adaptaciones hechas al modelo de la opción 1; y, utilizado también en la opción 2. Adicionalmente, se hicieron pruebas simulando el agregado de 3 %, 4 % y 5 % (v/v) de BDW, con los que se obtuvieron valores de pH de 5,0 4,8 y 4,6 respectivamente, mientras que el límite inferior de pH para las bacterias que producen metano a partir de hidrógeno es 5. Si el consumo de hidrógeno no es efectivo se producen desequilibrios que se evidencian por las bajas producciones de biogás comparadas con el caso en el que se adicionó 2 %. La remoción de COD fue alrededor de 45 % y la producción de metano fue de 800, 750 y 685 m³/d. Los resultados se descartaron porque el pH descendía por debajo de 6,5 indicando sobrecarga y consecuentemente reducción en la producción de biogás.

La Tabla 4.19, muestra que en ambos casos el contenido de metano es de 64 %. A pesar de que existe una gran dispersión de resultados publicados en la literatura, los resultados son acordes a los rendimientos de la AD de sustratos con elevado contenido de sólidos [18] [12]. Si bien esta última, resulta atractiva porque implica menor consumo de agua y tamaño de los equipos; el contenido de sólidos por encima de 20 %, genera problemas tanto operativos como en la producción de metano. Por ejemplo, Fernández et al. [18] encontraron una producción de metano 17 % inferior a 30 %TS en comparación con 20 %TS; y está de acuerdo con Forster-Carneiro et al. [19], quienes mostraron un mejor desempeño del digester operando a 20 %TS, comparado con 25 %TS y 30 %TS. En relación a la OLR, Fagbohunge et al. [17], establecen que los sistemas de AD con elevado contenido de sólidos producen menos cantidad de metano a una OLR entre 7-15 kgVS_{in}/m³-d. Esto, podría explicar la baja producción de biogás en ambas opciones simuladas, ya que el contenido de sólidos es de 16,5 %, y la OLR alcanza los 7,2 kgVS_{in}/m³-d. A 25 días de la opción 1, la producción de biogás por volumen de reactor

Tabla 4.17: Características de la fracción orgánica de los residuos sólidos municipales (OFMSW), el fango y el glicerol (BDW)

Parámetro	Unidad	Fango	OFMSW	BDW
Caudal	m ³ /d	24,4	35,0	2,0
TS	g/m ³	35400	255180	0
VS	g/m ³	21200	229609	0
COD	g/m ³	24200	46148	1390000
TKN	g/m ³	2460	2561	200
TAN	g/m ³	25	55	0
TP	g/m ³	10	466	0
PO4	g/m ³	8	8	0

Fuente: Elaboración propia

Tabla 4.18: Parámetros del modelo utilizados en la simulación del escenario 1 y 2

Parámetro	Unidad	Valor por defecto	Modificación	Ref.
kdis	1/d	0,5	0,5	[15]
khyd,rb y khyd,sb	1/d	10	0,4	[15]
bh	1/d	0,02	0,02	[6]
umax,xbr/Ybr	COD/COD·d	30	30	[6]
Ksrb	kgCOD/m ³	0,5	0,5	[6]
umax,xbs/Ybs	COD/COD·d	6	6	[6]
kisrb	kgCOD/m ³	5E-6	5E-6	[6]
kissb	kgCOD/m ³	1E-5	1E-5	[6]
umax,xac/Yac	COD/COD·d	8	8	[6]
Ksac	kgCOD/m ³	0,15	0,15	[6]
kinh3	M	1,8E-3	1,8E-3	[6]
Ksh2	kgCOD/m ³	7E-6	7E-6	[6]

Fuente: Elaboración propia

Tabla 4.19: Opción 1 y 2: Parámetros de diseño y resultados de la simulación

Parámetro	Unidad	Opción 1	Opción 2
HRT	días	25	25
Caudal	m ³ /d	59,4	61,4
Volumen del reactor	m ³	1188	1228
OLR	kgVS _{in} /m ³ ·d	7,2	6,9
TS	%Rem	55,04	55,4
VS	%Rem	62,5	59,1
COD	%Rem	60,6	66,0
TAN	mgN/l	6201	5512
pH	-	7,6	7,3
Producción de biogás	m ³ /d	1032	2514
Producción de metano	m ³ /d	665	1598

Fuente: Elaboración propia

es de 0,9 mientras que Cecchi et al. [12], obtuvieron 1,4 $\text{m}^3/\text{m}^3\cdot\text{d}$ a una OLR de 7,5 $\text{kgVS}_{\text{in}}/\text{m}^3\cdot\text{d}$, 22 %TS a 37 °C y 15 días en una planta piloto. Con la adición de BDW en la simulación de la opción 2, la OLR se redujo a 6,9 $\text{kgVS}_{\text{in}}/\text{m}^3\cdot\text{d}$, y el contenido de sólidos a 15,9 %TS, y la producción de biogás por volumen de reactor aumentó a 2,1 $\text{m}^3/\text{m}^3\cdot\text{d}$.

En términos de VS adicionado, la producción específica de biogás obtenidas por simulación de la opción 1 y 2 es de 0,12 y 0,29 m^3/kgVS respectivamente; esto es bajo si se tiene en cuenta que en Europa entre los sistemas más implementados para digerir sustratos con un contenido total de sólidos entre 20 % a 40 %, los rendimientos varían entre 0,3-0,5 m^3/kgVS [26]. No obstante, Cecchi et al. [12], publicaron un valor de 0,2 m^3/kgVS a 37 °C (22 %TS) y 0,4 m^3/kgVS a 55 °C. En régimen termofílico, otros autores publicaron un valor de 0,23 m^3/kgVS , a una OLR de 9 $\text{kgVS}_{\text{in}}/\text{m}^3\cdot\text{d}$ y 20 %TS [9], 0,37 m^3/kgVS a una OLR de 17,8 $\text{kgVS}_{\text{in}}/\text{m}^3\cdot\text{d}$ y 25 %TS [28]; esto muestra la gran dispersión de datos que ofrece la literatura de CoAD y la gran cantidad de variables de las cuales dependen los resultados.

En cuanto a los efectos de adicionar 2 % (v/v) BDW a la mezcla, en la opción 2 la producción de metano aumentó un 144 %. Fountoulakis et al. [21], publicaron una producción de metano 50 % superior con la adición de 1 % (v/v) de BDW a la OFMSW y Fountoulakis et al. [22], adicionaron la misma cantidad pero utilizaron como sustrato principal el fango, obteniendo un incremento del 113 % en comparación con el reactor de digestión del fango solo. También con fangos, pero adicionando 1,1 % (v/v) Razaviarani et al. [31], encontraron la más alta velocidad de producción de biogás (83 % superior) y remoción de COD y VS de 82 % y 63 %, respectivamente. Incrementos mayores fueron publicados por Athanasoulia et al. [5], quienes lograron incorporar hasta 3 % (v/v) de BDW al fango de depuradora sin inhibición y la producción de biogás aumentó entre 380 y 470 % respecto del control.

Bibliografía del capítulo

- [1] J. A. Alvarez, L. Otero, and J. M. Lema. A methodology for optimising feed composition for anaerobic co-digestion of agro-industrial wastes. *Bioresource Technology*, 101(4):1153–8, 2010.
- [2] T. Amon, B. Amon, V. Kryvoruchko, V. Bodiroza, E. Pötsch, and W. Zollitsch. Optimising methane yield from anaerobic digestion of manure: Effects of dairy systems and of glycerine supplementation. *International Congress Series*, 1293:217–220, 2006.
- [3] S. Astals, M. Esteban-Gutiérrez, T. Fernández-Arévalo, E. Aymerich, J. L. García-Heras, and J. Mata-Alvarez. Anaerobic digestion of seven different sewage sludges: A biodegradability and modelling study. *Water Research*, pages 1–11, 2013.
- [4] S. Astals, V. Nolla-Ardèvol, and J. Mata-Alvarez. Anaerobic co-digestion of pig manure and crude glycerol at mesophilic conditions: biogas and digestate. *Biore-source Technology*, 110:63–70, 2012.
- [5] E. Athanasoulia, P. Melidis, and A. Aivasidis. Co-digestion of sewage sludge and crude glycerol from biodiesel production. *Renewable Energy*, 62:73–78, 2014.
- [6] D. J. Batstone, J. Keller, I. Angelidaki, S. V. Kalyuzhnyi, S. G. Pavlostathis, A. Rozzi, W. T. M. Sanders, and H. Siegrist. Anaerobic Digestion Model No. 1: Scientific and technical report No. 13. Technical Report 1, IWA Task Group, Bedfordshire, 2002.
- [7] T. Benabdallah El Hadj, S. Astals, A. Galí, S. Mace, and J. Mata-Álvarez. Ammonia influence in anaerobic digestion of OFMSW. *Water Science and Technology*, 59(6):1153, 2009.
- [8] D. Bolzonella, C. Cavinato, F. Fatone, P. Pavan, and F. Cecchi. High rate mesophilic, thermophilic, and temperature phased anaerobic digestion of waste activated

- sludge: a pilot scale study. *Waste Management (New York, N.Y.)*, 32(6):1196–201, 2012.
- [9] D. Bolzonella, L. Innocenti, P. Pavan, P. Traverso, and F. Cecchi. Semi-dry thermophilic anaerobic digestion of the organic fraction of municipal solid waste: Focusing on the start-up phase. *Bioresource Technology*, 86:123–129, 2003.
- [10] R. Cano, A. Nielfa, and M. Fdz-Polanco. Thermal hydrolysis integration in the anaerobic digestion process of different solid wastes: Energy and economic feasibility study. *Bioresource Technology*, 168:14–22, 2014.
- [11] L. Castrillon, Y. Fernandez-Nava, P. Ormaechea, and E. Marañon. Optimization of biogas production from cattle manure by pre-treatment with ultrasound and co-digestion with crude glycerin. *Bioresource Technology*, 102(17):7845–7849, 2011.
- [12] F. Cecchi, P. Pavan, J. Mataalvarez, A. Bassetti, and C. Cozzolino. Anaerobic digestion of municipal solid waste: Thermophilic vs. mesophilic performance at high solids. *Waste Management and Research*, 9(4):305–315, 1991.
- [13] N. P. Cheremisinoff. *Handbook of Water and Wastewater Treatment Technologies*. Elsevier, 2002.
- [14] X. Dai, N. Duan, B. Dong, and L. Dai. High-solids anaerobic co-digestion of sewage sludge and food waste in comparison with mono digestions: Stability and performance. *Waste Management*, 33(2):308–316, 2013.
- [15] K. Derbal, M. Bencheikh-Lehocine, F. Cecchi, A. H. Meniai, and P. Pavan. Application of the IWA ADM1 model to simulate anaerobic co-digestion of organic waste with waste activated sludge in mesophilic condition. *Bioresource Technology*, 100(4):1539–43, 2009.
- [16] D. Elango, M. Pulikesi, P. Baskaralingam, V. Ramamurthi, and S. Sivanesan. Production of biogas from municipal solid waste with domestic sewage. *Journal of Hazardous Materials*, 141(1):301–304, 2007.
- [17] M. O. Fagbohunbe, I. C. Dodd, B. M. J. Herbert, H. Li, L. Ricketts, and K. T. Semple. High solid anaerobic digestion: Operational challenges and possibilities. *Environmental Technology and Innovation*, 4:268–284, 2015.

- [18] J. Fernandez, M. Perez, and L. I. Romero. Effect of substrate concentration on dry mesophilic anaerobic digestion of organic fraction of municipal solid waste (OFMSW). *Bioresource Technology*, 99(14):6075–6080, 2008.
- [19] T. Forster-Carneiro, M. Pérez, and L. I. Romero. Anaerobic digestion of municipal solid wastes: Dry thermophilic performance. *Bioresource Technology*, 99(17):8180–8184, 2008.
- [20] T. Forster-Carneiro, M. Pérez, and L. I. Romero. Thermophilic anaerobic digestion of source-sorted organic fraction of municipal solid waste. *Bioresource Technology*, 99(15):6763–6770, 2008.
- [21] M. S. Fountoulakis and T. Manios. Enhanced methane and hydrogen production from municipal solid waste and agro-industrial by-products co-digested with crude glycerol. *Bioresource Technology*, 100(12):3043–7, 2009.
- [22] M. S. Fountoulakis, I. Petousi, and T. Manios. Co-digestion of sewage sludge with glycerol to boost biogas production. *Waste Management (New York, N.Y.)*, 30(10):1849–53, 2010.
- [23] J. L. Grady, G. Daigger, and H. Lim. *Biological Wastewater Treatment*. CRC Press, London, 1999.
- [24] N. Kolesárová, M. Hutan, I. Bodík, and V. Spalková. Utilization of biodiesel by-products for biogas production. *Journal of Biomedicine and Biotechnology*, 2011:1–15, 2011.
- [25] I. W. Koster and G. Lettinga. Anaerobic digestion at extreme ammonia concentrations. *Biological Wastes*, 25(1):51–59, 1988.
- [26] Y. Li, S. Y. Park, and J. Zhu. Solid-state anaerobic digestion for methane production from organic waste. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 15(1):821–826, 2011.
- [27] J. Ma, M. Van Wambeke, M. Carballa, and W. Verstraete. Improvement of the anaerobic treatment of potato processing wastewater in a UASB reactor by co-digestion with glycerol. *Biotechnology Letters*, 30(5):861–7, 2008.
- [28] J. Mata-Alvarez, F. Cecchi, P. Pavan, and A. Bassetti. Semi-dry thermophilic anaerobic digestion of fresh and pre-composted organic fraction of municipal solid wastes: digester performance. *Water Science and Technology*, 27(2):87–96, 1993.

- [29] Á Orozco Jaramillo. *Bioingeniería de aguas residuales. Teoría y diseño*. Asociación Colombiana de Ingeniería Sanitaria y Ambiental. Acodal, 2da edition, 2014.
- [30] S. I. Pérez-Elvira and F. Fdz-Polanco. Continuous thermal hydrolysis and anaerobic digestion of sludge. Energy integration study. *Water Science and Technology*, 65(10):1839–1846, 2012.
- [31] V. Razaviarani, I. D. Buchanan, S. Malik, and H. Katalambula. Pilot scale anaerobic co-digestion of municipal wastewater sludge with biodiesel waste glycerin. *Bioresource Technology*, 133:206–12, 2013.
- [32] S. Robra, R. Serpa da Cruz, A. M. de Oliveira, J. A. Neto, and J. V. Santos. Generation of biogas using crude glycerin from biodiesel production as a supplement to cattle slurry. *Biomass and Bioenergy*, 34(9):1330–1335, 2010.
- [33] A. Rossi, R. Sarafàn, A. Cittadino, and D. Castiglione. Diagnóstico de la situación de los residuos sólidos en Argentina. Technical report, AIDIS Argentina, 2002.
- [34] A. Schievano, G. D’Imporzano, and F. Adani. Substituting energy crops with organic wastes and agro-industrial residues for biogas production. *Journal of Environmental Management*, 90(8):2537–41, 2009.
- [35] P. Sosnowski, A. Wiczorek, and S. Ledakowicz. Anaerobic co-digestion of sewage sludge and organic fraction of municipal solid wastes. *Advances in Environmental Research*, 7(3):609–616, 2003.
- [36] T. S. O. Souza, L. C. Ferreira, I. Sapkaite, S. I. Pérez-Elvira, and F. Fdz-Polanco. Thermal pretreatment and hydraulic retention time in continuous digesters fed with sewage sludge: Assessment using the ADM1. *Bioresource Technology*, 148C:317–324, 2013.
- [37] G. Tchobanoglous, F. L. Burton, and H. D. Stensel. *Wastewater engineering: treatment and reuse*. McGraw-Hill, New York, 4th edition, 2003.
- [38] H. Tokumoto and M. Tanaka. Novel anaerobic digestion induced by bacterial components for value-added byproducts from high-loading glycerol. *Bioresource Technology*, 107:327–332, 2012.

Capítulo 5

Análisis energético y ambiental

Sobre las tres alternativas seleccionadas en el Capítulo 4 para una población de 500000 habitantes (casos 1, 3 y 6), se definieron tres escenarios y se llevó a cabo un balance energético y un análisis de impacto ambiental (Sección 5.2). Adicionalmente, en la Sección 5.3 se considera un cuarto escenario con la alternativa también seleccionada en el Capítulo 4, para una población de 35000 habitantes. En este último además, se incorporó un análisis económico.

La base del capítulo es el análisis ambiental que se hizo mediante la metodología de análisis de ciclo de vida (LCA), y se utilizó el software SimaPro®. De esta manera, previo a la descripción de los escenarios, la Sección 5.1, presenta brevemente en qué consiste un LCA y sus componentes según la norma ISO 14040-14044 [12] [13]. A continuación, en la Sección 5.1.1, se presentan las características de software utilizado para tal fin.

5.1. Análisis de ciclo de vida

Para reducir el impacto que un producto, sistema o servicio genera a lo largo de su ciclo de vida, es importante identificarlo y cuantificarlo. De esta manera, surge la necesidad de utilizar herramientas que permitan evaluar a través de índices o valores numéricos en distintas categorías seleccionadas.

Una de ellas, es el algoritmo de reducción de residuos, WAR por sus siglas en inglés, fue desarrollada en el laboratorio nacional de investigación en gestión de riesgo de la agencia de protección ambiental de Estados Unidos, para incorporar al diseño tradicio-

nal de los procesos químicos el impacto ambiental que éste genera. Específicamente, el método se basa en el balance de un impacto potencial sobre el medio ambiente (PEI) producido por los procesos químicos. El PEI es una medida relativa del potencial efecto negativo que una sustancia puede tener sobre la salud humana y el medio ambiente (por ejemplo, ecotoxicidad acuática, calentamiento global, etc.). El resultado del PEI es un índice de impacto (o de contaminación) que proporciona una medida cuantitativa del daño causado por los residuos generados en el proceso. El objetivo de esta metodología es la reducción al mínimo los PEI para un proceso en lugar de reducir la cantidad de residuos (contaminantes) generado por un proceso. Este impacto es calculado a través de un sofisticado algoritmo de estimación desarrollado por [34], que es lo suficientemente flexible como para permitir a los usuarios resaltar o reducir riesgos diversos según sea necesario en aplicaciones particulares. Un simulador de procesos es habitualmente utilizado para construir y calcular los balances de materia y energía y, a continuación, determinar los índices de impacto. Luego, se efectúan y simulan los cambios en el diseño de los procesos, recalculando los balances y los índices de impacto, repitiendo el proceso hasta que, desde un punto de vista económico y ambiental, el diseño sea aceptable. El resultado es un proceso robusto de diseño integral que incorpora la reducción del impacto ambiental [33].

En el mismo sentido, el análisis de eco-eficiencia, es una herramienta desarrollada por la BASF ante la necesidad de incorporar al análisis financiero, los aspectos ambientales asociados a distintas actividades económicas. La eco-eficiencia es definida como la optimización ecológica de los sistemas globales, sin desconocer factores económicos. Es decir, que contempla cuestiones estratégicas, como también cuestiones de mercado, política e investigación. Los tiempos previsibles de análisis y costos, son factores esenciales para el uso correcto y la eficacia de este método que se basa en evaluar el comportamiento ambiental, el impacto ambiental, los posibles efectos sobre la salud humana y los ecosistemas, así como los costos de los productos y de los procesos desde su inicio hasta su fin [27].

La evaluación de impacto ambiental es un conjunto de procedimientos de identificación, previsión, interpretación y la medición de las consecuencias ambientales de los proyectos sobre un entorno conocido. Es una metodología estructurada en matrices de causa y efecto mediante las cuales se evalúan las interacciones entre el proyecto y los factores ambientales. Su contenido mínimo suele estar definido por quien lo solicite, en el ámbito de la Provincia de Santa Fe, es el Decreto 101/03.

Otras metodologías tales como la economía del átomo y el factor ambiental son comúnmente utilizadas para cuantificar de manera sencilla, cuán eco-amigable es un determinado proceso; sin embargo, en algunos casos no brindan suficiente información. Metodologías más complejas como el análisis de exergía, análisis económicos, análisis de ciclo de vida y análisis general de sistemas, son aplicadas para evaluar la sustentabilidad de los procesos que se desean mejorar. Así, Balkema et al. [2] revisaron una amplia literatura para brindar una visión general sobre los métodos y los indicadores actualmente usados; y señalan que el LCA es el que brindaría la mirada más global del problema a analizar, ya que los otros evalúan sólo una variable: exergía, dinero, impactos ambientales.

El LCA es una herramienta que permite evaluar los aspectos ambientales y los impactos potenciales a lo largo de la vida de un producto; desde la adquisición de la materia prima, pasando por la producción, el uso y la eliminación. El método, tiene sus comienzos en 1960, y desde ese entonces se han desarrollado un gran número de enfoques para diferentes disciplinas [6]. Actualmente es muy utilizado para evaluar sistemas de tratamiento de fangos [5] [18] [25] y sistemas de generación de biogás a partir de residuos [14] [21] [32].

La norma ISO 14040 [12], establece los principios y el marco de un LCA, y la norma ISO 14044 [13] especifica los requisitos y directrices para llevar a cabo el estudio. Las cuatro etapas que define la norma se muestran en la Figura 5.1:



Figura 5.1: Etapas del análisis de ciclo de vida
Fuente: [12]

1. Definición de objetivos y alcances

- **Objetivos.** Su definición determina el nivel de sofisticación del estudio, su aplicación, las razones por las cuales se realiza y las personas a las que se les comunicarán los resultados. Puede ser re-definido como resultado de los hallazgos obtenidos durante el estudio, y permite elegir el mejor producto, proceso o servicio con el mínimo efecto negativo sobre la salud humana y el medio ambiente.
- **Alcance.** Hace referencia al nivel de detalle requerido para alcanzar el objetivo establecido. La técnica del LCA es iterativa, y puede ser necesario modificar algunos aspectos del alcance para cumplir con el objetivo inicial del estudio.
- **Unidad funcional.** Consiste en la definición de una cantidad y sus unidades, para proporcionar una referencia a la cual se relacionan las entradas y salidas y que los resultados del LCA sean comparables sobre una base común, especialmente con sistemas diferentes.
- **Flujo de referencia.** Al considerar un sistema definido, cada unidad del proceso (producción, transporte, etc.) tiene entradas (recursos, emisiones y cambios ambientales) y flujos de productos intermedios – relacionados con las unidades de proceso. Se trata de flujos de referencia, que son las cantidades específicas de flujos de producto para cada uno de los sistemas comparados que se requieren para producir una unidad de la función. El flujo de referencia se convierte en el punto de partida para construir los modelos necesarios de los sistemas de producto.
- **Límites del sistema.** Se refiere a la identificación de los procesos u operaciones, las entradas y salidas, y el nivel de detalle que será tenido en cuenta en el LCA. En la práctica, no es posible describir exhaustivamente todo sistema físico a modelar, por eso es tan importante la definición de los objetivos, alcance, suposiciones y público previsto.
- **Calidad de los datos.** Debe permitir a otros, entender y controlar la calidad de los datos reales.

2. Análisis del inventario

El análisis de inventario implica la recopilación de datos y los procedimientos de

cálculo para cuantificar las entradas y salidas relevantes de un sistema de productos. El proceso es iterativo porque a medida que se recopilan datos y se aprende más acerca del sistema, se pueden identificar nuevos requisitos o limitaciones de datos que requieran un cambio en los procedimientos de recolección para que se cumplan los objetivos del estudio. A veces, pueden identificarse problemas que requieren revisiones del objetivo o alcance del estudio.

- **Recopilación de datos.** Es un proceso iterativo que consiste en la recolección de datos y los procedimientos de cálculo para cuantificar las entradas y salidas relevantes de un sistema a estudiar.
- **Refinado de los límites del sistema.** A medida que se avanza en el conocimiento del sistema, se pueden identificar nuevos requisitos o limitaciones, que requieren excluir ciertas etapas del ciclo de vida o subsistemas, por qué se excluyen flujos de materiales o por qué se incluyen nuevos procesos unitarios que han demostrado ser importantes según el análisis de sensibilidad.
- **Cálculo de datos.** Son necesarios para generar los resultados del inventario del sistema. Los procedimientos de cálculo incluyen la validación de los datos recopilados, su relación con los procesos unitarios y con el flujo de referencia de la unidad funcional.
- **Validación de los datos.** Se debe llevar a cabo de forma iterativa y permanente con la recopilación de datos para mejorar la calidad de los mismos. Permite encontrar las áreas donde la calidad de datos debe ser mejorada.
- **Comparación de datos.** Los datos cuantitativos de entrada y de salida de cada proceso unitario que conforma el sistema se calcularán en relación al flujo de referencia establecido, es decir son normalizados con la unidad funcional. Según el diagrama de flujo y los límites del sistema, los procesos unitarios interconectados permiten el cálculo del sistema completo.

3. Evaluación del impacto ambiental

El análisis del impacto del ciclo de vida (LCIA), es la asociación de los datos del inventario con las categorías de impactos ambientales y los indicadores seleccionados para entender los impactos.

- **Definición de las categorías de impacto.** En una LCIA, los impactos se definen como las consecuencias, que pueden ser causadas por los flujos de

entrada y de salida de un sistema, en tres categorías principales: la salud humana, la salud ecológica y el agotamiento de los recursos. La selección de las categorías se debe completar en la definición de los objetivos y del alcance para guiar la recolección de datos del inventario del ciclo de vida.

- **Clasificación.** El propósito es organizar y combinar los resultados del inventario del ciclo de vida en categorías de impacto.
- **Normalización.** Se utiliza para expresar datos de los indicadores de impacto de manera que se puedan comparar.
- **Agrupación.** Asigna categorías de impacto en uno o más conjuntos para facilitar una mejor interpretación de los resultados en áreas específicas de interés, por ejemplo, emisiones a la atmósfera o al agua.
- **Evaluación y presentación de los resultados.** Cuando se documentan los resultados de la LCIA, se debe describir minuciosamente la metodología utilizada en el análisis, los sistemas analizados y los límites que se establecen, así como también los supuestos hechos en la realización del análisis de inventario. Aunque el proceso sigue un procedimiento sistemático, hay muchas suposiciones y simplificaciones, además de elecciones de valores subjetivos; que hacen a las limitaciones de la herramienta.

4. Interpretación de los resultados

La interpretación es la etapa del LCA donde se consideran de manera conjunta los hallazgos del análisis del inventario y de la evaluación de impacto.

- **Identificación de los aspectos ambientales significativos.** Consiste en revisar la información de las tres primeras fases del LCA e identificar los datos que más contribuyen a los resultados.
- **Evaluación.** El objetivo de esta etapa es establecer la confianza en el resultado del estudio. Se debe verificar que todo se haya hecho acorde al objetivo, al alcance y al uso final del estudio; que toda la información, los métodos, los procedimientos y el tratamiento de los datos sean coherentes y estén disponibles y completos; que la interpretación este reforzada con los cálculos presentados, etc.

5.1.1. LCA: Software SimaPro®

Para el LCA, se utilizó el software SimaPro® V.8 [24], con la base de datos Ecoinvent® V.3 [31]. El software contiene una serie de métodos de evaluación de impacto, que se utilizan para calcular los resultados; y entre ellos se seleccionó el método europeo ReCiPe, que comprende dos conjuntos de categorías de impacto, cada uno con sus respectivos factores de caracterización: Midpoint y Endpoint [10].

Dado que en los modelos de caracterización existen algunas incertidumbres, en ReCiPe, se decidió agrupar un cierto número de incertidumbres dentro de 3 perspectivas: la individualista, la jerárquica y la igualitaria. La primera se basa en los intereses a corto plazo, los tipos de impacto que son indiscutibles, el optimismo tecnológico en lo que respecta a la adaptación humana. La segunda se basa en los principios y políticas más comunes en cuanto a plazos y otras cuestiones. Y la tercera, es la perspectiva más precautoria, tiene en cuenta plazos más extensos, tipos de impacto no del todo establecidos pero para los que se dispone alguna indicación. La perspectiva jerárquica provee un punto medio entre la perspectiva individualista e igualitaria; y ha sido previamente utilizado para evaluar sistemas de energía geotérmica, escenarios de gestión de residuos sólidos municipales en China y evaluación de biocombustibles [23]. De esta manera, ReCiPe Midpoint y la versión jerárquica, se utilizó para la presente tesis; las 18 categorías de impacto, y sus unidades son:

- OD: Agotamiento de ozono. El factor de caracterización contabiliza la destrucción del ozono estratosférico debido a las emisiones antropogénicas de sustancias que destruyen el ozono. La unidad es: kg CFC-11-eq.
- HT: Toxicidad humana. El factor de caracterización contabiliza la persistencia ambiental (destino) y la acumulación en la cadena alimenticia (exposición) y la toxicidad de un químico (efecto). La unidad es: kg 1,4-DB-eq (1,4-diclorobenceno).
- RA: Radiación ionizante. El factor de caracterización contabiliza el nivel de exposición. La unidad es: kg Uranio²³⁵-eq.
- POF: Formación de oxidantes fotoquímicos. El factor de caracterización es definido como el cambio en la concentración de ozono (dCO_3 en kg/m_3) europea media (en 24 horas) debido a un cambio en la emisión de una sustancia x (dM_x en $kg / año$). La unidad es: kg NMVOC.
- PMF: Formación de material particulado. El factor de caracterización es la frac-

ción emitida de PM_{10} . La unidad es: PM_{10} -eq.

- TA: Acidificación terrestre. El factor de caracterización es el daño ocasionado a la calidad del ecosistema por la emisión de sustancias acidificantes. La unidad es: kg SO_2 -eq.
- GWP: Cambio climático potencial. El factor de caracterización es el potencial de calentamiento global. La unidad es: kg CO_2 -eq.
- TET: Ecotoxicidad terrestre. El factor de caracterización es el daño ocasionado a la calidad del ecosistema por la emisión de sustancias ecotóxicas al aire, agua y suelo. La unidad es: kg 1.4-DB-eq.
- ALO: Ocupación del suelo agrícola. Es la cantidad de suelo agrícola ocupado en un cierto tiempo. La unidad es: m^2a .
- ULO: Ocupación de suelo urbano. Es la cantidad de suelo urbano ocupado en un cierto tiempo. La unidad es: m^2a .
- NLT: Transformación del suelo natural. Es la cantidad de suelo natural transformado y ocupado en un cierto tiempo. La unidad es: m^2a .
- FET: Ecotoxicidad de agua dulce. El factor de caracterización es el daño ocasionado a la calidad del entorno marino. La unidad es: kg 1.4-DB-eq.
- FE: Eutrofización de agua dulce. El factor de caracterización es la contabilización de la persistencia ambiental (destino) de las emisiones que contienen fósforo (P). La unidad es: kg P-eq.
- ME: Eutrofización marina. El factor de caracterización es la contabilización de la persistencia ambiental (destino) de las emisiones que contienen nitrógeno (N). La unidad es: kg N-eq.
- MET: Ecotoxicidad marina. El factor de caracterización es el daño ocasionado a la calidad del agua dulce. La unidad es: kg 1.4-DB-eq.
- FD: Agotamiento de combustibles fósiles. El factor de caracterización es la contabilización de combustibles fósiles extraídos, basado en el valor calorífico inferior. La unidad es: kg oil-eq (1 kg de aceite equivalente posee un poder calorífico inferior de 42 MJ).
- MD: Agotamiento de minerales. El factor de caracterización es la disminución.

La unidad es: kg Fe-eq.

- WD: Agotamiento de agua dulce. El factor de caracterización es la contabilización del consumo de agua dulce. La unidad es: m³.

Entre las mencionadas, sólo se consideraron las 8 categorías más relevantes en el área de estudio: cambio climático potencial (GWP), acidificación terrestre (TA), eutrofización (FE), toxicidad humana (HT), formación de oxidantes fotoquímicos (POF), formación de material particulado (PMF), ocupación de suelo urbano (ULO) y agotamiento de combustibles fósil (FD).

Por último, en los 4 escenarios, la asignación de cargas se hizo en función del caudal másico de cada corriente. Se incluyó la generación y distribución de la energía y sus consumos de recursos y emisiones. Se consideró sólo la etapa de operación (estacionaria-promedio) de la planta, por lo que se excluyeron procesos de infraestructura, emisiones a largo plazo y procesos de fabricación y mantenimiento de los equipos.

5.2. Escenarios 1, 2 y 3: Balance energético e impacto ambiental

Para una población de 500000 habitantes, las Figuras 5.2, 5.3 y 5.4 muestran las etapas o subsistemas que constituyen los límites y el alcance del escenario 1, 2 y 3, respectivamente. Los escenarios incluyen los casos de digestión anaeróbica (AD) 1, 3 y 6 del Capítulo 4, pero además contemplan para la evaluación, el tratamiento del agua residual (etapa 1), el transporte y acondicionamiento del sustrato a digerir (etapa 2), la digestión anaeróbica (AD) mesofílica (etapa 3), el acondicionamiento del digestato para uso agrícola (etapa 4) y la generación de energía eléctrica y térmica a partir del biogás (etapa 5).

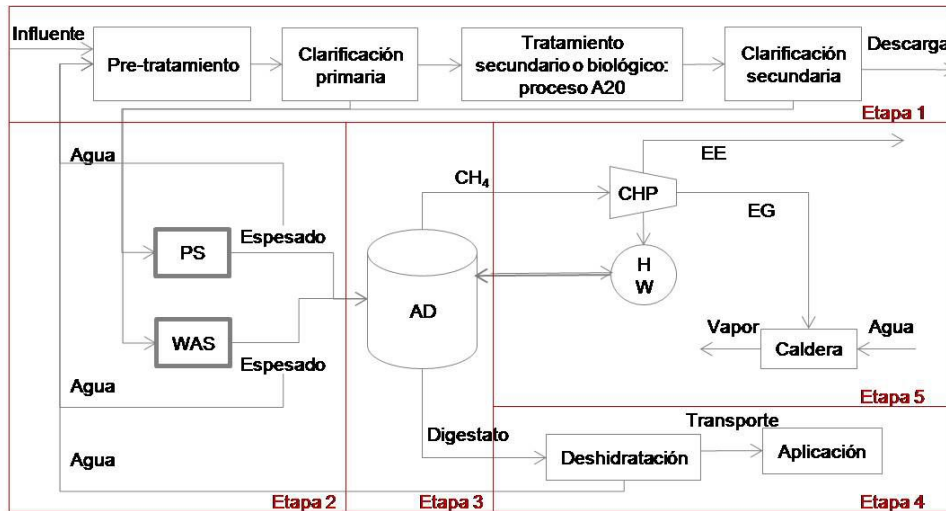


Figura 5.2: Escenario 1. Límites y alcance del sistema estudiado

Fuente: Elaboración propia

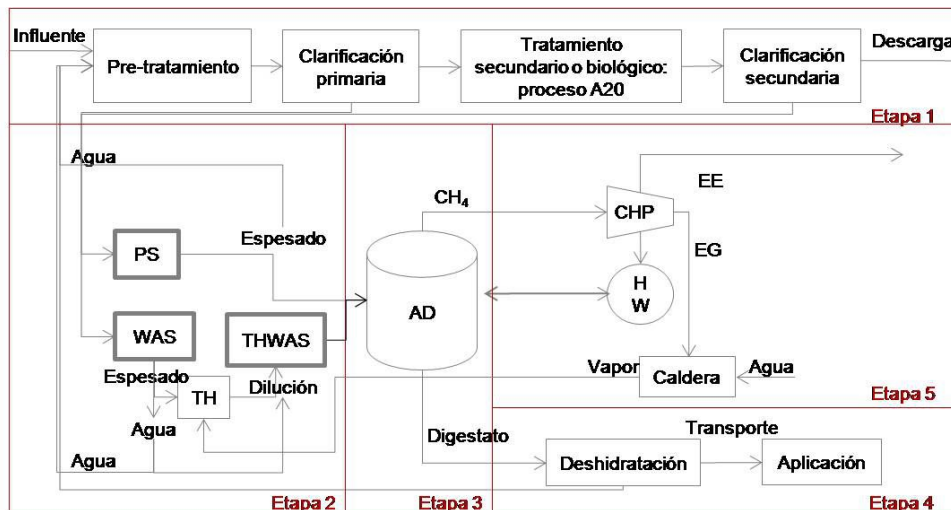


Figura 5.3: Escenario 2. Límites y alcance del sistema estudiado

Fuente: Elaboración propia

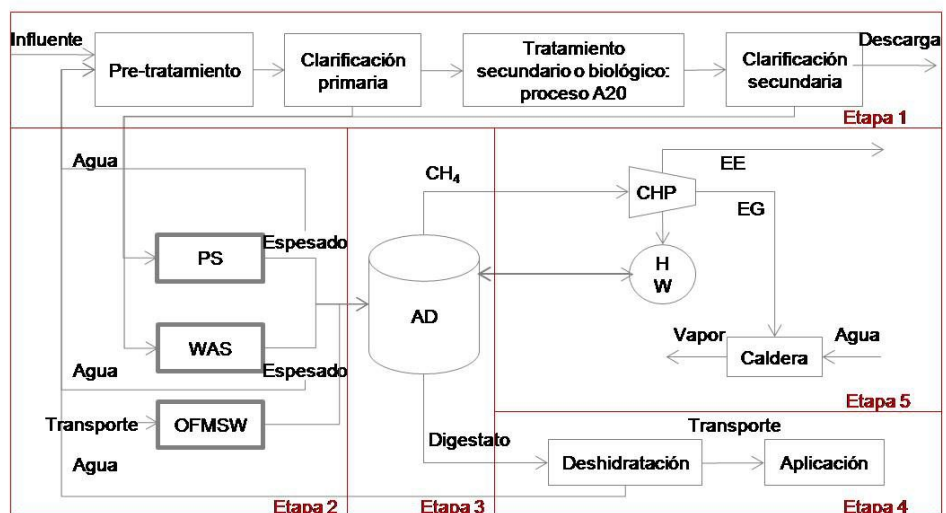


Figura 5.4: Escenario 3. Límites y alcance del sistema estudiado

Fuente: Elaboración propia

5.2.1. Escenario 1, 2 y 3: Análisis ambiental

El objetivo del análisis ambiental es evaluar el impacto generado por cada una de las etapas presentadas en las Figuras 5.2, 5.3 y 5.4, y el impacto de cada escenario estudiado. Para hacer comparables los escenarios 1, 2 y 3, la unidad funcional elegida es la tonelada de sustrato a digerir. A continuación se presenta la descripción del inventario en cada etapa.

Etapa 1 Como muestra el inventario anual de la etapa 1 (Tabla 5.1), en los 3 escenarios el principal insumo es la energía eléctrica requerida para el pre-tratamiento, la clarificación primaria y secundaria, el tratamiento secundario, y el bombeo de líquidos y fangos a las distintas unidades, el mismo fue calculado con el software SuperPro®. Además del agua residual, se contabiliza como entrada, el agua que resulta del espesado del fango y deshidratación del digestato en las etapas 2 y 4 respectivamente.

Los detalles de la simulación de la línea de agua con el software GPS-X®, se presentó en la Sección 4.1.1, en el cual se obtuvo tres principales salidas: el fango primario (PS), fango activado de desecho (WAS), emisiones al agua por la descarga del agua residual tratada y emisiones al aire por la oxidación biológica de la materia orgánica. Las emisiones al aire de N₂O, se estimaron a partir de la literatura [1].

Tabla 5.1: Inventario anual de la etapa 1: Planta de tratamiento de aguas residuales (WWTP)

Entradas	Unidad	Escenario 1	Escenario 2	Escenario 3
Agua residual	t	36500000	36500000	36500000
Agua espesado reciclo	t	784750	784750	784750
Agua deshidratación reciclo	t	109500	109500	151560
Energía eléctrica	kWh	9811200	9811200	10469952
Salidas				
PS	t	547500	547500	547500
WAS	t	365000	365000	365000
<i>Emisiones al agua</i>				
Agua descarga	t	36481750	36481750	36523810
COD	t	-14366	-14361	-14265
TKN	t	-1398	-1398	-1395
TP	t	-162,9	-159	-134,7
<i>Emisiones al aire</i>				
CO ₂	t	5948	6176	6858
N ₂ O	t	8,76	9,04	9,30

Fuente: Elaboración propia

Etapa 2 En la Tabla 5.2 se muestra el inventario anual de la etapa 2, que corresponde al acondicionamiento y transporte de los sustratos a digerir en la etapa 3. El PS y WAS requieren el consumo de energía eléctrica y polielectrolito para ser espesados, el primero fue calculado con el software SuperPro® y el segundo a partir de los consumos típicos en la planta de tratamiento de aguas residuales (WWTP) estudiada. En el escenario 2, además se requiere vapor para el pre-tratamiento de hidrólisis térmica del WAS, la cantidad fue calculada a partir de la literatura [4]; y en el escenario 3 se consume combustible fósil para el transporte de la fracción orgánica de los residuos sólidos municipales (OFMSW) desde su generación hasta la planta de co-digestión anaeróbica (CoAD). Este último fue calculado, asumiendo el transporte por camión, considerando una distancia de veinte kilómetros ida y vuelta.

El resultado o salida es un sustrato apto para ser digerido en la etapa 3; y el agua resultante del espesado, se re-circula a la etapa 1.

Tabla 5.2: Inventario anual de la etapa 2: Acondicionamiento y transporte de los sustratos a digerir

Entradas	Unidad	Escenario 1	Escenario 2	Escenario 3
PS	t	547500	547500	547500
WAS	t	365000	365000	365000
Polielectrolito aniónico	t	42,5	42,5	42,5
Vapor	t	0	4870	0
OFMSW	t	0	0	73000
Diesel - Transporte OFMSW	l	0	0	66008
Energía eléctrica	kWh	7008	13140	7008
Salidas				
Sustrato a digerir	t	127750	127750	200750
Agua espesado reciclo	t	784750	784750	784750

Fuente: Elaboración propia

Etapa 3 Además del sustrato acondicionado en la etapa 2, el inventario de la Tabla 5.3, muestra que para la AD (etapa 3) se requiere, energía eléctrica y térmica (agua caliente) para agitar y calentar un sustrato que se encuentra inicialmente a 20 °C y se va a digerir en condiciones mesofílicas (35 °C). Ambos consumos fueron estimados con el software SuperPro®. Las salidas de esta etapa, incluyen el biogás generado por

el proceso de AD y el sustrato digerido o digestato. La calidad y cantidad de los productos de esta etapa son los resultados del caso 1, 3 y 6 del Capítulo 4 obtenidos por simulación.

Tabla 5.3: Inventario anual de la etapa 3: Digestión y co-digestión anaeróbica

Entradas	Unidad	Escenario 1	Escenario 2	Escenario 3
Sustrato a digerir	t	127750	127750	200750
Energía eléctrica	kWh	613200	613200	963600
Agua caliente	kWh	2149265	2149265	3370325
Salidas				
Biogás	t	1879	2281	5390
Digestato	t	125871	125469	195360

Fuente: Elaboración propia

Etapa 4 Como muestra la Tabla 5.4, el digestato es la entrada principal de la etapa 4. Esta etapa propone el acondicionamiento del mismo para uso como fertilizante orgánico en predios de silvicultura (eucaliptus).

El primer paso, es la deshidratación del digestato desde un contenido de humedad mayor al 90 % hasta un 80 %. La demanda de energía eléctrica para este proceso fue calculada en base a equipos de bajo consumo y los rendimientos publicados por el proveedor de los mismos. Por último, el transporte por camión al campo para su aplicación, consume combustible fósil (diésel), durante un recorrido que se asume de 50 km (cien kilómetros ida y vuelta).

El digestato deshidratado o biosólido, es almacenado por un periodo de 12 meses y luego se esparce según recomendaciones de la literatura [17]. Tanto su almacenamiento como su esparcimiento generan emisiones al aire y al agua que fueron cotempladas en el inventario. Se estimaron a partir de las directrices del Panel Intergovernmental de Cambio Climático (IPCC) [8], en base a Brentrup et al. [3] las emisiones al agua del nitrógeno y en base a Rossier et al. [26] para el fósforo.

Los productos evitados en esta etapa están relacionados a la cantidad de fertilizante mineral utilizado en las plantaciones de eucaliptus. Según estudios realizados en plantaciones de la región, se estima que la cantidad de fertilizante necesario es de 50 kg de urea por hectárea y 110 kg de superfosfato triple por hectárea [15].

Tabla 5.4: Inventario anual de la etapa 4: Manejo del digestato

Entradas	Unidad	Escenario 1	Escenario 2	Escenario 3
Digestato	t	125871	125469	195360
Energía eléctrica	kWh	15505	15330	36792
Diésel - Transporte biosólido	l	74015	72198	198023
Salidas				
Biosólido (20 %TS)	t	16371	15969	43800
Agua deshidratación reciclo	t	109500	109500	151560
<i>Emisiones al aire</i>				
N ₂ O	t	5,4	5,4	9,9
<i>Emisiones al agua</i>				
N ₂ O	t	2,8	2,8	5,11
Fosfatos	t	0,6	0,6	1,1
<i>Productos evitados</i>				
Urea	t	505	505	922
Superfosfato triple	t	128	128	200

Fuente: Elaboración propia

Etapa 5 En la Tabla 5.5, se muestra que en la etapa 5, ingresa el biogás generado en la etapa 3. El mismo es quemado en un sistema CHP que provee tres corrientes principales [4]:

- Energía eléctrica (EE) para satisfacer el consumo dentro de la planta.
- Gases calientes (EG) que están a temperaturas por encima de los 400 °C y pueden recuperarse en una caldera para producir vapor para procesos que lo requieran dentro de la planta, como la hidrólisis térmica y el secado térmico de los fangos.
- Agua caliente (HW) que proviene de los circuitos de refrigeración de los motores y se puede utilizar para cualquier demanda de calor de baja temperatura en la planta, tal como la calefacción del digestor.

En el sistema CHP, se estima una eficiencia eléctrica de 33 % y térmica de 55 % (25 % EG y 30 % HW), esto es un rendimiento global de 88 %, según los valores típicos de los motores comerciales. Para los cálculos se definieron todos los sustratos y el agua

requerida a una temperatura inicial de 20 °C y una capacidad calorífica constante igual a la del agua (4,18 kJ/kg/K), que es el más desfavorable valor. El valor calorífico de metano es 11 kWh/Nm³ [29]. En el caso de las calderas para producir vapor a partir de EG, se consideró una eficiencia de transferencia térmica del 90 %.

Tabla 5.5: Inventario anual de la etapa 5: Generación de energía eléctrica y térmica a partir del biogás

Entradas	Unidad	Escenario 1	Escenario 2	Escenario 3
Biogás	t	1879	2281	5390
Salidas				
Energía eléctrica	kWh	4571843	5540284	11884937
Agua caliente	kWh	4151810	5031277	10793022
Vapor	t	4168	5051	10836
<i>Emisiones al aire</i>				
CO ₂	t	3334	4042	9572
SO ₂	t	47	57	136
CO	t	1,85	2,25	5,31
NO _x	t	0,95	1,12	2,65

Fuente: Elaboración propia

5.2.1.1. Resultados

Las Figuras 5.5, 5.6 y 5.7, presentan los resultados del LCA para los escenarios 1, 2 y 3, respectivamente. En el eje vertical positivo, se muestra la contribución negativa (y la contribución positiva en el eje negativo), de cada etapa a los impactos, en términos porcentuales.

En los 3 se observa la misma tendencia, los beneficios están principalmente asociados a la etapa 4, y los aspectos nocivos a la etapa 1 en todas las categorías evaluadas; excepto en GWP, que recibe una fuerte contribución negativa de la etapa 5, que se explica por las emisiones al aire que genera la quema del biogás.

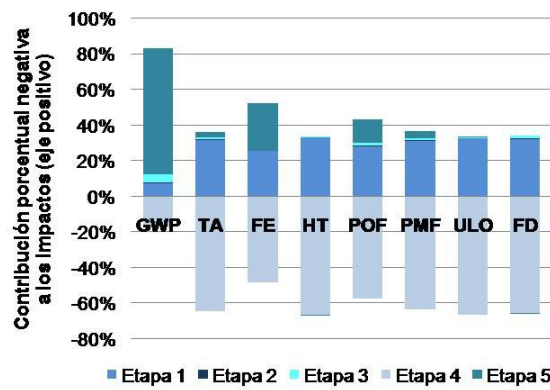


Figura 5.5: LCA - Escenario 1. Contribución porcentual de cada etapa a las distintas categorías de impacto evaluadas

Fuente: Elaboración propia

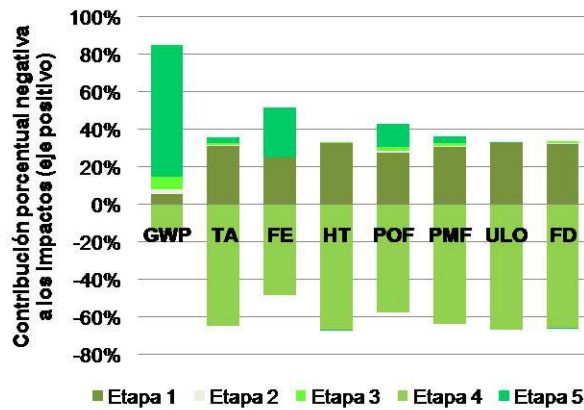


Figura 5.6: LCA - Escenario 2. Contribución porcentual de cada etapa a las distintas categorías de impacto evaluadas

Fuente: Elaboración propia

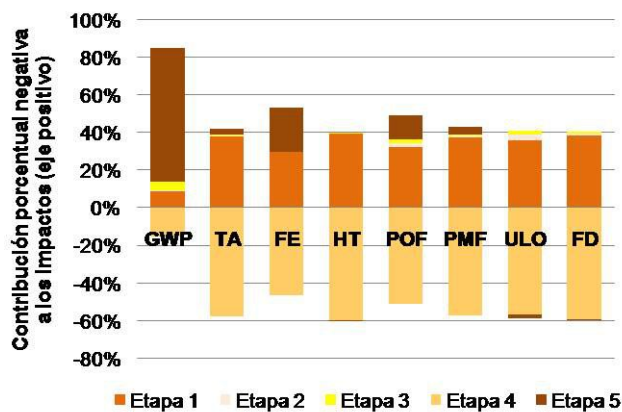


Figura 5.7: LCA - Escenario 3. Contribución porcentual de cada etapa a las distintas categorías de impacto evaluadas

Fuente: Elaboración propia

Etapa 1 La Figura 5.8, corresponde a la etapa 1. Aquí se observa que los tres escenarios contribuyen de manera similar a los impactos en todas las categorías. La única diferencia es el consumo de energía eléctrica. En los escenarios 1 y 2 el consumo eléctrico es igual y sin embargo, una contribución inferior del escenario 2 se observa en la categoría GWP. Esto puede explicarse porque la hidrólisis térmica del WAS produce más biogás y energía dentro de la planta para abastecer el consumo de la etapa 1 (aunque no total). De la misma manera la contribución del escenario 3 a los impactos es la más baja de todas, porque el consumo de la etapa 1 es completamente abastecido por la energía generada dentro de la planta (fuente 100 % renovable), sin tener que comprar energía de la red eléctrica, que tiene una fuerte componente fósil.

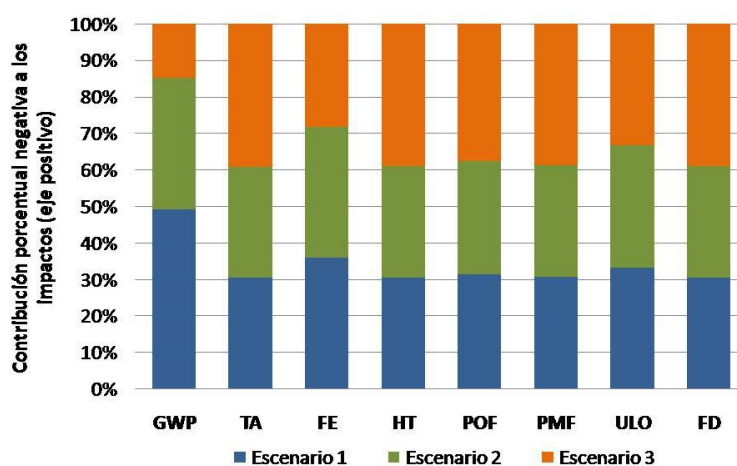


Figura 5.8: LCA - Escenario 1, 2 y 3 - Etapa 1. Contribución porcentual de la etapa 1 a las distintas categorías de impacto evaluadas

Fuente: Elaboración propia

Etapa 2 En la etapa 2 de acondicionamiento de los sustratos a digerir, no se contemplaron salidas al entorno. Los impactos ambientales de esta etapa (Figuras 5.5, 5.6 y 5.7), están asociados a los consumos.

Los escenarios 1 y 3 poseen un bajo consumo de energía eléctrica para espesar el fango, comparado con el escenario 2 que requiere un espesado más efectivo del WAS para someterlo a hidrólisis térmica. Por otro lado, en el escenario 3 se incorporan 73000 t de OFMSW y el transporte de la misma a la planta de AD que consume combustibles fósiles (diésel). A pesar de que el escenario 1 y 2 trabajan con el mismo fango, algunas diferencias podrían explicarse porque el escenario 2 consume vapor, aunque el mismo es generado en la etapa 5.

Etapa 3 Igual que en la etapa 2, en la etapa 3 de AD, no se contemplaron salidas al entorno y los impactos ambientales de esta etapa (Figuras 5.5, 5.6 y 5.7), están asociados a los consumos.

La contribución de los escenarios 1 y 2 es similar en todas categorías, pues consumen la misma cantidad de energía eléctrica de la red. Los beneficios del escenario 3, se deben a que la energía eléctrica consumida proviene en su totalidad de fuentes renovables.

Etapa 4 La Figura 5.9 muestra que los tres escenarios contribuyen de manera similar a todos los impactos de la etapa 4. Es importante destacar que el signo negativo en todas las categorías indica que los tres escenarios introducen cambios benéficos y están asociados a la producción de un fertilizante orgánico y el remplazo de fertilizantes sintéticos. En la etapa 4, tanto el escenario 1 y 2 utilizan energía eléctrica que proviene de la red, mientras que el escenario 3 consume la energía eléctrica generada dentro del mismo escenario. Como consecuencia, no se observan grandes diferencias entre los dos primeros, pero si, diferencias leves (mayores beneficios) con el escenario 3.

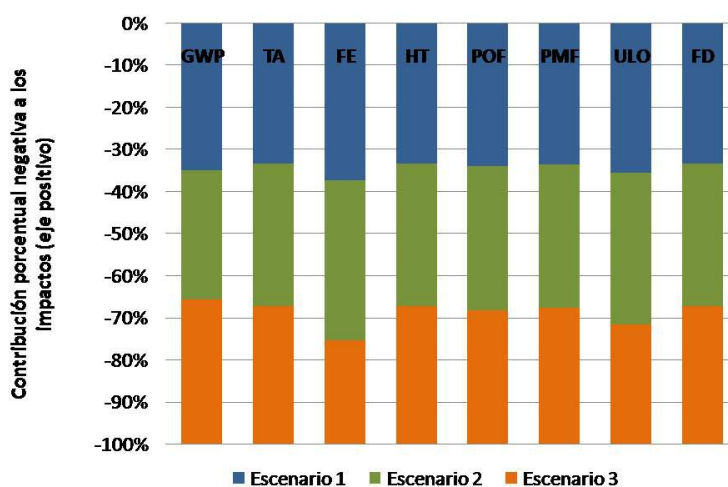


Figura 5.9: LCA - Escenario 1, 2 y 3 - Etapa 4. Contribución porcentual de la etapa 4 a las distintas categorías de impacto evaluadas

Fuente: Elaboración propia

Etapa 5 Tal como ocurre en la etapa 4, en la etapa 5 (Figura 5.10) los tres escenarios contribuyen de manera similar a todos los impactos. Los resultados positivos en las categorías HT y FD se pueden explicar porque no hay consumo de combustibles fósiles, sino que los productos se generan a partir de fuentes renovables: biogás. Las contribuciones negativas, se deben fundamentalmente a las emisiones locales al aire producto de la eficiencia eléctrica y térmica del sistema CHP.

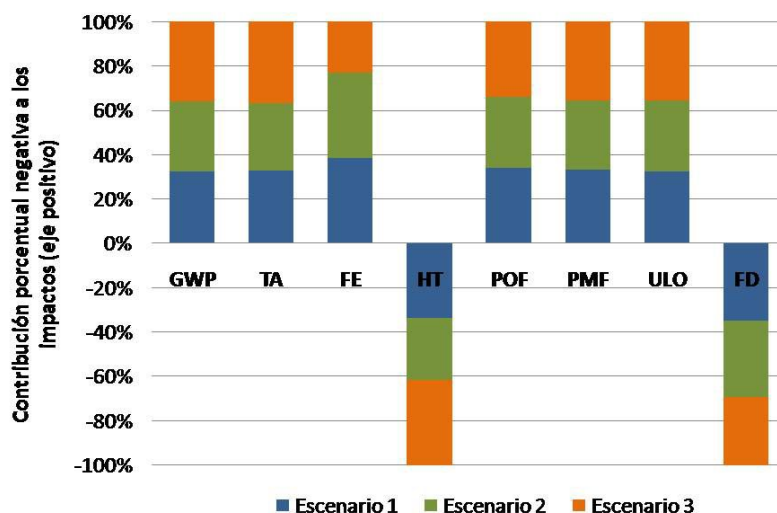


Figura 5.10: LCA - Escenario 1, 2 y 3 - Etapa 5. Contribución porcentual de la etapa 5 a las distintas categorías de impacto evaluadas

Fuente: Elaboración propia

Por último, la comparación de los tres escenarios entre sí, sin hacer una diferenciación por etapas se muestra en la Figura 5.11. Los beneficios en cada etapa, se contrarrestan con los aspectos negativos para dar el impacto de todo el escenario en cada categoría. Tal como se observa, el impacto ambiental total es predominantemente benéfico, excepto en una categoría.

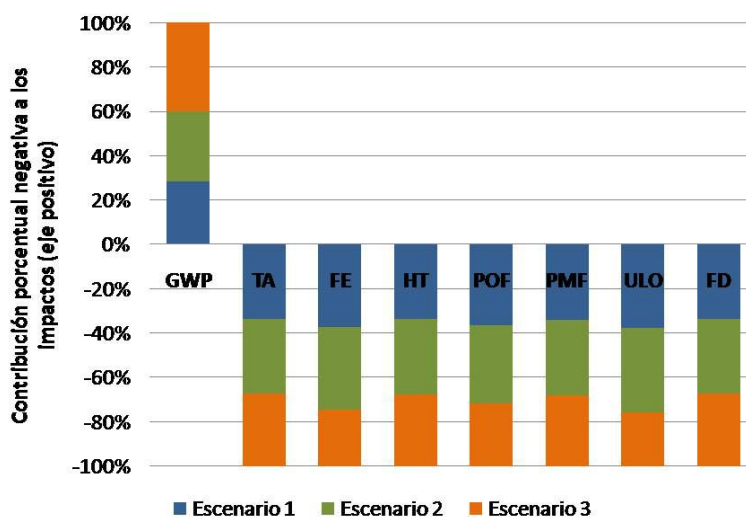


Figura 5.11: LCA - Escenario 1, 2 y 3 - Total. Contribución porcentual de cada escenario a las distintas categorías de impacto evaluadas

Fuente: Elaboración propia

Los tres escenarios impactan negativamente en GWP y el aporte del escenario 3 es mayor; lo cual sugiere que los beneficios de generar energía suficiente para abastecer

el consumo interno de la planta son comparables al gran impacto de transportar e incorporar la OFMSW y a las emisiones generadas por la baja eficiencia del sistema CHP.

La contribución positiva en las restantes categorías, puede explicarse por el beneficio que supone el tratamiento de los residuos en la remoción de materia orgánica y nutrientes y la posibilidad de generar productos con valor dentro y fuera de las instalaciones.

5.2.2. Escenario 1, 2 y 3: Análisis energético

Además del análisis ambiental de los tres escenarios, se llevó a cabo el balance energético. Para ello, se convirtieron los distintos tipos de energía en una única unidad de medida. Como muestra la Tabla 5.6 toda la energía se expresa en términos de kWh. El signo + representa energía producida, y el signo – representa la energía consumida en cada etapa y por escenario. Para el vapor se utilizó un factor de conversión de 487,3 kcal/kg vapor y 860 kcal/kWh [9]. Y para el diésel se utilizó un factor de conversión de 10 kWh/l_{diésel} [19].

Tabla 5.6: Escenario 1, 2 y 3: Energía anualmente utilizada en las distintas etapas del proceso

Tipo de energía	Unidad	Escenario 1	Escenario 2	Escenario 3
<i>Etapa 1: WWTP</i>				
Energía eléctrica	kWh	-9811200	-9811200	-10469952
<i>Etapa 2: Acondicionamiento del sustrato a digerir</i>				
Energía eléctrica	kWh	-7008	-13140	-7008
Diésel	kWh	0	0	-660080
Vapor	kWh	0	-2759478	0
<i>Etapa 3: Digestión anaeróbica</i>				
Energía eléctrica	kWh	-613200	-613200	-963600
HW	kWh	-2149265	-2149265	-3370325
<i>Etapa 4: Acondicionamiento del digestato</i>				
Energía eléctrica	kWh	-15505	-15330	-36792
Diésel	kWh	-7401500	-7219800	-19802300
<i>Etapa 5: Sistema CHP</i>				
CHP - EE	kWh	+4571843	+5540284	+11884937
CHP - HW	kWh	+4151810	+5031277	+10793022
CHP - Vapor	kWh	+2361705	+2862038	+6139980

Fuente: Elaboración propia

5.2.2.1. Resultados

Se utilizaron diagramas de Sankey para presentar la distribución de los flujos de energía anuales (expresados en kWh), en los escenarios 1, 2 y 3 (Figura 5.12, 5.13 y 5.14, respectivamente). A la derecha del diagrama, se presentan las fuentes de energía con las cuales se abastece el consumo, diferenciado por etapas a la izquierda del diagrama. En los tres escenarios, hay un consumo de combustibles fósiles (en la etapa 4) para transportar el biosólido que se aplicará como acondicionador de suelo forestal a una distancia de 50 km. Esta fuente de energía implica una entrada desde fuera de los límites del sistema y es mayor en el escenario 3 que incluye el transporte de la OFMSW (en la etapa 2), desde la planta generadora hasta las instalaciones de digestión.

El vapor y el HW generado en el sistema CHP, dentro de la planta, son suficientes para abastecer la demanda interna, y queda un excedente que podría ser útil para otros procesos. En el caso del escenario 2, la etapa 2 consume casi todo el vapor que se genera dentro de la planta, quedando muy poco vapor disponible.

Por último, la EE generada en el sistema CHP, dentro de la planta es suficiente para abastecer el consumo eléctrico total del escenario 3, quedando una pequeña fracción disponible. Mientras que, en los escenarios 1 y 2, no alcanza para cubrir la demanda de la etapa 1, y es necesario importar energía eléctrica de la red.

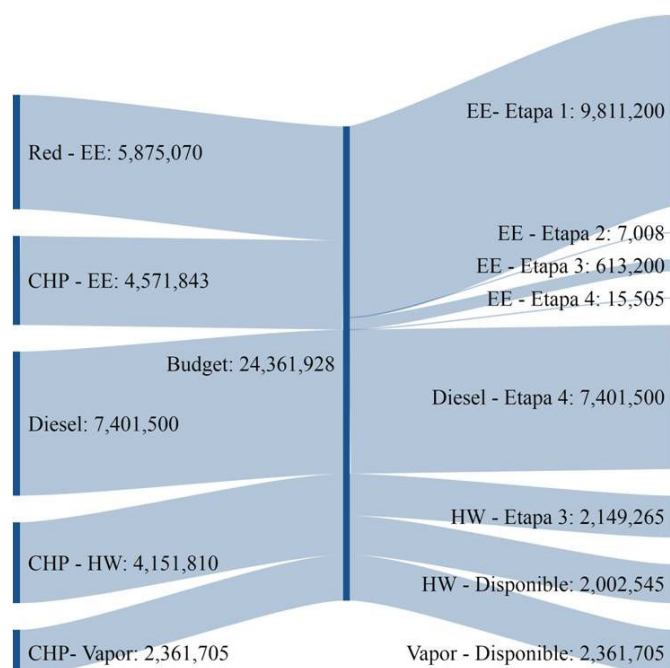


Figura 5.12: Escenario 1. Diagrama de Sankey

Fuente: Elaboración propia

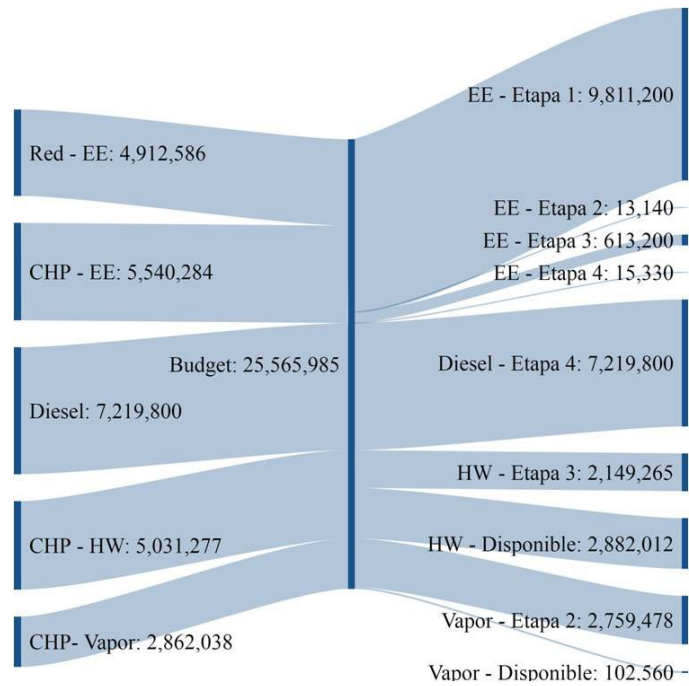


Figura 5.13: Escenario 2. Diagrama de Sankey

Fuente: Elaboración propia

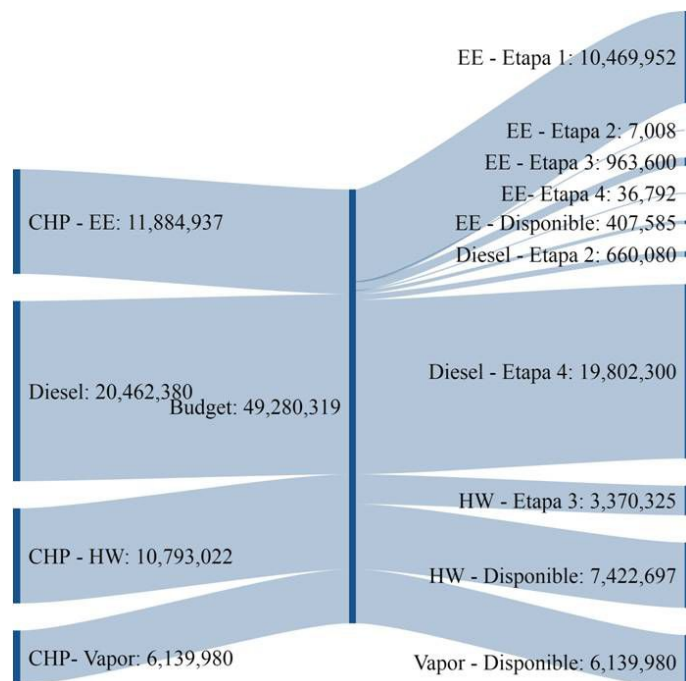


Figura 5.14: Escenario 3. Diagrama de Sankey

Fuente: Elaboración propia

5.2.3. Escenario 1, 2 y 3: Conclusiones

El estudio energético y ambiental del escenario 1, 2 y 3, demostró que el proceso de digestión centralizada (escenario 3), con alto contenido en sólidos es un candidato ade-

cuado para la producción neta de energía renovable, y es capaz de abastecer la demanda de energía eléctrica del tratamiento aeróbico del agua residual.

El impacto ambiental total de los tres escenarios es predominantemente benéfico. El tratamiento de los residuos, reduce la cantidad de materia orgánica y nutrientes que son vertidos a los cursos de agua, y mediante la generación de productos comercializables como el biogás y el digestato, permite remplazar el uso de combustibles fósiles y fertilizantes sintéticos por fuentes renovables y abundantes en todo centro urbano.

El impacto del escenario 1 y 2 en la categoría GWP puede explicarse por el consumo de energía eléctrica proveniente de fuentes no-renovables y el transporte por carretera (consumo de combustibles fósiles) del biosólido. Por otro lado, el escenario 3 ejerce un impacto similar aún habiendo integrado la energía renovable generada dentro de la planta, sin consumo externo. Esto se explica porque además del consumo de combustibles fósiles para el transporte del biosólido, se requiere transportar la OFMSW desde donde se genera, hasta la planta de digestión. Lo cual permite comprender la magnitud del impacto y la necesidad de re-diseñar las estrategias de transporte de materiales (materia prima y productos) por largas distancias.

5.3. Escenario 4: Análisis ambiental, energético y económico

Para una población de 35000 habitantes, la Figura 5.15 muestra las etapas o subsistemas que constituyen los límites y el alcance del escenario 4. Incluye la opción 2 de los casos de AD planteados para 35000 habitantes en el Capítulo 4 (etapa 2), pero además contempla la recolección y transporte de los sustratos a digerir (etapa 1), el manejo del digestato (etapa 3, se contemplan dos opciones) y el tratamiento y uso del biogás (etapa 4). En esta última, se contemplan dos opciones de aprovechamiento del biogás.

5.3.1. Escenario 4: Análisis ambiental

El objetivo del análisis ambiental del escenario 4, es evaluar el impacto asociado a cada etapa de la producción de biogás, a partir de la CoAD de fango, OFMSW y glicerol (BDW), dos opciones de utilización del digestato y del biogás generado, tal como muestra la Figura 5.15. La unidad funcional elegida fue la cantidad de materia orgánica

(sustrato) digerida anualmente: 21000 t. A continuación se presenta la descripción del inventario por etapa.

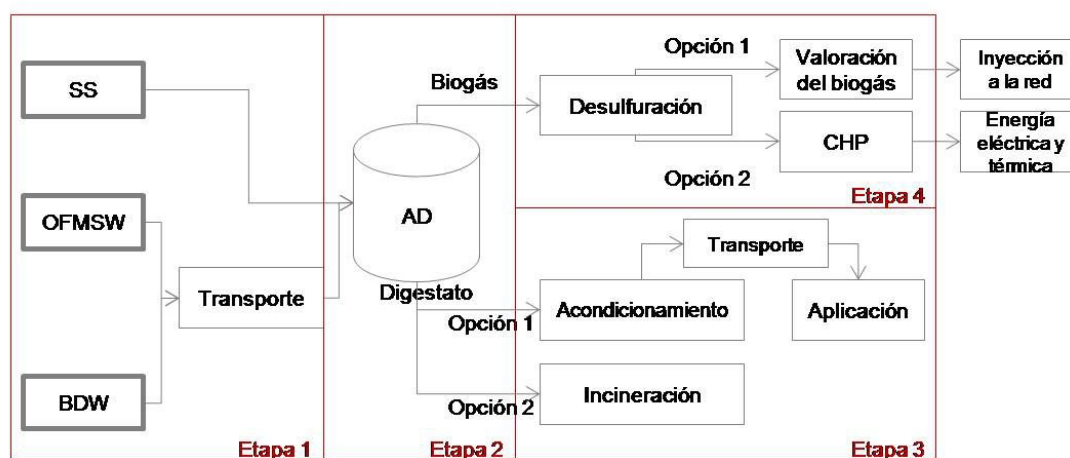


Figura 5.15: Escenario 4. Límites y alcance del sistema estudiado

Fuente: Elaboración propia

Etapa 1 La Tabla 5.7 presenta el inventario anual de la etapa 1, que incluye las entradas y salidas asociadas a:

- Recolección de los residuos sólidos municipales. Un único camión los transporta hacia un relleno sanitario que dista a a 5 km de la ciudad (en total recorre 155 km diarios).
- Generación de OFMSW. Para el consumo eléctrico de la clasificación, molienda y prensado, se utilizaron datos de una planta real ubicada en la Provincia de Santa Fe, y se extrapolaron los valores para la cantidad generada en la localidad bajo estudio.
- Transporte de la OFMSW. Se consideró que la planta de generación está ubicada a 9 km. de la planta de AD.
- Generación del fango. El consumo eléctrico asociado a la generación del fango, se simuló en el software SuperPro[®] asumiendo una WWTP con valores de entrada de la localidad estudiada.
- Transporte del fango. Se asume que la AD se lleva a cabo en la WWTP donde se genera, por lo cual no se contempla un transporte de larga distancia del fango.
- Transporte del BDW. Se consideró que la planta de biodiésel se encuentra a 50 km. de la planta de AD.

Tabla 5.7: Inventario anual de la etapa 1: Recolección y transporte del sustrato a digerir

Entradas		
Energía eléctrica	kWh	82473,6
Diésel - transporte OFMSW	l	2349,83
Diésel - transporte BDW	l	1826,15
Salidas		
Sustrato a digerir	t	21072,48

Fuente: Elaboración propia

Etapa 2 En la etapa 2 de CoAD, se utilizó el software GPS-X[®] para evaluar la calidad y cantidad de productos (biogás crudo y digestato) y el SuperPro[®] para realizar los cálculos energéticos relacionados al proceso, los detalles pueden corroborarse en la Sección 4.2 del Capítulo 4. La Tabla 5.8 presenta el inventario anual de esta etapa.

Tabla 5.8: Inventario anual de la etapa 2: Co-digestión anaeróbica

Entradas		
Sustrato a digerir	t	21072
Agua de reciclado	t	1650
Energía eléctrica	kWh	97267
Gas natural	m ³	54324
Salidas		
Digestato	t	21707
Biogás crudo	t	1015

Fuente: Elaboración propia

Etapa 3 En la etapa 3 se incluye el acondicionamiento, transporte y uso del sustrato digerido o digestato. Se plantearon dos opciones de uso final:

- Opción 1: Como fertilizante orgánico, la Tabla 5.9 presenta las entradas y salidas asociadas a esta opción. Para poder aplicar el digestato con esparcidores de estiércol convencionales, se requiere una previa deshidratación hasta alcanzar concentraciones de sólidos entre 15-35 %, rango recomendado para ser aplicado a

la tierra [30].

El consumo energético de la deshidratación (para lograr un 30 % de sólidos totales en el producto), se estimó a partir de la simulación de un filtro banda con el software SuperPro[®]. El almacenamiento es por un periodo de 12 meses y luego se esparce como acondicionador del suelo forestal según recomendaciones de la literatura [17].

Para calcular el transporte al sitio en el que se aplicaría el digestato deshidratado, se supuso una plantación de eucaliptus que dista a 70 km de la planta. Tanto su almacenamiento como su esparcimiento generan emisiones a la atmósfera que fueron contempladas en el inventario. Durante el almacenamiento, se contempló la emisión de un 10 % adicional del biogás contabilizado en la etapa 2, según la recomendación de la literatura [22]. Las emisiones al aire generadas por el fertilizante esparcido en las plantaciones se estimaron a partir de las directrices del IPCC [8]. Los productos evitados en esta etapa están relacionados a la cantidad de fertilizante mineral utilizado en las plantaciones de eucaliptus. Según estudios realizados en plantaciones de la región [15], se estima que la cantidad de fertilizante necesario es de 50 kg de urea por hectárea y 110 kg de superfosfato triple por hectárea. El contenido de nitrógeno del digestato, permitiría cubrir la demanda de nitrógeno de 1100 hectáreas; pero no la de fósforo. La cantidad de fertilizante sintético evitado se muestra en la Tabla 5.9.

- Opción 2: La incineración del digestato, la Tabla 5.10 presenta las entradas y salidas asociadas a esta opción. Para poder incinerar el digestato y que el mismo sea el material combustible, fue necesario simular una previa deshidratación hasta alcanzar una concentración de sólidos entre 30-50 % [30].

El consumo energético de la deshidratación (para lograr un 50 % de sólidos totales en el producto), se estimó a partir de la simulación de un filtro banda con el software SuperPro[®]. Con esta opción se redujeron los volúmenes a transportar a la planta de incineración, que se asume a 70 km. Las emisiones al aire generadas durante la incineración fueron calculadas utilizando las directrices del IPCC [8], la cantidad de energía y cenizas generadas durante el proceso fueron estimadas a partir de información de la literatura [30] y presentadas en la Tabla 5.10.

Tabla 5.9: Inventario anual de la etapa 3: Manejo del digestato (opción 1: Fertilizante orgánico)

Opción 1: Entradas		
Digestato	t	21707
Energía eléctrica	kWh	668
Diésel - transporte fertilizante	l	21923
Diésel - esparcimiento fertilizante	l	4110
Opción 1: Salidas		
Fertilizante orgánico	t	6927
Agua de reciclo	t	1650
<i>Emisiones al agua</i>		
Agua residual	t	13130
- COD	t	-1180,45
- TKN	t	-1
- PO ₄ -P	t	-0,59
N ₂ O	t	0,31
Fosfato	t	0,02
<i>Emisiones al aire</i>		
N ₂ O	t	0,6
CH ₄	t	35,53
CO ₂	t	65,98
<i>Productos evitados</i>		
Superfosfato triple	t	3,57
Urea	t	53,05
<i>Emisiones evitadas</i>		
CO ₂ (al aire)	t	40,81
N ₂ O (al aire)	t	0,56
Fosfato (al agua)	t	0,02
N ₂ O (al agua)	t	0,31

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.10: Inventario anual de la etapa 3: Manejo del digestato (opción 2: Incineración)

Opción 2: Entradas		
Digestato	t	21707
Energía eléctrica	kWh	794
Diésel - transporte digestato seco	l	13161
Opción 2: Salidas		
Digestato a incinerar	t	4158,5
Agua de reciclo	t	1650
Cenizas	t	1247,57
<i>Emisiones al agua</i>		
Agua residual	t	15898,5
- COD	t	-1131,04
- TKN	t	-2,14
- PO ₄ -P	t	-0,72
<i>Emisiones al aire</i>		
N ₂ O	t	4,12
CO ₂	t	3812

Fuente: Elaboración propia

Etapa 4 El biogás generado en la etapa 2, es la entrada de la etapa 4 en donde se analizan dos opciones: opción 1) la purificación del biogás para ser inyectado a la red de gas natural; y, opción 2) la quema del biogás en un moto-generador para generación de energía eléctrica y térmica. En ambas se elimina el H₂S de la corriente de biogás crudo, mientras que en la primera opción se requiere además, la eliminación del CO₂. Las Tablas 5.11 y 5.12 presentan el inventario de entradas y salidas asociadas a las opciones 1 y 2 consideradas, respectivamente.

Tabla 5.11: Inventario de la etapa 4: Tratamiento del biogás (opción 1: Inyección de metano a la red)

Opción 1: Entradas		
Biogás crudo	t	1015
Energía eléctrica	kWh	616002
Gas natural	m ³	65196
Reposición de agua	t	790
Reposición de agua de proceso	t	1057
Opción 1: Salidas		
CH ₄	t	397,5
CO ₂ Capturado	t	592,7
<i>Emisiones al agua</i>		
Agua residual	t	1847
- NO ₂	t	7,39
- N ₂	t	4,5
- Sulfato	t	18,5
- Azufre	t	6,2
<i>Emisiones al aire</i>		
CH ₄	t	11,7
H ₂ S	t	0,003

Fuente: Elaboración propia

El proceso de remoción de H₂S se simuló en el software SuperPro[®] por biofiltración en condiciones anóxicas y recirculado con una corriente acuosa rica en nitrato reciclada de la planta de tratamiento de aguas residuales; esto se hizo en base a experiencias similares (con una eficiencia de remoción de H₂S del 99 %) publicadas en la literatura [28]. Con el mismo programa se simuló la remoción de CO₂ por absorción-desorción con agua como solvente, ya que demostró ser la opción más económica y con menor impacto ambiental en estudios previos [20]. La simulación se hizo asumiendo una remoción de CO₂ del 98 %, una remoción del H₂S remanente del 45 % y asumiendo que las pérdidas de metano fueron del 3 %.

En cuanto a la opción 2 de generación de energía eléctrica, los cálculos se realizaron a partir de un moto-generador con una eficiencia de conversión eléctrica de 39 % y

de conversión térmica del 45 %. Las emisiones relacionadas se obtuvieron a partir de información proporcionada por el fabricante del equipo.

Tabla 5.12: Inventario anual de la etapa 4: Tratamiento del biogás (opción 2: Generación de energía eléctrica)

Opción 2: Entradas		
Biogás crudo	t	1015
Energía eléctrica	kWh	351
Gas natural	m ³	45127
Reposición de agua	t	790
Opción 2: Salidas		
Potencia eléctrica	kWh	2404718
Energía térmica	kWh	2722754
<i>Emisiones al agua</i>		
Agua residual	t	790
- NO ₂	t	7,39
- N ₂	t	4,5
- Sulfato	t	18,5
- Azufre	t	6,2
<i>Emisiones al aire</i>		
CO ₂	t	1683,6
SO ₂	t	0,01
CO	t	2,92
NO _x	t	1,46

Fuente: Elaboración propia

Disposición final de la OFMSW en relleno sanitario A pesar de que en la localidad bajo estudio no hay relleno sanitario, y tampoco se lleva a cabo la separación de los residuos sólidos municipales. Se asume que en la ciudad bajo estudio existe un relleno sanitario donde se separa la OFMSW para su disposición final. Para incorporar al análisis los impactos asociados a esta práctica y resaltar la importancia de las alternativas tendientes a aprovechar el recurso.

5.3.1.1. Resultados

Etapa 1 En la Figura 5.16 se presenta la contribución de la etapa 1: recolección y transporte de los sustratos a digerir, a las distintas categorías de impacto evaluadas. Los impactos asociados al transporte de los sustratos influyen principalmente en las categorías HT, POF y ULO. Mientras que el uso de electricidad para la separación de la OFMSW, influye fuertemente en el resto de las categorías; y se debe a la gran componente fósil a partir de la cual se obtiene electricidad. Las prácticas de separación en origen permitirían reducir los impactos asociados a esta etapa, además de obtener una mejor calidad de sustrato.

Etapa 2 La Figura 5.17 muestra la contribución de la etapa 2 de CoAD, a las distintas categorías de impacto evaluadas. Se observa que el mayor aporte se debe al uso de gas natural requerido para calentar el digestor en los meses más fríos. La integración energética dentro de la planta reduciría estos impactos, mediante aprovechamiento de la energía térmica generada en otras etapas.

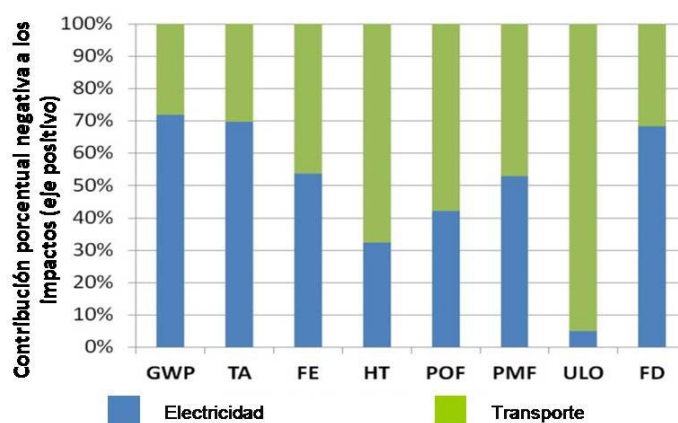


Figura 5.16: LCA - Escenario 4 - Etapa 1. Contribución porcentual de la etapa 1 a las distintas categorías de impacto evaluadas

Fuente: Elaboración propia

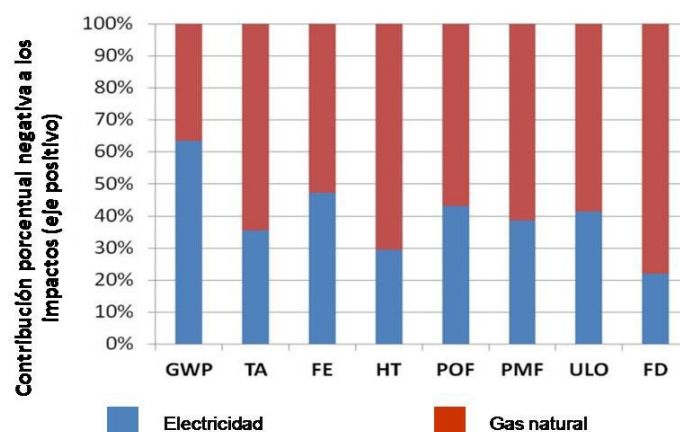


Figura 5.17: LCA - Escenario 4 - Etapa 2. Contribución porcentual de la etapa 2 a las distintas categorías de impacto evaluadas

Fuente: Elaboración propia

Etapa 3 La Figura 5.18 presenta los impactos asociados al uso del digestato como fertilizante orgánico. La mayor contribución está relacionada al transporte del digestato. Las emisiones generadas durante el almacenamiento y el esparcimiento del mismo contribuyen principalmente a las categorías GWP y FE. Sin embargo, las primeras podrían evitarse al almacenar en contenedores cerrados, pudiendo además capturar cantidades cercanas al 10 % del biogás generado durante la digestión [23].

El reemplazo de fertilizantes sintéticos (urea y superfosfato triple), reduce los impactos en todas las categorías, principalmente en TA, HT, PMF y FD debido al reemplazo total de la urea por un digestato que es más rico en nitrógeno que en fósforo.

La Figura 5.19 presenta los impactos asociados a la incineración del digestato. La electricidad utilizada para deshidratar el digestato, previo a la incineración, es despreciable. Por el contrario, el transporte del material a la planta incineradora impacta en las categorías HT, ULO y FD; aunque el volumen a transportar podría reducirse, eliminando aún más el contenido de agua del digestato, como contraparte aumentaría el consumo eléctrico, el espacio requerido o la cantidad de polielectrolito. Por último, las emisiones debidas al proceso de incineración ejercen un fuerte impacto en las categorías GWP, TA, FE, POF y PMF.

La Figura 5.20, presenta una comparación entre las opciones 1 y 2. El aporte de la opción 2, es negativo en todas las categorías evaluadas. La opción 1, de uso del digestato como fertilizante orgánico, es la mejor alternativa del punto de vista del análisis ambiental, y se utiliza para los cálculos, energéticos y económicos.

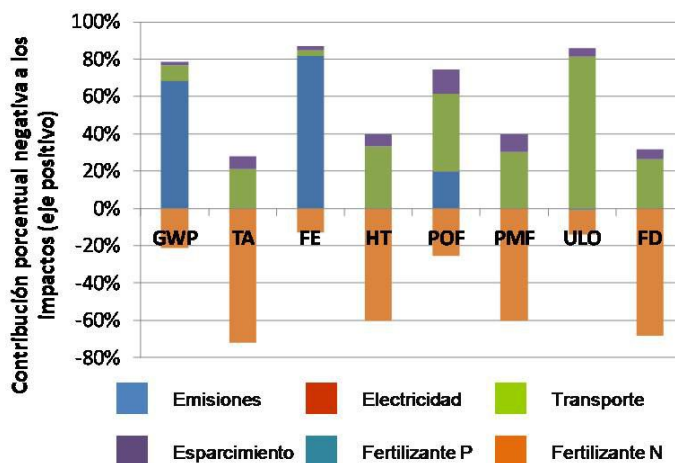


Figura 5.18: LCA - Escenario 4 - Etapa 3. Contribución porcentual de la etapa 3 a las distintas categorías de impacto evaluadas (opción 1)

Fuente: Elaboración propia

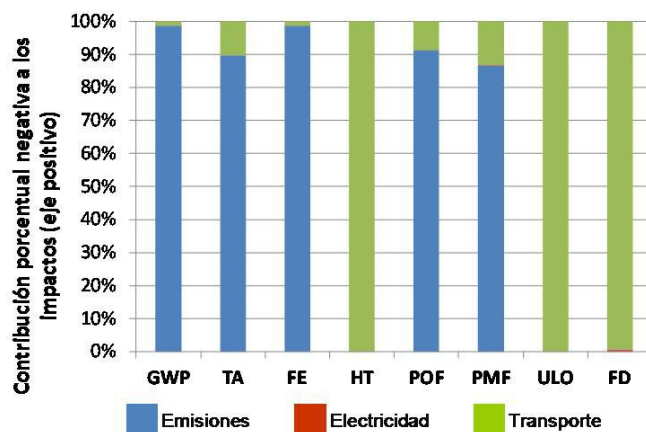


Figura 5.19: LCA - Escenario 4 - Etapa 3. Contribución porcentual de la etapa 3 a las distintas categorías de impacto evaluadas (opción 2)

Fuente: Elaboración propia

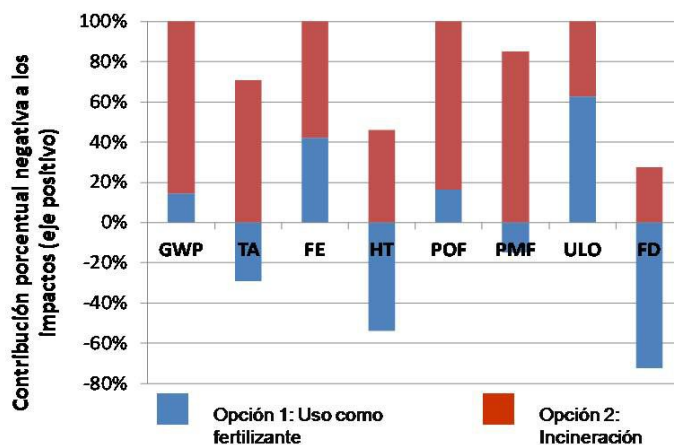


Figura 5.20: LCA - Escenario 4 - Etapa 3. Contribución porcentual de la etapa 3 a las distintas categorías de impacto evaluadas (opción 1 versus opción 2)

Fuente: Elaboración propia

Etapa 4 La Figura 5.21, presenta los impactos asociados al tratamiento de biogás para ser inyectado a la red de gas natural (opción 1) y la Figura 5.22 muestra los impactos que genera el tratamiento de biogás para ser quemado en un moto-generador y generar energía eléctrica y térmica. En la primera, se observa que la demanda de electricidad ocasiona los mayores impactos y en menor medida impacta el consumo de gas natural para calefaccionar el biofiltro. El bajo impacto de esta opción en la categoría GWP se explica por la captura de CO₂ durante el proceso. En la segunda opción, los mayores impactos están relacionados al consumo de gas natural para calefaccionar el biofiltro. La contribución en las categorías TA, POF y PMF, se debe a las emisiones del motogenerador.

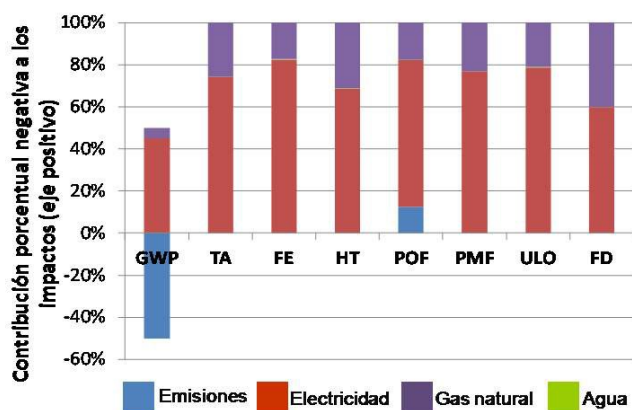


Figura 5.21: LCA - Escenario 4 - Etapa 4. Contribución porcentual de la etapa 4 a las distintas categorías de impacto evaluadas (opción 1)

Fuente: Elaboración propia

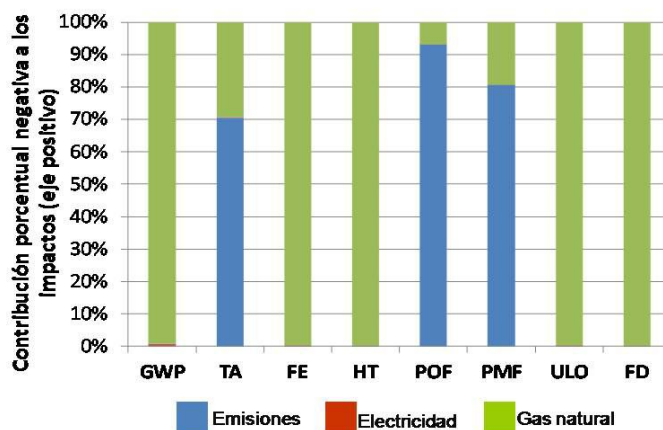


Figura 5.22: LCA - Escenario 4 - Etapa 4. Contribución porcentual de la etapa 4 a las distintas categorías de impacto evaluadas (opción 2)

Fuente: Elaboración propia

Disposición final en relleno sanitario Por último, se comparan los impactos generados por disposición final en relleno sanitario, con los procesos completos descritos en la etapa 1, 2, 3 (opción 1) y 4; y ésta última en sus dos opciones. En la Figura 5.23 se muestra en color azul el impacto que ocasionaría el simple depósito de los materiales en un relleno sanitario, en color rojo las 3 etapas evaluadas con la opción de producir metano para inyectar a la red de gas natural (etapa 4, opción 1), y en color verde las 3 etapas evaluadas con la opción de generar energía eléctrica y térmica (etapa 4, opción 2).

Los impactos de la primera, son considerablemente mayores en 5 de las 8 categorías analizadas: GWP, TA, POF, PMF, ULO. En las 4 primeras categorías, se explica por las emisiones de gases de efecto invernadero (y partículas) que se pierden a la atmósfera sin poder capturar ni aprovechar. Además, consume combustibles fósiles, para la maquinaria que opera permanentemente dentro del recinto. Y el impacto en la última categoría, se debe a las enormes extensiones de terreno que demanda un relleno sanitario.

Por otra parte, la contribución de la alternativa roja y verde en las categorías FE es similar, porque generan las mismas emisiones durante el almacenamiento del digestato y el esparcimiento como fertilizante orgánico, cosa que no ocurre al disponer la OFMSW en relleno sanitario. Finalmente, el aporte de la alternativa roja en las categorías HT y FD se explica por el alto consumo de energía en la etapa 4.

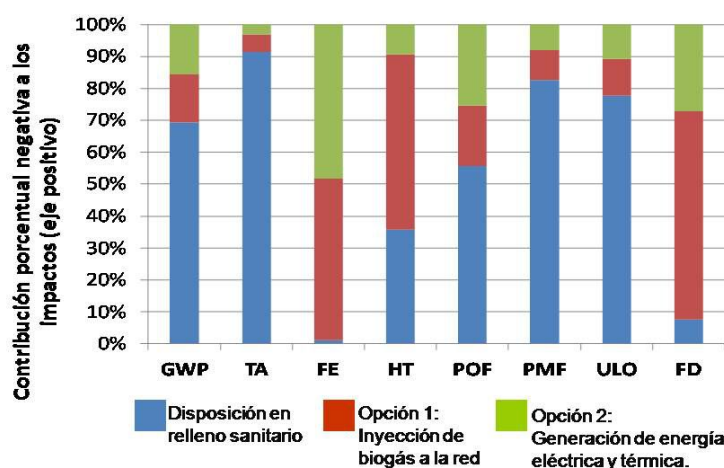


Figura 5.23: LCA - Escenario 4. Contribución porcentual a las distintas categorías de impacto: Comparación entre la disposición en relleno sanitario y la opción 1 y 2

Fuente: Elaboración propia

5.3.2. Escenario 4: Análisis energético

Para realizar el análisis energético, se convirtieron los distintos tipos de energía utilizados en cada etapa, en toneladas de petróleo equivalente (TEP) como muestra la Tabla 5.13. Los factores de conversión se obtuvieron de la Secretaría de Energía de la Nación [19]: 1 m³ de diesel, 1000 m³ de gas natural y 1 kWh, equivale a 0,88, 0,876 y 8,45·10⁻⁵ TEP, respectivamente.

Tabla 5.13: Escenario 4: Energía anualmente utilizada en las distintas etapas del proceso

Tipo de energía	Unidad	Cantidad	TEP
<i>Etapa 1: Recolección y transporte del sustrato</i>			
Diésel	l	317014,5	282,14
Energía eléctrica	kWh	175032,6	14,79
Total			296,93
<i>Etapa 2: co-digestión anaeróbica</i>			
Energía eléctrica	kWh	97267	8,22
Gas natural	m ³	54324,1	47,57
Total			55,79
<i>Etapa 3: Manejo del digestato. Opción 1</i>			
Energía eléctrica	kWh	668	0,06
Diésel	l	25808,8	22,97
Total			23,03
<i>Etapa 4: Tratamiento del biogás</i>			
<i>Opción 1</i>			
Energía eléctrica	kWh	616002	52,05
Gas natural	m ³	65196,5	57,09
Total			109,14
<i>Opción 2</i>			
Energía eléctrica	kWh	351,0	0,03
Gas natural	m ³	45127,6	39,52
Total			39,55

Fuente: Elaboración propia

5.3.2.1. Resultados

En base a la Tabla 5.13, se confeccionó el diagrama de Sankey que muestra cómo se distribuyen los flujos de energía (expresados en TEP) y cuáles son las contribuciones más importantes dentro de cada etapa. La Figura 5.24, muestra el diagrama de Sankey del sistema estudiado con la opción 1 de uso del biogás (etapa 4); y la Figura 5.25 presenta lo mismo para la opción 2.

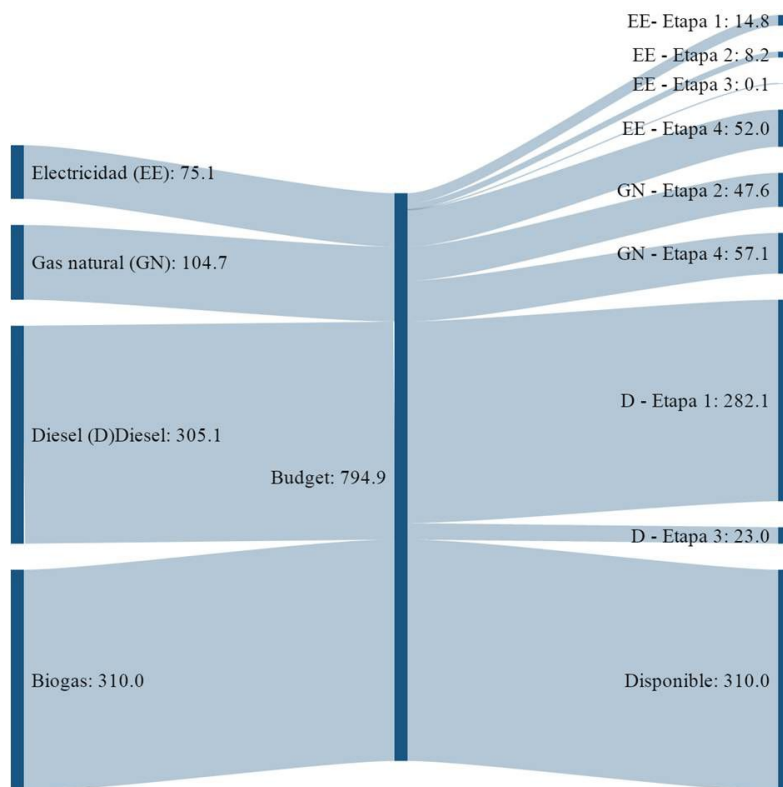


Figura 5.24: Escenario 4 - Etapa 4 (Opción 1). Diagrama de Sankey

Fuente: Elaboración propia

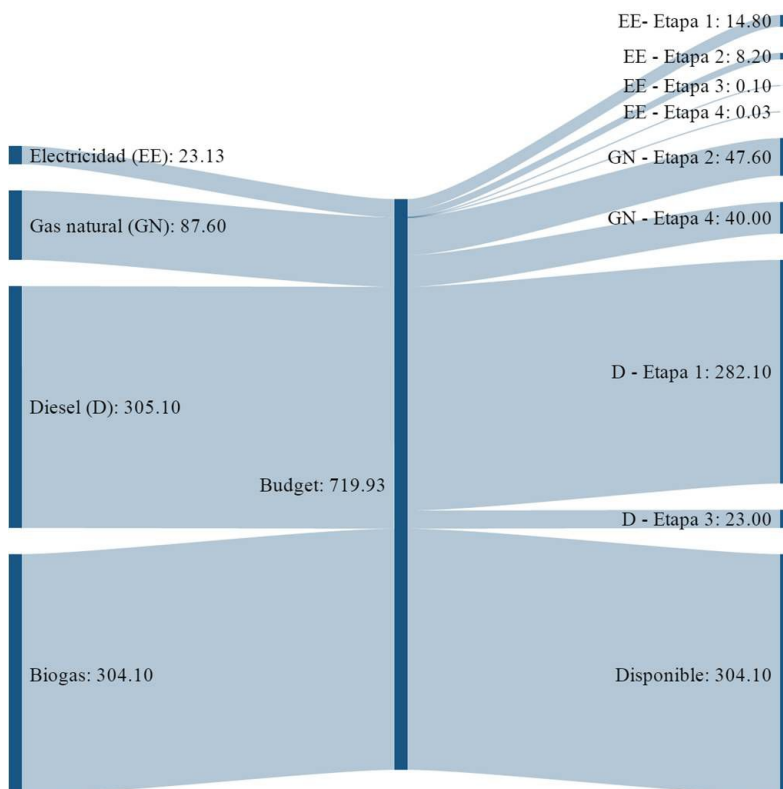


Figura 5.25: Escenario 4 - Etapa 4 (Opción 2). Diagrama de Sankey

Fuente: Elaboración propia

En las figuras se observa que la etapa de tratamiento de biogás (etapa 4) para inyectar a la red (opción 1), demanda la mayor cantidad de energía eléctrica para el funcionamiento de bombas y compresores; mientras que en la opción 2, no hay grandes consumos en la etapa 4; siendo la etapa 2, la que demanda la mayor cantidad de energía. A pesar de ello, hay un 2 % más de energía disponible en la primera opción. Esto está asociado a que la cantidad de energía generada por el motogenerador tiene una eficiencia de conversión eléctrica de 39 % y de conversión térmica del 45 %, resultando una eficiencia total del proceso del 84 %, mientras que la energía disponible en el proceso de generación de metano para inyectar a la red de gas natural es del 100 %.

5.3.3. Escenario 4: Análisis económico

Para llevar a cabo el análisis económico, se utilizó el software SuperPro[®] y los balances de masa y energía del sistema considerando las dos opciones de la etapa 4. El costo total de la planta (TPC) es la suma de los costos directos (TPDC) e indirectos (TPIC). Los directos incluyen los costos de adquisición de equipos, instalaciones, tuberías de proceso, instrumentación, aislamiento, edificios y construcciones, instalación eléctrica e instalaciones auxiliares; y los indirectos incluyen los costos de ingeniería y construcción que se asumen del 25 % y 35 % de los directos, respectivamente. El costo de capital fijo (FCC), es la suma de TPC y los honorarios y contingencia del contratista. Que se asume que es el 5 % y 10 % del TPC, respectivamente.

Para los cálculos del costo de operación anual (AOC), se asume que la planta está en funcionamiento 330 días al año y tiene una vida útil de 30 años. El tiempo de construcción se definió igual a 12 meses (en 2015), un período de arranque de 4.

Para el cálculo de los certificados de reducción de emisiones (CER) se consideró la cantidad de dióxido de carbono capturado en la opción 1 (inyección de metano a la red de gas natural) y el mitigado por la utilización de biogás en ambas opciones. Se utilizó para el cálculo un factor de conversión igual a 22,3 kg CO₂-eq/kg de CH₄ biogénico [10]. Para los CER se consideró un precio promedio en 2015, igual a 8,5 US\$/tCO₂ (5,21 US\$/tCO₂ en 2016) [7].

En base a la Resolución 1/2013, el costo de venta del metano biogénico se estableció igual al precio de gas natural inyectado al mercado interno, 7,5 US\$/MMBtu. El precio de venta de la energía eléctrica a la empresa de energía de la Provincia de Santa Fe, en abril de 2016 fue de 26,3 US\$/MWh. El precio de venta de la energía térmica generada en la opción 2, se asumió igual al precio del agua caliente, establecido por

defecto en el software utilizado. El precio de venta del digestato como fertilizante orgánico se obtuvo de la literatura [17], y fue actualizado al año 2015 a partir del índice de precios al consumidor de Estados Unidos, resultando así un valor de 79 US\$/t. Finalmente, los costos asociados a la disposición final en relleno sanitario se estimaron de acuerdo a los costos teóricos de las instalaciones de gestión integral de residuos sólidos urbanos en Argentina [16]. Puesto que los valores corresponden a 2005, el ajuste se hizo en base a la variación del índice de costos a la construcción publicados por el Instituto Nacional de Estadística y Censos [11]. En el cálculo se contemplaron los costos directos asociados a la adquisición de terreno y la construcción de los módulos de disposición, las instalaciones de tratamiento de lixiviado, y la infraestructura común (oficinas, servicios, caminos, etc.).

5.3.3.1. Resultados

En la Tabla 5.14, se resumen los costos en US\$ del sistema estudiado, con las dos variantes en la etapa 4. La segunda columna representa la opción 1, en la que el biogás se inyecta a la red de gas natural, y la tercera columna muestra los costos de la opción 2 que propone generar energía eléctrica y térmica.

Como puede verse, en términos económicos, ambas reciben un importante beneficio por generar productos comercializables a partir del aprovechamiento de residuos. Sin embargo, no es suficiente para cubrir todos los costos. En términos comparativos, la opción 2 es un 25 % más costosa.

En la Tabla 5.15 se comparan los costos asociados a la disposición final en relleno sanitario con el sistema estudiado y sus dos alternativas de aprovechamiento del biogás para inyectar a la red (opción 1) y producir energía eléctrica y térmica (opción 2). La tabla resume los costos de inversión, los costos de operación y los ingresos anuales. Los costos de inversión anual, se calcularon dividiendo el costo de inversión de la planta por su vida útil, que se asumió de 30 años para el sistema estudiado y sus dos alternativas de aprovechamiento del biogás y de 20 años para el relleno sanitario, donde cada módulo de disposición de la materia, tiene una vida útil de 4 años. También se incluye la diferencia entre los costos anuales y los ingresos, lo que permite estimar cuál es el costo final asociado a la implementación de estas alternativas.

La Tabla 5.15, muestra que la opción de disposición en relleno sanitario, es la alternativa más costosa en términos económicos. En comparación a la alternativa de generar energía eléctrica y térmica (que es la más costosa), la disposición en relleno sanitario

es un 93 % más cara.

Tabla 5.14: Resumen de los costos e ingresos anuales de las opciones 1 y 2 de aprovechamiento del biogás

	Opción 1	Opción 2
<i>Costo de capital fijo (FCC)</i>		
Costo directo total de la planta (TPDC)	199700	189400
Costo indirecto total de la planta (TPIC)	119800	113633
honorarios y contingencia del contratista	47933	45467
FCC total	367433	348500
<i>Costo de operación anual (AOC)</i>		
Mano de obra	347000	459000
Suministros	94000	16000
Transporte	274000	274000
Total AOC	715000	749000
<i>Ingresos</i>		
CERs	76281	66054
Biometano	137130	0
Fertilizante orgánico	497436	497436
Energía eléctrica	0	57098
Calor	0	13697
Ingresos total	710847	634285
Diferencia	371586	463215

Fuente: Elaboración propia

Tabla 5.15: Comparación de los costos anuales asociado a las distintas alternativas de tratamiento de los residuos

Relleno sanitario	
Costo de inversión (anual)	494864
Costo de operación	402046
Ingresos	0
Costo anual	896909
Inyección de biometano a la red	
Costo de inversión (anual)	387133
Costo de operación	715000
Ingresos	710847
Costo anual	371586
Generación de electricidad y calor	
Costo de inversión (anual)	367367
Costo de operación	749000
Ingresos	634285
Costo anual	463215

Fuente: Elaboración propia

5.3.4. Escenario 4: Conclusiones

El análisis ambiental permitió seleccionar la opción 1 en la etapa 3 de manejo del digestato. El uso como fertilizante orgánico frente al uso como material combustible para la incineración, reduce los aspectos nocivos y genera beneficios por la capacidad de reemplazar el uso de fertilizantes sintéticos.

En la etapa 4 la opción 1 de valoración del biogás para inyectar a la red se comparó con la opción 2 de utilización del biogás para generar energía eléctrica y térmica en un motogenerador. Además se analizaron los impactos asociados a la disposición final de la OFMSW en relleno sanitario. Esta última, es la peor alternativa en términos ambientales; mientras que las otras dos opciones contribuyen de manera similar a los impactos: En algunas categorías, el sistema que propone inyección de biogás a la red contribuye menos pero en otras más, y lo contrario ocurre con la opción 2.

En cuanto al balance energético, las Figuras 5.24 y 5.25, muestran que en ningún caso

la energía producida alcanza para los consumos en las distintas etapas. Si bien la opción 1 produce un 2 % más de energía respecto de la opción 2, la primera consume un 14 % más.

En términos económicos, los costos anuales asociados a las dos opciones estudiadas se reducen gracias a los ingresos que genera la producción de bienes comercializables y la reducción de emisiones de gases de efecto invernadero que son vendidos en el mercado como CER. Ingresos nulos se obtienen de la disposición final en relleno sanitario, y por ello los costos son los más elevados.

La opción de generar energía eléctrica y térmica a partir del biogás es más costosa y genera menos ingresos que la opción de valorar el biogás para inyectar a la red de gas natural. Sin embargo, en ningún caso, los beneficios alcanzan para cubrir los costos y hacer autosustentable a la propuesta.

5.4. Conclusiones

En el tratamiento aeróbico de las aguas residuales, se utilizan sistemas de aireación para producir un ambiente propicio para la degradación biológica; como contrapartida, tienen un consumo elevado de energía, generan emisiones de dióxido de carbono y N_2O (aunque de origen biogénico); y producen grandes cantidades de fangos que requieren estabilización. A todo eso, se asocian contribuciones negativas. Sin embargo, la remoción de contaminantes de la corriente líquida, se traduce en un beneficio a la hora de descargar a los cuerpos receptores naturales o evaluarse una alternativa de uso para riego u otro tipo de aprovechamiento del agua.

Por otro lado, la estabilización mediante AD se consideró por su capacidad de generar recursos renovables útiles a partir de residuos. El uso del sustrato digerido (digestato) como fertilizante orgánico, luego de su acondicionamiento (deshidratación), genera contribuciones positivas, por el reemplazo de fertilizantes sintéticos y sus emisiones; pero además, el transporte por carretera hacia los campos de aplicación causa contribuciones negativas por el consumo de combustibles fósiles.

En el escenario 2 se genera más cantidad de biogás (y más cantidad de energía) respecto del escenario 1 debido a la TH del WAS, pero a su vez consume más energía eléctrica en el espesado. Sin embargo, en ninguno es suficiente para abastecer el consumo eléctrico interno del sistema considerado. Por el contrario, con la energía térmica generada a

partir del biogás se pueden cubrir los consumos internos.

En el escenario 3 de CoAD de fango y OFMSW, se genera suficiente cantidad de energía eléctrica para abastecer el consumo interno de todo el sistema, y evitar el ingreso de energía de la red eléctrica que proviene principalmente de fuentes no-renovables, lo cual genera beneficios. En este escenario (tanto como en el 1) no hay consumo de vapor (porque no hay TH), con lo cual hay un excedente que podría comercializarse generando ingresos adicionales. El excedente de agua caliente en los 3 escenarios, también podría comercializarse siempre que su transporte no genere más impactos ambientales que su descarga al medio. El principal impacto asociado a este escenario es el transporte por carretera (consumo de combustibles fósiles) del co-sustrato hacia la planta de CoAD y el transporte del digestato hacia los campos de aplicación.

Entre los cuatro escenarios evaluados, se encontró que sólo mediante CoAD es posible generar más energía de la que consume todo el sistema propuesto; sin embargo, en el escenario 4 sigue sin alcanzar. Esto se puede explicar porque los límites del sistema considerado incluyen la recolección domiciliar de los residuos sólidos municipales y la separación en planta de la OFMSW, que demanda mucha energía. Por el contrario, en el escenario 3, solo se considera el transporte de la OFMSW desde la planta de residuos sólidos hasta la planta de tratamiento de aguas residuales y AD.

Desde el punto de vista ambiental, en el análisis de los 4 escenarios queda en evidencia que el consumo de energía de la red eléctrica (con fuerte componente no-renovable), las emisiones de CO₂, SO₂, CO, NO_x producidas en el sistema CHP y el consumo de combustibles fósiles para el transporte de materias primas y productos; generan el principal impacto. Por otra parte, el tratamiento de residuos siempre genera beneficios porque se reducen las emisiones directas al aire y al agua, por la posibilidad de reemplazar el uso de fertilizantes sintéticos para mejorar la calidad de los suelos.

Por último, el análisis económico del escenario de 35000 habitantes indica que ningún caso estudiado es una opción rentable, probablemente por los bajos costos que tiene la energía no-renovable actualmente en el país que no permite obtener mayores ingresos para cubrir los costos que implica el tratamiento de los residuos.

Bibliografía del capítulo

- [1] J. H. Ahn, S. Kim, H. Park, B. Rahm, K. Pagilla, and K. Chandran. N₂O emissions from activated sludge processes, 2008-2009: results of a national monitoring survey in the United States. *Environmental science & technology*, 44(12):4505–4511, 2010.
- [2] A. J. Balkema, H. A. Preisig, R. Otterpohl, and F. J. D. Lambert. Indicators for the sustainability assessment of wastewater treatment systems. *Urban Water*, 4:153–161, 2002.
- [3] F. Brentrup, J. Kiisters, J. Lammel, and H. Kuhlmann. Methods to estimate on-field nitrogen emissions from crop production as an input to LCA studies in the agricultural sector. *LCA Methodology*, 5(6):349–357, 2000.
- [4] R. Cano, A. Nielfa, and M. Fdz-Polanco. Thermal hydrolysis integration in the anaerobic digestion process of different solid wastes: Energy and economic feasibility study. *Bioresource Technology*, 168:14–22, 2014.
- [5] Y. Cao and A. Pawłowski. Life cycle assessment of two emerging sewage sludge-to-energy systems: Evaluating energy and greenhouse gas emissions implications. *Bioresource Technology*, 127:81–91, 2013.
- [6] L. Corominas, J. Foley, J. S. Guest, A. Hospido, H. F. Larsen, S. Morera, and A. Shaw. Life cycle assessment applied to wastewater treatment: State of the art. *Water Research*, 47(15):5480–5492, 2013.
- [7] EEX. European Energy Exchange, www.eex.com. Accessed: 2015-10-6.
- [8] H. S. Eggleston, L. Buendia, K. Miwa, T. Ngara, and K. Tanabe, editors. *IPCC Guidelines for national greenhouse gas inventories, prepared by the national greenhouse gas inventories programme*. IGES, Hayama, 2006.

- [9] FAO. Food and agriculture organization of the united nations, <http://www.fao.org/>. Accessed: 2016-01-12.
- [10] M. Goedkoop, R. Heijungs, M. Huijbregts, A. D. Schryver, J. Struijs, and R. V. Zelm. ReCiPe: A life cycle impact assessment method which comprises harmonised category indicators at the midpoint and the endpoint level. Report I: Characterisation. Technical report, <http://www.lcia-recipe.net>, 2009.
- [11] INDEC. Instituto Nacional de Estadísticas y Censos, <http://www.indec.gov.ar/>. Accessed: 2015-05-16.
- [12] ISO. *Environmental management — Life cycle assessment — Principles and framework*. ISO, Switzerland, 2nd edition, 2006.
- [13] ISO. *Environmental management — Life cycle assessment — Requirements and guidelines*. ISO, Geneva, 2006.
- [14] L. Lijó, S. González-García, J. Bacenetti, M. Negri, M. Fiala, G. Feijoo, and M.T. Moreira. Environmental assessment of farm-scaled anaerobic co-digestion for bio-energy production. *Waste Management*, 41:50–59, 2015.
- [15] M. A. Marco. *Manual para productores de eucaliptos de la mesopotamia argentina*. INTA, Concordia, 2012.
- [16] MAyDS. Ministerio de Ambiente y Desarrollo Sustentable de la Nación, <https://www.argentina.gob.ar/ambiente>. Accessed: 2016-04-06.
- [17] M. J. McFarland. *Biosolids Management Practices and Regulatory Requirements*. McGraw-Hill, 2000.
- [18] N. Mills, P. Pearce, J. Farrow, R. B. Thorpe, and N. F. Kirkby. Environmental and economic life cycle assessment of current and future sewage sludge to energy technologies. *Waste Management*, 34(1):185–195, 2014.
- [19] MinEyM. Ministerio de Energía y Minería, <https://www.minem.gob.ar/>. Accessed: 2015-01-10.
- [20] B. D. V. Morero, E. Groppelli, and E. A. Campanella. Life cycle assessment of biomethane use in Argentina. *Bioresource Technology*, 182(January):208–216, 2015.

- [21] T. Pacetti, L. Lombardi, and G. Federici. Water-energy Nexus: A case of biogas production from energy crops evaluated by Water Footprint and Life Cycle Assessment (LCA) methods. *Journal of Cleaner Production*, 101:1–14, 2015.
- [22] M. Poeschl, S. Ward, and P. Owende. Environmental impacts of biogas deployment - Part I: Life Cycle Inventory for evaluation of production process emissions to air. *Journal of Cleaner Production*, 24:168–183, 2012.
- [23] M. Poeschl, S. Ward, and P. Owende. Environmental impacts of biogas deployment - Part II: Life Cycle Assessment of multiple production and utilization pathways. *Journal of Cleaner Production*, 24:184–201, 2012.
- [24] Pré. Simapro: System for integrated environmental assessment of products, <http://www.pre.nl/simapro>. 2014.
- [25] E. Risch, O. Gutierrez, P. Roux, C. Boutin, and L. Corominas. Life cycle assessment of urban wastewater systems: Quantifying the relative contribution of sewer systems. *Water Research*, 77:35–48, 2015.
- [26] D. Rossier, R. Charles, and Service romand de vulgarisation Agricole. *Adaptation de la Méthode Ecobilan pour la Gestion Environnementale de l'Exploitation Agricole*. SRVA, Service romand de vulgarisation agricole, Lausanne, 1998.
- [27] Peter Saling, Andreas Kicherer, Brigitte Dittrich-Krämer, Rolf Wittlinger, Winfried Zombik, Isabell Schmidt, Wolfgang Schrott, and Silke Schmidt. Eco-efficiency analysis by BASF: The method. *International Journal of Life Cycle Assessment*, 7(4):203–218, 2002.
- [28] G. Soreanu, P. Seto, M. Béland, K. Edmonson, and P. Falletta. Investigation on the use of nitrified wastewater for the steady-state operation of a biotrickling filter for the removal of hydrogen sulphide in biogas. *Journal of Environmental Engineering and Science*, 7(5):543–552, 2008.
- [29] Engineering ToolBox. http://www.engineeringtoolbox.com/fuels-higher-calorific-values-d_169.html. Accesed: 2016-04-06.
- [30] I. S. Turovskiy and P. K. Mathai. *Wastewater Sludge Processing*. Wiley, New York, 2006.
- [31] B. P. Weidema, C. Bauer, R. Hirschler, C. Mutel, T. Nemecek, J. Reinhard, C. O. Vadenbo, and G. Wernet. Overview and methodology. Data quality guideline for

- the ecoinvent database version 3. Technical Report 1, The ecoinvent Centre, St. Gallen, 2013.
- [32] C. Xu, W. Shi, J. Hong, F. Zhang, and W. Chen. Life cycle assessment of food waste-based biogas generation. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 49:169–177, 2015.
- [33] Douglas Young, Richard Scharp, and Heriberto Cabezas. The waste reduction (WAR) algorithm: environmental impacts, energy consumption, and engineering economics. *Waste Management*, 20(8):605–615, dec 2000.
- [34] Douglas M. Young and Heriberto Cabezas. Designing sustainable processes with simulation: The waste reduction (WAR) algorithm. *Computers and Chemical Engineering*, 23(10):1477–1491, 1999.

Capítulo 6

Conclusiones finales y trabajos futuros

Teniendo en cuenta la situación sanitaria Argentina, su contexto energético y la inadecuada gestión de residuos (sólidos y líquidos) que existe en grandes y pequeñas ciudades, se estudiaron diferentes alternativas para localidades de 500000 y 35000 habitantes.

A partir del fango (SS) generado en plantas de tratamiento de aguas residuales (WWTP) y la fracción orgánica de los residuos sólidos municipales (OFMSW) generada en centros urbanos, la atención se centró en la estabilización mediante digestión anaeróbica (AD), por su capacidad de generar productos renovables con valor comercial, y así brindar soluciones multipropósito y sostenibles en el tiempo.

Es conocido que la AD es un proceso esencialmente biológico o microbiológico pero involucra mecanismos físicos y químicos, que ocurren de manera consecutiva y simultánea; y por eso es tan difícil de comprender en toda su complejidad. Sin embargo, los importantes beneficios que de ella se obtienen, han incentivado el desarrollo de herramientas para predecir su comportamiento, estudiar sus flujos de materia y energía; y potenciar su desempeño. Tales herramientas son especialmente interesantes si se pueden contrastar con datos reales. Y por eso, en la presente tesis, se utilizaron datos e información obtenida a escala real y laboratorio, junto con simulación computacional de procesos y de análisis ambiental, para la construcción y estudio de alternativas que permitan recuperar recursos a partir de residuos e integrarlos dentro del sistema o comercializarlo fuera de él. Dicha combinación resultó una poderosa herramienta para diseñar, simular y comparar alternativas sobre una base consistente.

Entre los resultados de las simulaciones de procesos de AD, se encontró que el pretratamiento mediante hidrólisis térmica del WAS, mejora la producción de biogás y metano respecto de la AD de un SS típico, pero se requieren mayores esfuerzos, para hacer que su implementación en una WWTP, sea tentadora. Trabajos futuros, debieran considerar la aplicación de la TH a todo el SS y no sólo al WAS. Por otro lado, las mezclas de SS y OFMSW mejoraron las características de los sustratos individuales; tal es así, que la CoAD produjo un 150 % y 196 % más de metano respecto de la AD de los sustratos individuales, respectivamente.

Los resultados del análisis ambiental y energético de los escenarios, demostraron lo atractivas que son las plantas de tratamiento de residuos centralizado con alto contenido de sólidos y aunque requieren ajustes ambientales, energéticos y económicos, ofrecen un gran potencial de optimización y mejora. Por ejemplo, incluir cálculos locales más específicos, especialmente en zonas subtropicales con temperaturas medias anuales elevadas, en las que se puedan conseguir importantes ahorros energéticos. Las estrategias de recolección y transporte de materias y productos por carretera, son un factor clave a considerar en el diseño de alternativas sustentables.

El análisis económico llevado a cabo en el escenario para 35000 habitantes fue negativo, porque los bajos costos de la energía no-renovable actualmente en el país no permite obtener mayores ingresos para cubrir los costos. Esto demuestra la necesidad de leyes (incentivos) que promuevan la inversión y uso de fuentes de energía renovables. Un análisis económico de los escenarios propuestos para 500000 habitantes y su comparación con 35000 habitantes, revelaría la importancia que tienen las economías de escala. Además, en los 3 escenarios evaluados para poblaciones 500000 habitantes, la cantidad de agua caliente generada dentro de la planta mediante el sistema combinado de energía eléctrica y térmica (CHP), fue superior a la cantidad utilizada para mantener el digester a 35 °C; con lo cual hay un excedente de energía térmica que puede ser comercializado o reutilizado dentro del sistema.

Sin embargo, más allá de los imbalances económicos que puedan ocurrir en el diseño de sistemas de tratamiento de residuos, una sociedad debe gozar de seguridad sanitaria y ambiental, lo cual justifica el proyecto, aún cuando de él no se pueda obtener beneficios económicos a corto plazo.

Por último, el modelado y la simulación debiera implementarse en futuros trabajos para tomar decisiones seguras sobre nuevas y más tecnológicas alternativas, ahorrando tiempo y dinero. Sobretudo resulta novedoso e interesante en los países en desarrollo,

en los que:

- las exigencias sanitarias tienden a ser más estrictas en un futuro cercano;
- no existen sistemas de tratamiento de aguas residuales y la gestión de los residuos sólidos urbanos es mediante disposición final a cielo abierto.
- las actividades que dominan la economía local y regional son generadoras de grandes volúmenes de residuos (como los establecimientos agro-industriales, agrícolas y pecuarios) y tienen lugar en predios cercanos a los principales centros urbanos;
- las limitaciones económicas son la razón principal de la presión ambiental y sanitaria, especialmente en relación con los crecientes volúmenes de residuos urbanos y su inadecuada gestión;
- predomina el uso de fuentes de energía no-renovables y en forma ineficiente;
- no se aprovecha el potencial de los residuos como recursos biomásicos (fuentes renovables), sobretodo en sitios favorecidos por las condiciones climáticas.

Apéndice A

A.1. Modelo de digestión anaeróbica: MantisAD[®]

A.1.1. Modelo biológico

Tabla A.1: Variables de estado en MantisAD[®]

Variables de estado	Símbolo	Unidades
Sólidos suspendidos inorgánico inerte	Xii	g/m ³
Sólidos suspendidos orgánico inerte	Xi	gCOD/m ³
COD soluble inerte	Si	gCOD/m ³
Biomasa- crecimiento en material lentamente biodegradable	Xbs	gCOD/m ³
Biomasa- crecimiento en material rápidamente biodegradable	Xbr	gCOD/m ³
Biomasa- consumidores de acetato	Xac	gCOD/m ³
Biomasa- consumidores de hidrógeno	Xh2	gCOD/m ³
Mezcla compleja inicial	Xc	gCOD/m ³
Material particulado lentamente biodegradable	Xsb	gCOD/m ³
Material particulado rápidamente biodegradable	Xrb	gCOD/m ³
Material soluble lentamente biodegradable	Ssb	gCOD/m ³
Material soluble rápidamente biodegradable	Srb	gCOD/m ³
Acetato	Sac	gCOD/m ³
Hidrógeno	Sh2	gCOD/m ³
Metano	Sch4	gCOD/m ³
Carbono inorgánico	Sco2	gC/m ³
Amoniaco	Snh	gN/m ³
Biomasa asociada al nitrógeno	Xnb	gN/m ³
Nitrógeno orgánico particulado inerte	Xni	gN/m ³
Nitrógeno orgánico soluble inerte	Sni	gN/m ³
Nitrógeno soluble enlazado orgánicamente	Snd	gN/m ³
Nitrógeno particulado enlazado orgánicamente	Xnd	gN/m ³

Fuente: [1]

Tabla A.2: Matriz de constantes bioquímicas y velocidades cinéticas

Variables de estado											
Procesos	Xii	Xi	Si	Xbs	Xbr	Xac	Xh2	Xc	Xsb	Xrb	Velocidades
	Yxt	Yst	Yst					-1	Ysb	1-Yxt-Yst-Ysb	kdtis
Destintegración										-1	khyd,rb*Xrb/Xbr
Hidrólisis de material particulado rápidamente biodegradable											khyd,rb*Xsb/Xbs
Hidrólisis de material particulado lentamente biodegradable									-1		umax,xbr*Srb/Xbr/(Srb/Xbr+Ksrb)*Xrb*I4
Consumo de material soluble rápidamente biodegradable				Ybr							umax,xbs*Ssb/Xbs/(Ssb/Xbs+Ksbs)*Xsb*I5
Consumo de material soluble lentamente biodegradable				Ybs							umax,xac*Sac/Xac/(Sac/Xac+Ksac)*Xac*I6
Consumo de acetato						Yac					umax,xh2*Sh2/Xh2/(Sh2/Xh2+Ksh2)*Xh2*I7
Consumo de hidrógeno							Yh2				kdtis*Xnd/Xc*Xc
Hidrólisis de nitrógeno orgánico											khyd,rb*Snd/(Xsb+Xrb)*Xrb/Xbr+
Amonificación											+khyd,rb*Snd/(Xsb+Xrb)*Xsb/Xbs
Decaimiento de Xbs				-1							bh*Xbs
Decaimiento de Xbr					-1						bh*Xbr
Decaimiento de Xac						-1					bh*Xac
Decaimiento de Xh2							-1				bh*Xh2

Fuente: [1]

Tabla A.3: Matriz de constantes bioquímicas y velocidades cinéticas

Variables de estado		Ssb	Srb	Sac	Sh2	Sch4	Sco2	Snh	Velocidades
Procesos									
Desintegración									kdis
Hidrólisis de material particulado rápidamente biodegradable	1								khyd,rb*Xrb/Xbr
Hidrólisis de material particulado lentamente biodegradable	1								khyd,rb*(Xsb/Xbs)
Consumo de material soluble rápidamente biodegradable		-1	Yac,rb*(1-Ybr)		(1-Yac,rb)*(1-Ybr)			-Ybr*Ynxb	umax,xbr*Srb/Xbr/(Srb/Xbr+Ksrb)*Xrb*I4
Consumo de material soluble lentamente biodegradable		-1	Yac,rb*(1-Ybs)		(1-Yac,rb)*(1-Ybs)			-Ybs*Ynxb	umax,xbs*Ssb/Xbs/(Ssb/Xbs+Ksbs)*Xsb*I5
Consumo de acetato			-1			1-Yac		-Yac*Ynxb	umax,xac*Sac/Xac/(Sac/Xac+Ksac)*Xac*I6
Consumo de hidrógeno					-1	1-Yh2		-Yh2*Ynxb	umax,xh2*Sh2/Xh2/(Sh2/Xh2+Ksh2)*Xh2*I7
Hidrólisis de nitrógeno orgánico									kdis*Xnd/Xc*Xc
Amonificación								1	khyd,rb*Snd/(Xsb+Xrb)*Xrb/Xbr+ +khyd,rb*Snd/(Xsb+Xrb)*Xsb/Xbs
Decaimiento de Xbs									bh*Xbs
Decaimiento de Xbr									bh*Xbr
Decaimiento de Xac									bh*Xac
Decaimiento de Xh2									bh*Xh2

Fuente: [1]

Tabla A.4: Matriz de constantes bioquímicas y velocidades cinéticas

Variables de estado						
Procesos	Xnb	Xni	Sni	Snd	Xnd	Velocidades
Desintegración						kdis
Hidrólisis de material particulado rápidamente biodegradable						khyd,rb*Xrb/Xbr
Hidrólisis de material particulado lentamente biodegradable						khyd,lb*(Xsb/Xbs)
Consumo de material soluble rápidamente biodegradable	Ybr*Ynxb					umax,xbr*Srb/Xbr/(Srb/Xbr+Ksrb)*Xrb*I4
Consumo de material soluble lentamente biodegradable	Ybs*Ynxb					umax,xbs*Ssb/Xbs/(Ssb/Xbs+Ksbs)*Xsb*I5
Consumo de acetato	Yac*Ynxb					umax,xac*Sac/Xac/(Sac/Xac+Ksac)*Xac*I6
Consumo de hidrógeno	Yh2*Ynxb					umax,xh2*Sh2/Xh2/(Sh2/Xh2+Ksh2)*Xh2*I7
Hidrólisis de nitrógeno orgánico		Yxi*Yxni	Ysi*Ysni	1-(Ysi*Ysni)-(Yxi*Yxni)	-1	kdis*Xnd/Xc*Xc
Amonificación				-1		khyd,rb*Snd/(Xsb+Xrb)*Xrb/Xbr+ +khyd,lb*Snd/(Xsb+Xrb)*Xsb/Xbs
Decaimiento de Xbs	-Ynxb				Ynxb	bh*Xbs
Decaimiento de Xbr	-Ynxb				Ynxb	bh*Xbr
Decaimiento de Xac	-Ynxb				Ynxb	bh*Xac
Decaimiento de Xh2	-Ynxb				Ynxb	bh*Xh2

Fuente: [1]

Tabla A.5: Constantes estequiométricas en MantisAD®

Relaciones estequiométricas	Símbolo	Unidades
<i>Rendimientos metabólicos</i>		
Biomasa consumidora de material rápidamente biodegradable	Ybr	gCOD/gCOD
Biomasa consumidora de material lentamente biodegradable	Ybs	gCOD/gCOD
Biomasa consumidora de acetato	Yac	gCOD/gCOD
Biomasa consumidora de hidrogeno	Yh2	gCOD/gCOD
<i>Rendimientos catabólicos</i>		
Obtención de material soluble inerte a partir de la mezcla compleja inicial	Ysi	gCOD/gCOD
Obtención de material particulado inerte a partir de la mezcla compleja inicial	Yxi	gCOD/gCOD
Obtención de material lentamente biodegradable a partir de la mezcla compleja inicial	Ysb	gCOD/gCOD
Obtención de acetato a partir de material rápidamente biodegradable	Yac,rb	gCOD/gCOD
Obtención de acetato a partir de material lentamente biodegradable	Yac,sb	gCOD/gCOD
<i>Fracciones de nitrógeno</i>		
Fracción de nitrógeno hidrolizado a partir de nitrógeno particulado inerte	Yxni	gN/gCOD
Fracción de nitrógeno hidrolizado a partir de nitrógeno soluble inerte	Ysni	gN/gCOD
Fracción de amoníaco a partir de nitrógeno asociado a la biomasa	Ynxb	gN/gCOD

Fuente: [1]

Tabla A.6: Constantes cinéticas en MantisAD®

Velocidades cinéticas	Símbolo	Unidades
Desintegración de la mezcla compleja inicial	kdis	1/d
Hidrólisis del material rápidamente biodegradable	khyd,rb	1/d
Hidrólisis del material lentamente biodegradable	khyd,sb	1/d
Crecimiento de degradadores de material rápidamente biodegradable	umax,xbr	1/d
Crecimiento de degradadores de material lentamente biodegradable	umax,xbs	1/d
Crecimiento de degradadores de acetato	umax,xac	1/d
Crecimiento de degradadores de hidrógeno	umax,xh2	1/d
Constante de saturación media para el crecimiento de degradadores de material rápidamente biodegradable	Ksrb	gCOD/m ³
Constante de saturación media para el crecimiento de degradadores de material lentamente biodegradable	Kssb	gCOD/m ³
Constante de saturación media para el crecimiento de degradadores de acetato	Ksac	gCOD/m ³
Constante de saturación media para el crecimiento de degradadores de hidrógeno	Ksh2	gCOD/m ³
Decaimiento de la biomasa	bh	1/d

Fuente: [1]

Tabla A.7: Constantes de inhibición en MantisAD®

Funciones de inhibición	Símbolo	Unidades
Constante de inhibición por nitrógeno inorgánico	kin	gN/m ³
Constante de inhibición por amoníaco	kinh3	gN/m ³
Constante de inhibición por hidrógeno (en el consumo de material rápidamente biodegradable)	kisrb	gCOD/m ³
Constante de inhibición por hidrógeno (en el consumo de material lentamente biodegradable)	kissb	gCOD/m ³
Límite inferior de pH para productores de acetato	phllaa	-
Límite superior de pH para productores de acetato	phulaa	-
Límite inferior de pH para metanogénicos acetoclásticos	phllac	-
Límite superior de pH para metanogénicos acetoclásticos	phulac	-
Límite inferior de pH para metanogénicos hidrogenotróficos	phllh2	-
Límite superior de pH para metanogénicos hidrogenotróficos	phulh2	-

Fuente: [1]

Tabla A.8: Analogía de parámetros entre MantisAD® y ADMI®

Símbolo	Nombre en MantisAD®	Nombre en ADMI®
	Constantes estequiométricas	
	<i>Rendimientos metabólicos</i>	
Ybr	Biomasa consumidora de material rápidamente biodegradable	Biomasa consumidora de azúcar
Ybs	Biomasa consumidora de material lentamente biodegradable	Biomasa consumidora de ácidos grasos
Yac	Biomasa consumidora de acetato	Idem
Yh2	Biomasa consumidora de hidrógeno	Idem
	<i>Rendimientos catabólicos</i>	
Ysi	Obtención de material soluble inerte a partir de la mezcla compleja inicial	Idem
Yxi	Obtención de material particulado inerte a partir de la mezcla compleja inicial	Idem
Ysb	Obtención de material lentamente biodegradable a partir de la mezcla compleja inicial	Obtención de lípidos a partir de la mezcla compleja inicial
Yac,rb	Obtención de acetato a partir de material rápidamente biodegradable	Obtención de acetato a partir de azúcar
Yac,sb	Obtención de acetato a partir de material lentamente biodegradable	Obtención de aminoácidos
	Velocidades cinéticas	
kdis	Desintegración de la mezcla compleja inicial	Idem
khyd,rb	Hidrólisis del material rápidamente biodegradable	Hidrólisis de carbohidratos, proteínas y lípidos
khyd,sb	Hidrólisis del material lentamente biodegradable	Hidrólisis de carbohidratos, proteínas y lípidos
umax,xbr	Crecimiento de degradadores de material rápidamente biodegradable	Crecimiento de degradadores de azúcar
umax,xbs	Crecimiento de degradadores de material lentamente biodegradable	Crecimiento de degradadores de ácidos grasos
umax,xac	Crecimiento de degradadores de acetato	Idem
umax,xh2	Crecimiento de degradadores de hidrógeno	Idem
Ksrb	Constante de saturación media para el crecimiento de degradadores de material rápidamente biodegradable	Constante de saturación media para el crecimiento de degradadores de azúcares
Kssb	Constante de saturación media para el crecimiento de degradadores de material lentamente biodegradable	Constante de saturación media para el crecimiento de degradadores de ácidos grasos
Ksac	Constante de saturación media para el crecimiento de degradadores de acetato	Idem
Ksh2	Constante de saturación media para el crecimiento de degradadores de hidrógeno	Idem
bh	Decaimiento de la biomasa	Idem
	Constantes de inhibición	
kin	Constante de inhibición por nitrógeno inorgánico	Idem
kinh3	Constante de inhibición por amoníaco	Idem
kisrb	Constante de inhibición por hidrógeno (en el consumo de material rápidamente biodegradable)	Constante de inhibición por hidrógeno (en el consumo de ácidos grasos)
kissb	Constante de inhibición por hidrógeno (en el consumo de material lentamente biodegradable)	Constante de inhibición por hidrógeno (en el consumo de butirato y valerato)
phllaa	Límite inferior de pH para productores de acetato	Límite inferior de pH para acidógenos/acetógenos
phllaa	Límite superior de pH para productores de acetato	Límite inferior de pH para acidógenos/acetógenos
phllac	Límite inferior de pH para metanogénicos acetoclásticos	Idem
phllac	Límite superior de pH para metanogénicos acetoclásticos	Idem
phllh2	Límite inferior de pH para metanogénicos hidrogenotróficos	Idem
phllh2	Límite superior de pH para metanogénicos hidrogenotróficos	Idem

Fuente: Elaboración propia

A.1.2. Estimación del pH

En el poder predictivo del modelo es crucial el calculo del pH que capture los cambios en el contenido del reactor. En este caso, un enfoque simultáneo o iterativo se utiliza para calcular el pH a través de un equilibrio iónico que incluye términos para los cationes, aniones y los componentes ionizados de las variables de estado: material soluble rápidamente biodegradable (Srb), acetato (ac), carbono inorgánico (Sco2) y amoníaco (Snh) (Nótese que las variables de estado representan la concentración total de especies ionizadas y no-ionizados).

La disociación de cada variable de estado ionizable es una función del pH y es calculada según la siguiente ecuación genérica:

$$S_{xx_i} = \frac{k_{a_{S_{xx}}} * S_{xx}}{k_{a_{S_{xx}}} + Sh} \quad (A.1)$$

Donde, S_{xx} es la concentración de la variable de estado ionizable; S_{xx_i} es la concentración de la variable de estado ionizada; $k_{a_{S_{xx}}}$ es la constante de disociación; Sh es la concentración del protón.

A continuación, el pH (concentración del protón) se calcula con la Ecuación A.2 para satisfacer el siguiente balance de cargas en conjunción con los equilibrios de disociación:

$$Sh = -\text{cationes} - \frac{S_{nh_i}}{14} + S_{co2_i} + \frac{S_{ac_i}}{64} + \frac{S_{rb_i}}{112} + \text{oxidrilo} + \text{aniones} \quad (A.2)$$

A.1.3. Inhibiciones

Los términos de inhibición (I4, I5, I6 y I7) se han incorporado en el modelo para las velocidades de 4, 5, 6 y 7 como se muestra en la matriz de modelo (Tabla A.2 A.3 y A.4). Estos términos de inhibición son funciones de pH, amoníaco e hidrógeno y se calculan como sigue:

$$\text{inhibinlim} = \frac{1}{1 + \frac{k_{in}}{S_{nh}}} \quad (A.3)$$

$$\text{inhibnh3} = \frac{1}{1 + \frac{s_{nhn}}{k_{inh3}}} \quad (A.4)$$

Donde, s_{nhn} es la concentración de amoníaco no-ionizado

$$\text{inhibh2srb} = \frac{1}{1 + \frac{Sh2}{k_{isrb}}} \quad (\text{A.5})$$

$$\text{inhibh2ssb} = \frac{1}{1 + \frac{Sh2}{k_{issb}}} \quad (\text{A.6})$$

$$\text{inhibphaa} = \{e^{-3 * (\frac{pH - pH_{ulaa}}{pH_{ulaa} - pH_{ltaa}})^2}\} |_{pH < pH_{ulaa}} \quad (\text{A.7})$$

$$\text{inhibphaa} = \{1\} |_{pH \geq pH_{ulaa}} \quad (\text{A.8})$$

$$\text{inhibphac} = \{e^{-3 * (\frac{pH - pH_{ulac}}{pH_{ulac} - pH_{ltac}})^2}\} |_{pH < pH_{ulac}} \quad (\text{A.9})$$

$$\text{inhibphac} = \{1\} |_{pH \geq pH_{ulac}} \quad (\text{A.10})$$

$$\text{inhibphh2} = \{e^{-3 * (\frac{pH - pH_{ulh2}}{pH_{ulh2} - pH_{lth2}})^2}\} |_{pH < pH_{ulh2}} \quad (\text{A.11})$$

$$\text{inhibphh2} = \{1\} |_{pH \geq pH_{ulh2}} \quad (\text{A.12})$$

I4=inhibphaa*inhibinlim*inhibh2srb I5=inhibphaa*inhibinlim*inhibh2ssb I6=inhibphac*inhibinlim*inhibh2srb
I7=inhibphh2*inhibinlim

A.1.4. Transferencia de gas

La transferencia de gas se modela para el dióxido de carbono, hidrógeno y metano. Se asume que la presión del espacio gaseoso es de 1 atm y que todo el gas transferido desde el líquido es extraído del digestor. Las ecuaciones de transferencia permiten predecir no sólo el flujo de gas, sino también las presiones parciales de cada uno. El flujo de gas se calcula como sigue:

$$\text{gastransfer}_{H_2} = k_{la_{H_2}} * Sh_2 - 16 * k_{h_{H_2}} * \rho_{H_2, \text{espacio.gaseoso}} \quad (\text{A.13})$$

$$\text{gastransfer}_{\text{CH}_4} = \text{kla}_{\text{CH}_4} * \text{Sch}_4 - 64 * \text{kh}_{\text{CH}_4} * \rho_{\text{CH}_4\text{espacio.gaseoso}} \quad (\text{A.14})$$

$$\text{gastransfer}_{\text{CO}_2} = \text{kla}_{\text{CO}_2} * \text{Sco}_2 - 16 * \text{kh}_{\text{CO}_2} * \rho_{\text{CO}_2\text{e.g}} \quad (\text{A.15})$$

Donde, S_{xx} es la concentración del gas disuelto; kh_{xx} es la constante de Henry para cada gas; $\rho_{xx\text{e.g}}$ es la presión parcial del gas en el espacio gaseoso.

$$\rho_{\text{H}_2\text{e.g}} = \text{Sgash}_2 * \text{R} * 273,15 + \text{temp}/16$$

$$\rho_{\text{CH}_4\text{e.g}} = \text{Sgasch}_4 * \text{R} * 273,15 + \text{temp}/64$$

$$\rho_{\text{CO}_2\text{e.g}} = \text{Sgasco}_2 * \text{R} * 273,15 + \text{temp}$$

Donde, S_{gasxx} es la concentración del gas y temp es la temperatura en grados centígrados.

$$q_{\text{gas}} = \frac{\text{R} * 273,15 + \text{temp}}{\rho_{\text{atm}} - \rho_{\text{H}_2\text{Oe.g}}} * \text{V} * \frac{\text{gastransfer}_{\text{H}_2}}{16000} + \frac{\text{gastransfer}_{\text{CH}_4}}{64000} + \frac{\text{gastransfer}_{\text{CO}_2}}{1000} \quad (\text{A.16})$$

Donde ρ_{atm} es la presión de gas en el espacio gaseoso.

Bibliografía del capítulo

- [1] J. B. Copp, E. Belia, S. Snowling, and O. Schraa. Anaerobic digestion: a new model for plant-wide wastewater treatment process modelling. *Water Science & Technology*, 52(10):1–11, 2005.

Apéndice B

B.1. Diagramas de escenarios simulados en SuperPro[®]

Para una población de 500000 habitantes, la Figura B.1, B.2 y B.3, muestran los diagramas de procesos simulados en SuperPro[®] y las Tablas B.1, B.2 y B.3, sus correspondientes flujos de masa. Las tablas se incluyen aquí, porque muestran algunas corrientes que no se presentan en la Sección 5.2.

Para una población de 35000 habitantes, las Figuras B.4 y B.5, muestra los diagramas del escenario 4 en sus opciones 1 y 2, respectivamente. El flujo de masa esta incluido en la Sección 5.3.

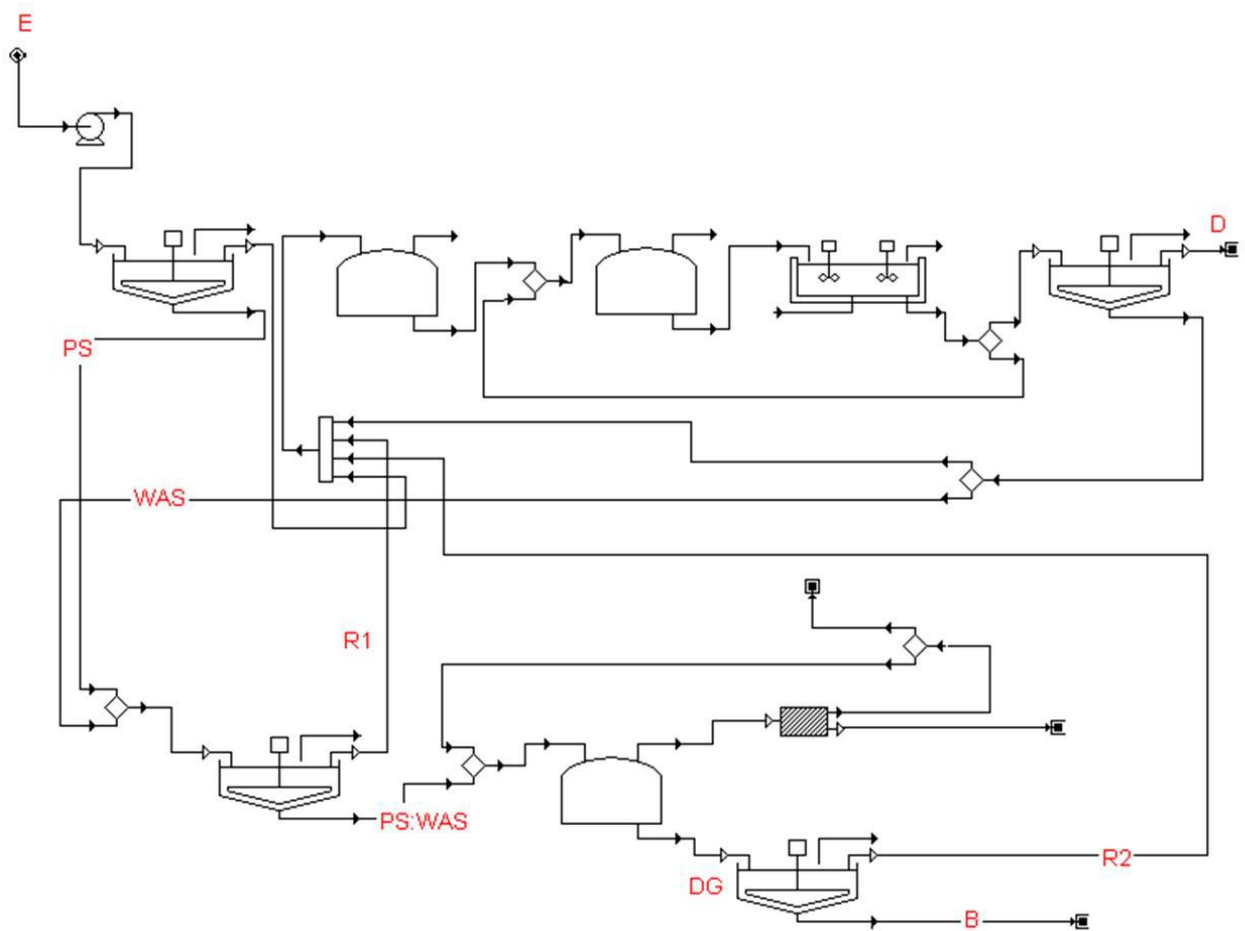


Figura B.1: Diagrama escenario 1
Fuente: Elaboración propia

Tabla B.1: Flujo de masa escenario 1

Parámetro	Unidad	E	D	P	W	RI	PS:WAS	DG	B	R2
AGUA	t/año	36500000,0	36481750,0	547500,0	365000,0	784750,0	127750,0	125871,0	16371,0	109500,0
COD	t/año	15695,0	1329,4	4823,0	3589,0	475,8	7936,0	4338,4	3253,8	1084,6
TS	t/año	8212,5	445,8	4502,1	3990,9	854,8	7638,2	4461,0	4015,0	446,0
VS	t/año	6132,0	264,1	3151,5	2538,7	542,0	5148,2	2230,0	1784,9	223,0
TP	t/año	365,0	202,1	31,5	145,6	9,3	167,8	78,8	59,5	19,7
PO4	t/año	292,0	176,6	81,0	45,6	6,7	119,7	43,4	32,9	10,8
TAN	t/año	912,5	36,5	13,7	6,5	1,1	19,2	196,1	147,5	49,0
TKN	t/año	1460,0	62,4	205,0	178,9	20,9	362,8	316,9	237,4	79,2

Fuente: Elaboración propia

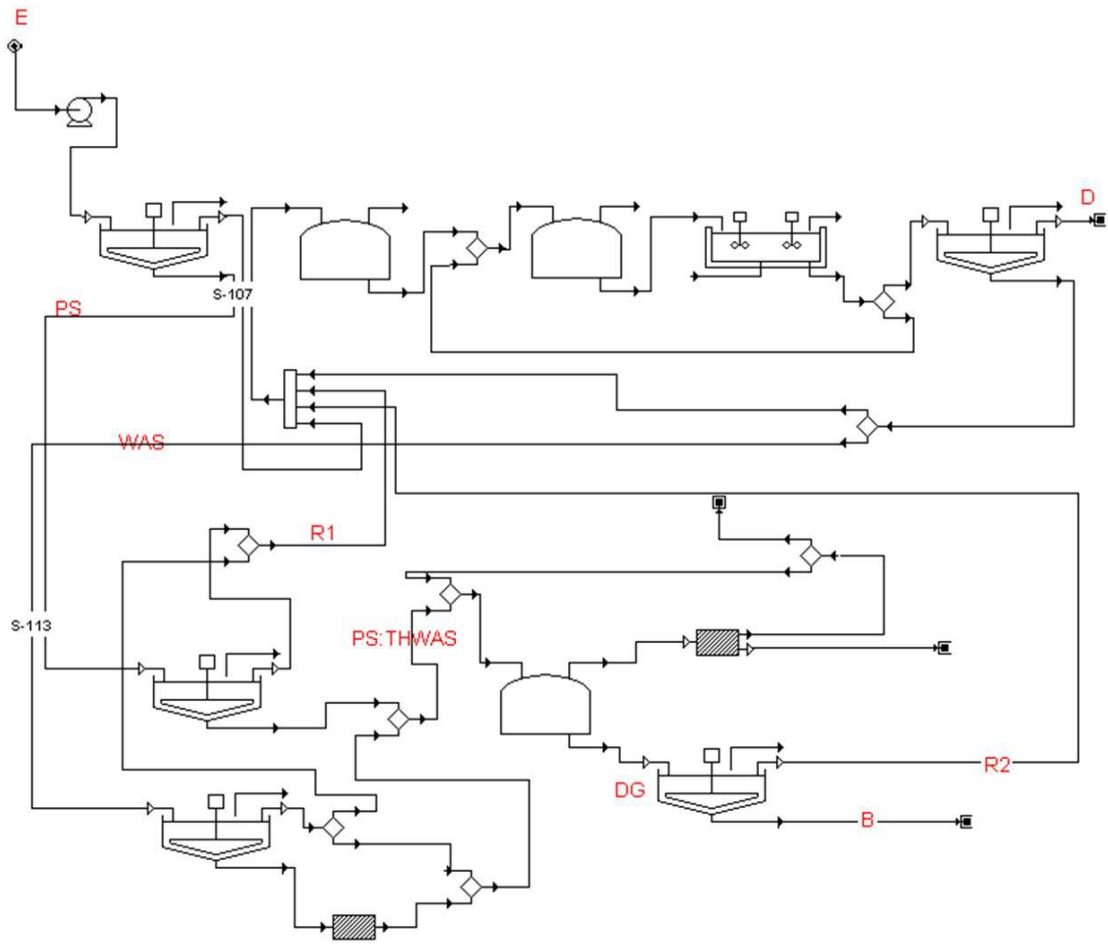


Figura B.2: Diagrama escenario 2
Fuente: Elaboración propia

Tabla B.2: Flujo de masa escenario 2

Parámetro	Unidad	E	D	PS	WAS	RI	PS:THWAS	DG	B	R2
AGUA	t/año	365000000,0	36481750,0	547500,0	365000,0	784750,0	127750,0	125469,2	15969,2	109500,0
COD	t/año	15695,0	1329,4	4823,0	3540,5	788,3	7701,8	3377,7	2533,3	844,4
TS	t/año	8212,5	445,8	4502,1	3990,9	795,2	7297,1	4126,3	3713,7	412,6
VS	t/año	6132,0	264,1	3151,5	2538,7	534,6	4832,0	1852,4	1485,5	165,1
TP	t/año	365,0	202,1	31,5	145,6	15,7	167,8	78,8	59,5	19,7
PO4	t/año	292,0	176,6	81,0	45,6	12,0	119,7	43,4	32,9	10,8
TAN	t/año	912,5	36,5	13,7	6,5	1,9	39,6	234,3	175,7	58,6
TKN	t/año	1460,0	62,4	205,0	178,9	36,0	346,2	316,9	237,7	79,2

Fuente: Elaboración propia

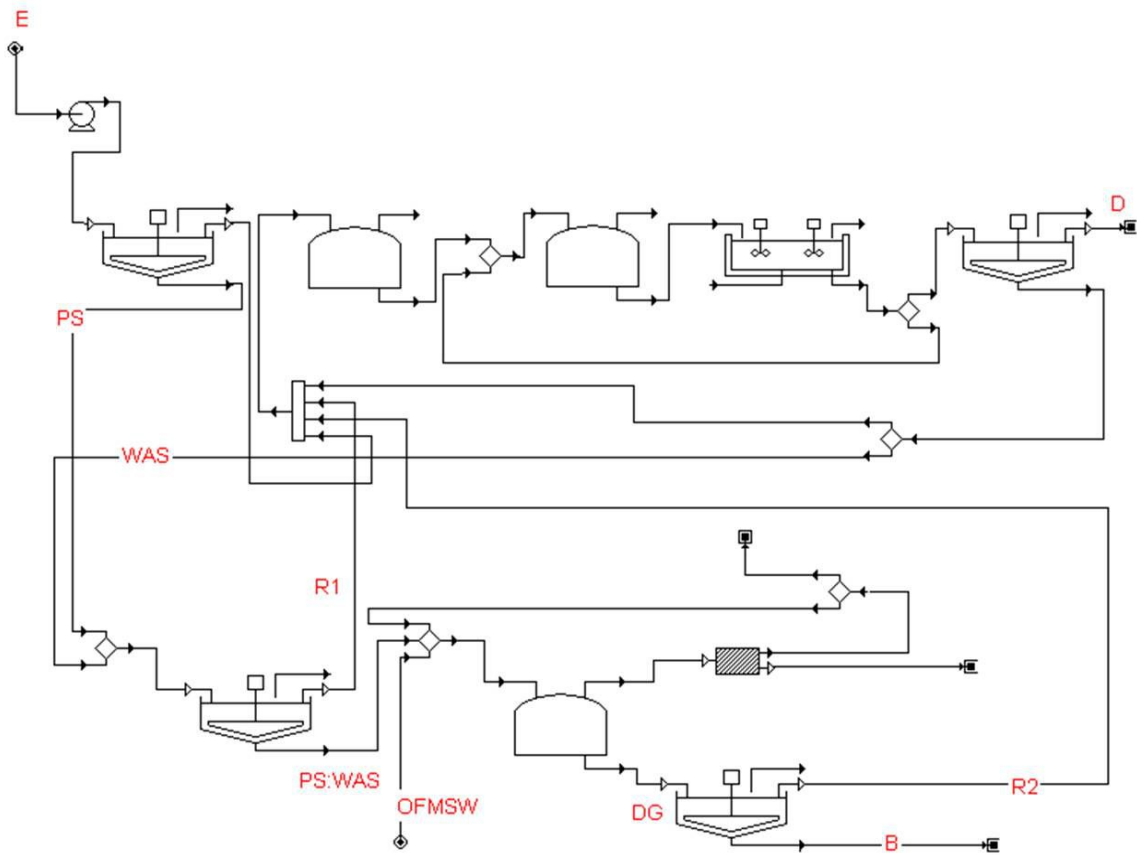


Figura B.3: Diagrama escenario 3
Fuente: Elaboración propia

Tabla B.3: Flujo de masa escenario 3

Parámetro	Unidad	E	D	PS	WAS	R1	PS:WAS	OFMSW	PS:WAS:OFMSW	DG	B	R2
AGUA	t/año	36500000,0	36529200,0	547500,0	365000,0	784750,0	127750,0	73000,0	200750,0	195360,2	43800,0	151560,2
COD	t/año	15695,0	1331,1	4823,0	3589,0	475,8	7936,0	10950,0	18886,0	9636,0	7227,0	2409,0
TS	t/año	8212,5	446,4	4502,1	3990,9	854,8	7638,2	8022,7	15660,9	9274,7	6956,0	2318,7
VS	t/año	6132,0	264,5	3151,5	2538,7	542,0	5148,2	7672,3	12820,5	6122,9	4592,2	1530,7
TP	t/año	365,0	202,4	31,5	145,6	9,3	167,8	9,3	167,8	123,9	92,9	31,0
PO4	t/año	292,0	176,8	81,0	45,6	6,7	119,7	59,9	119,7	68,2	51,1	17,0
TAN	t/año	912,5	36,5	13,7	6,5	1,1	19,2	59,9	79,0	409,1	306,8	102,3
TKN	t/año	1460,0	62,5	205,0	178,9	20,9	362,8	276,7	639,5	578,0	433,5	144,5

Fuente: Elaboración propia

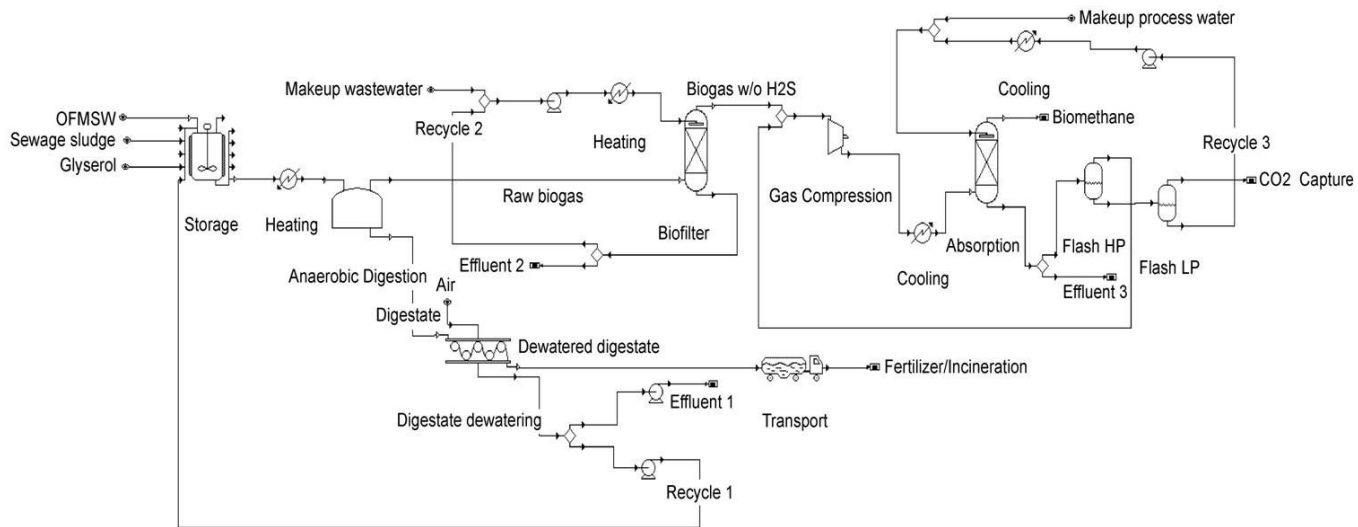


Figura B.4: Diagrama escenario 4 - opción 1
Fuente: Elaboración propia

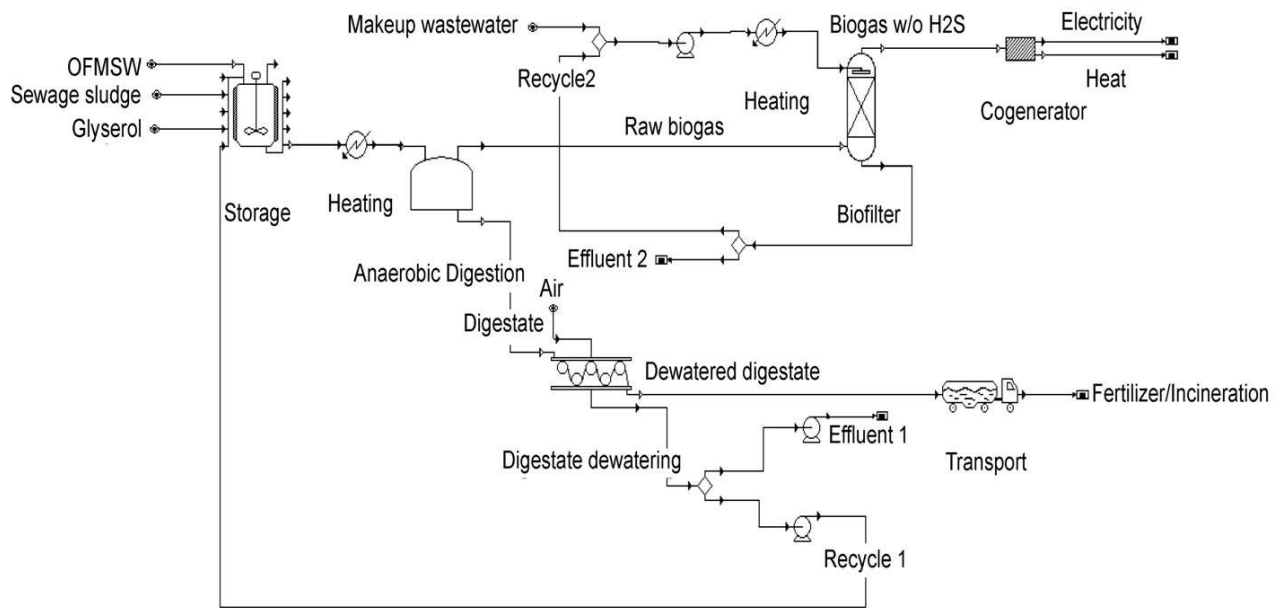


Figura B.5: Diagrama escenario 4 - opción 2
Fuente: Elaboración propia

Apéndice C

C.1. LCA: Resultados de simulaciones en SimaPro®

C.1.1. Escenarios 1, 2 y 3

La Tabla C.1 C.2 C.3 presenta los resultados del Análisis de ciclo de vida (LCA) para las cinco etapas estudiadas en el escenario 1, 2 y 3, respectivamente; considerando como unidad funcional la tonelada de sustrato a digerir.

Tabla C.1: Escenario 1

	Categoría de impacto	Unidad	Etapas 1	Etapas 2	Etapas 3	Etapas 4	Etapas 5	Total
GWP	Cambio climático potencial	kg CO2-eq	23,6101067	1,0964596	13,0110846	-53,9843749	221,63294	205,3662161
OD	Agotamiento de ozono	kg CFC-11-eq	3,1958E-05	-2,6108E-07	-3,6908E-07	-6,40E-05	3,8997E-07	-3,22664E-05
TA	Acidificación terrestre	kg SO2-eq	0,34243041	0,00207957	0,00860853	-0,69407348	0,0326795	-0,308275474
FE	Eutrofización de agua dulce	kg P-eq	0,04631004	0	0	-0,068835769	0,04891109	-0,075220426
ME	Eutrofización marina	kg N-eq	0,17022015	0,00111848	0,00086722	-0,34354854	0,00210176	-0,169240933
HT	Toxicidad humana	kg 1,4-DB-eq	23,7379893	-0,02967676	0,30775604	-47,8794623	-0,0397079	-23,90310165
POF	Formación de oxidantes fotoquímicos	kg NMVOC	0,14451298	0,0011037	0,00830923	-0,29520487	0,06761701	-0,073655286
PMF	Formación de material particulado	kg PM10-eq	0,09909274	0,00058087	0,00426487	-0,20162195	0,01249024	-0,085193231
TET	Ecotoxicidad terrestre	kg 1,4-DB-eq	0,00998535	0,00014776	0,00337743	-0,02165649	-0,00170892	-0,009854865
FET	Ecotoxicidad de agua dulce	kg 1,4-DB-eq	0,82282951	0,00144411	0,0405646	-1,67419364	-0,01905705	-0,82841246
MET	Ecotoxicidad marina	kg 1,4-DB-eq	0,76234135	0,00132994	0,03486497	-1,54992796	-0,01556647	-0,766958162
IR	Radiación ionizante	kBq U235-eq	9,13540205	-0,02310771	0,24174465	-18,4729802	-0,08662264	-9,205563867
ALO	Ocupación de suelo agrícola	m2a	1,77289129	0,05504898	1,09197767	-4,07754449	-0,59029545	-1,747922004
ULO	Ocupación de suelo urbano	m2a	0,69455619	-0,00233441	0,0009027	-1,39651	0,00963539	-0,693750129
NLT	Transformación del suelo natural	m2	0,00574959	0,00016012	0,00221462	-0,01263274	-0,00116186	-0,005670264
WD	Agotamiento de agua dulce	m3	-2,36560154	3,42020284	6,57500015	4,04566619	-5,9227726	5,752492103
MD	Agotamiento de minerales	kg Fe-eq	3,7791099	0,0077051	0,07491654	-7,64121663	-0,02873906	-3,808224155
FD	Agotamiento de combustibles fósiles	kg oil-eq	14,7141426	0,31310049	0,5685275	-30,0419013	-0,33568863	-14,78181936

Fuente: Elaboración propia

Tabla C.2: Escenario 2

	Categoría de impacto	Unidad	Etapas 1	Etapas 2	Etapas 3	Etapas 4	Etapas 5	Total
GWP	Cambio climático potencial	kg CO ₂ -eq	29,3097501	8,88282798	20,7206965	-46,923955	214,021422	226,0107416
OD	Agotamiento de ozono	kg CFC-11-eq	3,1969E-05	-2,6397E-07	-3,7469E-07	-6,4817E-05	3,955E-07	-3,30904E-05
TA	Acidificación terrestre	kg SO ₂ -eq	0,34158096	0,00325348	0,00967635	-0,70227411	0,03060549	-0,317157843
FE	Eutrofización de agua dulce	kg P-eq	0,04629108	0	0	-0,089955	0,04921993	-0,076992316
ME	Eutrofización marina	kg N-eq	0,17017876	0,00119057	0,00092713	-0,3478658	0,00197143	-0,173597913
HT	Toxicidad humana	kg 1,4-DB-eq	23,7631835	-0,03225645	0,30091585	-48,5342848	-0,03285789	-24,53529987
POF	Formación de oxidantes fotoquímicos	kg NMVOC	0,14264225	0,00346606	0,01053456	-0,29748	0,06361721	-0,077219931
PMF	Formación de material particulado	kg PM10-eq	0,09879893	0,00104299	0,00468029	-0,20403171	0,01167977	-0,087829728
TET	Ecotoxicidad terrestre	kg 1,4-DB-eq	0,01004461	0,00013421	0,00334327	-0,02203941	-0,00167472	-0,010192038
FET	Ecotoxicidad de agua dulce	kg 1,4-DB-eq	0,82354283	0,00119499	0,4000919	-1,69659312	-0,01850386	-0,850349967
MET	Ecotoxicidad marina	kg 1,4-DB-eq	0,76321298	0,00113249	0,03439824	-1,57112472	-0,01510055	-0,787481561
IR	Radiación ionizante	kBq U235-eq	9,14221114	-0,02513028	0,23725497	-18,7189809	-0,08215441	-9,446799429
ALO	Ocupacion de suelo agricola	m2a	1,78075222	0,04991469	1,08046805	-4,1405337	-0,57882285	-1,808221592
ULO	Ocupacion de suelo urbano	m2a	0,69726665	-0,00219842	0,00093185	-1,4198506	0,00961715	-0,714233362
NLT	Transformación del suelo natural	m2	0,00578259	0,00015133	0,002193	-0,01285131	-0,00114022	-0,005864623
WD	Agotamiento de agua dulce	m3	-2,36044308	3,43617698	6,608048	4,1489485	-5,95526697	5,877463432
MD	Agotamiento de minerales	kg Fe-eq	3,78181143	0,0071373	0,07363512	-7,7427439	-0,02746259	-3,907622643
FD	Agotamiento de combustibles fósiles	kg oil-eq	14,7355136	0,31256462	0,5659372	-30,4611346	-0,33303995	-15,18015912

Fuente: Elaboración propia

Tabla C.3: Escenario 3

	Categoría de impacto	Unidad	Etapas 1	Etapas 2	Etapas 3	Etapas 4	Etapas 5	Total
GWP	Cambio climático potencial	kg CO ₂ -eq	15,9237905	1,69038086	14,7874594	-52,69135	244,402369	224,1126498
OD	Agotamiento de ozono	kg CFC-11-eq	4,1619E-05	4,6163E-08	-4,5887E-07	-6,34E-05	3,9243E-07	-2,1844E-05
TA	Acidificación terrestre	kg SO ₂ -eq	0,44092565	0,00712386	0,0036195	-0,67991511	0,03675625	-0,191489852
FE	Eutrofización de agua dulce	kg P-eq	0,03631262	0	0	-0,05824462	0,02938397	-0,036387746
ME	Eutrofización marina	kg N-eq	0,22388195	0,0013304	-0,00127791	-0,34245394	0,00386827	-0,114651236
HT	Toxicidad humana	kg 1,4-DB-eq	30,3232407	0,43435607	0,05337179	-46,6336415	-0,04564421	-15,86831722
POF	Formación de oxidantes fotoquímicos	kg NMVOC	0,17273275	0,00942376	0,01104577	-0,27469399	0,06821964	-0,013272078
PMF	Formación de material particulado	kg PM ₁₀ -eq	0,12492921	0,0034108	0,00259846	-0,19417671	0,01343379	-0,049804449
TET	Ecotoxicidad terrestre	kg 1,4-DB-eq	0,01350322	0,00079232	0,0006032	-0,02137916	-0,00051586	-0,006996281
FET	Ecotoxicidad de agua dulce	kg 1,4-DB-eq	1,0899436	0,00783452	-0,00560688	-1,66824922	0,00479507	-0,571282907
MET	Ecotoxicidad marina	kg 1,4-DB-eq	0,9956042	0,01249713	4,5583E-05	-1,52931932	-3,8984E-05	-0,521211389
IR	Radiación ionizante	kBq U ²³⁵ -eq	11,9788767	0,06940819	-0,07777508	-18,3175829	0,0665142	-6,280558937
ALO	Ocupación de suelo agrícola	m ² a	3,04587722	0,01144467	-0,02577811	-4,65127706	0,02204576	-1,597687519
ULO	Ocupación de suelo urbano	m ² a	0,69109385	0,05785754	0,04761606	-1,11189111	-0,04072184	-0,356045497
NLT	Transformación del suelo natural	m ²	0,00803294	0,00044141	0,00032988	-0,01268764	-0,00028212	-0,004165523
WD	Agotamiento de agua dulce	m ³	-0,06870028	1,12543598	4,0033853	0,4405562	-3,42374407	2,076933129
MD	Agotamiento de minerales	kg Fe-eq	4,90967091	0,04505659	-0,01580779	-7,52465111	0,01351902	-2,57221239
FD	Agotamiento de combustibles fósiles	kg oil-eq	18,8090755	0,59697198	0,35000851	-29,2613163	-0,29933155	-9,804591821

Fuente: Elaboración propia

C.1.2. Escenario 4

La Tabla C.4 resume los resultados del LCA para las etapas estudiadas en el escenario 4, considerando como unidad funcional la generación anual de sustrato a digerir: 21072 toneladas.

Tabla C.4: Caracterización del LCA asociados a cada etapa del proceso

Categoría	Unidad	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3		Etapa 4	
				Opción 1	Opción 2	Opción 1	Opción 2
GWP	kg CO ₂ -eq	55794,4	74502,7	645887,9	3861990	-194463	22818,4
TA	kg SO ₂ -eq	277,3	644,2	-1057,7	2573,3	1945,9	1176,5
FE	kg P-eq	2,3	3,1	175,5	241	11,3	1,4
HT	kg 1,4-DB-eq	9588,2	12481,6	-23942,9	20445,1	33871,1	7334,5
POF	kg NMVOC	214,5	246,8	885,2	4512,5	899,1	1711,1
PMF	kg PM ₁₀ -eq	94	151,9	-182,9	1046,2	484,3	401,2
ULO	m ² a	870,1	123,1	4386,3	2606,6	410,3	60,2
FD	kg oil-eq	17923,8	65409,5	-47152,6	17993,3	152744,4	42385,1

Fuente: Elaboración propia

C.1.3. Ecuaciones utilizadas para estimar emisiones

Las ecuaciones utilizadas para estimar las emisiones producidas por el uso del digestato como fertilizante en suelo forestal, por incineración (escenario 4), y para calcular las emisiones evitadas por el uso de fertilizantes minerales, se detallan a continuación:

1. Uso del digestato como fertilizante

- Emisiones directas de N₂O

$$N_2O_{\text{Directo}} = F_{ON} \cdot EF_1 \cdot \frac{44}{28} \quad (C.1)$$

Donde, F_{ON} es la cantidad anual de biosólido adicionado kg N/año; EF_1 es el factor de emisión para emisiones de N₂O a partir de entradas de N, kg N₂O-N/kg N entrada = 0,0125. EF_1 hace referencia a la cantidad de N₂O emitida por las diversas aplicaciones de N sintético y orgánico a los suelos, incluidos los residuos de cultivos y la mineralización del carbono orgánico del suelo debido al cambio en el uso o la gestión del suelo. El valor de EF_1 se ha cambiado de 1,25 % al 1%, en comparación con las directrices del IPCC de 1996, como resultado de nuevos análisis de los datos experimentales disponibles. La conversión de las emisiones de N₂O-N a emisiones de N₂O con propósitos informativos se lleva a cabo mediante el uso de la siguiente

ecuación:

$$N_2O = N_2O - N \cdot \frac{44}{28} \quad (C.2)$$

■ Emisiones indirectas de N_2O en el manejo de suelos

- a partir de la deposición atmosférica del N volatilizado en el manejo de suelos.

$$N_2O_{ATD} - N = F_{ON} \cdot \text{Frac}_{GASM} \cdot EF_4 \cdot \frac{44}{28} \quad (C.3)$$

Donde, $N_2O_{ATD} - N$ es la cantidad anual de $N_2O - N$ producido por deposición atmosférica del N volatilizado en el manejo de suelos, kg $N_2O-N/año$; Frac_{GASM} fracción de fertilizantes orgánicos nitrogenados que se volatiliza como NH_3 y NO_x , kg N volatilizado/(kg de N aplicado) = 20 %; EF_4 es el factor de emisión para emisiones de N_2O a partir de la deposición atmosférica del N en suelos y aguas superficiales, kg $N_2O-N/(kg NH_3-N + NO_x-N volatilizado) = 0,01$.

- a partir del N que escurre del suelo

$$N_2O_L - N = F_{ON} \cdot \text{Frac}_{LEACH-(H)} \cdot EF_5 \cdot \frac{44}{28} \quad (C.4)$$

Donde, $N_2O_L - N$ es la cantidad anual de $N_2O - N$ producido a partir de lixiviados y escurrimiento del N aplicado a los suelos, kg $N_2O-N/año$; $\text{Frac}_{LEACH-(H)}$ fracción de todo el N adicionado/mineralizado en los suelos, que se pierde por lixiviado y escurrimiento/kg de N aplicado = 30 %; EF_5 es el factor de emisión para emisiones de N_2O a partir del N que escurre en el suelo, kg $N_2O-N/kg N$ escurrido = 0,025.

■ Emisiones de CO_2 por fertilización con urea

$$CO_2 - C = M \cdot EF \quad (C.5)$$

Donde, $CO_2 - C$ es la emisión anual de C a partir de aplicación de urea, t/año; M es la cantidad anual de urea, t/año; y EF es el factor de emisión, t de C/ t de urea = 0,20

2. Incineración

- estimación de la emisión de CO_2 en base a la cantidad total de residuos

quemados

$$\text{CO}_2 = \text{SW} \cdot \text{dm} \cdot \text{CF} \cdot \text{OF} \cdot \frac{44}{12} \quad (\text{C.6})$$

Donde, CO_2 emisiones de dióxido de carbono en el año de inventario, t/año; SW es la cantidad total de residuos sólidos (en peso húmedo) que se incineran o son quemados a cielo abierto, t/año; dm es en contenido de materia seca en el residuo (en peso húmedo) que se incineran o son quemados a cielo abierto, fracción = 0,5; CF fracción de carbono en la materia seca (contenido total de carbono), fracción = 0,5; OF factor de oxidación, fracción = 1; 44/12 factor de conversión de C a CO_2

- estimación de la emisión de N_2O en base a la entrada de residuos a los incineradores

$$\text{N}_2\text{O} = \text{SW} \cdot \text{EF} \cdot 10^{-6} \quad (\text{C.7})$$

Donde, SW es la cantidad total de residuos sólidos (en peso húmedo) que se incineran o son quemados a cielo abierto, t/año; EF es el factor de emisión de N_2O , $\text{kgN}_2\text{O/g}$ de residuo = 990; 10^{-6} conversión de gramos a toneladas.