universidad de león

TESIS DOCTORAL

MODELADO DEL COMPORTAMIENTO ENERGÉTICO DEL CENTRO DE TRATAMIENTO DE RESIDUOS DE SAN ROMÁN DE LA VEGA (LEÓN), E IMPACTO ECONÓMICO DE LAS ACTUACIONES CONCURRENTES EN EL MISMO

PROGRAMA DE DOCTORADO EN SISTEMAS INTELIGENTES EN LA INGENIERÍA

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA ELÉCTRICA Y DE SISTEMAS Y AUTOMÁTICA

Directores: **Dr. D. Jorge Juan Blanes Peiró**
Dr. D. David Borge Diez

Autor: **Alberto González Martínez**

León, noviembre de 2015

universidad de león

Agradecimientos

En primer lugar me gustaría aprovechar estas líneas para declarar mi agradecimiento a mis directores de Tesis, Jorge y David. Sin su apoyo, su ayuda y, sobre todo, su aliento habría sido totalmente imposible que este trabajo hubiese llegado a este puerto.

Sin embargo, son muchas las personas con las que he contraído una deuda por el apoyo que me han dado, no solamente en la elaboración de esta tesis, sino en todas las circunstancias que han modelado mi vida. A mis amigos, por compartir los tiempos buenos. A mis alumnos de los que tanto he aprendido intentando enseñarles.

A Ana, Carlos, Esteban, Inmaculada, Javi, José Luis, Miguel, que ya no son solo compañeros del Área de Ingeniería Eléctrica, puedo consideraros verdaderos amigos, parte de la familia.

A José Antonio y Nino, compañeros, amigos, partícipes de la idea, y apoyo en su desarrollo a lo largo de estos años, ya muchos.

A mi familia, mis padres y mi hermano, por su paciencia y condescendencia, y porque ellos siempre estarán ahí. Ni más, ni menos.

A Bea, sobre todo a Bea, por dármelo todo

A todos ellos, gracias.

universidad de león

Modelado del comportamiento energético del Centro de Tratamiento de Residuos de San Román de la Vega (León), e impacto económico de las actuaciones concurrentes en el mismo

Resumen

El trabajo presentado como Memoria para la obtención del título de Doctor por la Universidad de León presenta un conjunto de experiencias acumuladas a lo largo de los últimos años, expone las carencias, tanto técnicas como legales, existentes en la planta estudiada, plantea una serie de propuestas de mejora en la instalación y propone un modelo que permitiría resolver los conflictos legales acaecidos a lo largo del período de explotación de la planta estudiada.

La sucesión de deficiencias y conflictos, de índole técnico y económico, han sido puestos de manifiesto en forma de varios contenciosos entre las distintas partes, que serán presentadas a lo largo de la introducción de la presente memoria, dando cuenta de la necesidad de establecer un modelo matemático que represente la situación real existente en un Centro de Tratamiento de estas características y que, valorando las condiciones reales de la materia de entrada al mismo y las posibles incidencias, circunstanciales o accidentales, que pudieran surgir, establezca un régimen de funcionamiento y producción realista, siguiendo un patrón estipulado previamente, y refrendado como base de licitación en un convenio que regule el comportamiento eficaz de este centro.

En la presente memoria se describe, siguiendo lo indicado en el párrafo anterior, las características de la digestión anaeróbica, así como detalles de su proceso biológico y las principales tecnologías disponibles. Tras ello se propone el análisis de un caso real de una planta de tratamiento de RSU y a través del modelo propuesto se

establece la optimización del proceso, incluyendo como opción la codigestión con otro tipo de productos residuales.

Por otra parte, una vez analizado el Proyecto de Ejecución del Centro de Tratamiento y la subsiguiente documentación técnica y de licitación puesta a disposición del autor, se indican las deficiencias de carácter técnico, contractual, legal, económico y de buenas prácticas practicadas durante la explotación del Centro de Tratamiento.

Para finalizar la memoria, se propone una solución técnica las que quedarían saldadas las deficiencias técnicas detectadas y se da una valoración del daño patrimonial causado a la Administración la inadecuada gestión económica del Centro.

Por último, se incluyen unas pautas que traten de corregir las deficiencias, sobre todo las de índole contractual, legal y económico, que tienen como origen una inadecuada redacción de un pliego de licitación de estas características, y no den cabida a ambigüedades o conflictos de interpretación, con la intención de que se lleve a buen término una correcta explotación de una planta compleja en la que se trabaja con un elevado número de variables, y en el que se desarrollan procesos en los que es habitual que se produzca un elevado número de incidencias en su funcionamiento.

De este modo, se presenta un modelo de funcionamiento de la planta real, que permitirá determinar el grado de correlación existente entre el funcionamiento real y un funcionamiento programado, por ejemplo, en un proceso de licitación pública, así como servir de modelo de análisis del rendimiento de la planta, pudiendo servir como herramienta de propuesta de posibles modificaciones, mejoras y optimizaciones.

universidad de león

Modelling energetic behavior of the Waste Treatment Centre of San Román de la Vega (León), and economic impact of its concurrent actions

Abstract

The work presented as Memory leading to the doctorate degree by the University of León presents a set of experiences gathered throughout last years. It conveys the lacks, both technical and legal, existing in the studied plant, raises a series of proposals of improvement in the installation and suggests a model that would allow solving the legal conflicts happened along the period of development of the studied plant.

The sequence of shortcomings and conflicts, of technical and economic source, have been revealed in the way of contentious many times among the different parts, which will be presented along the introduction of the present paper, becoming aware of the need for making up a mathematical model that represents the existing real situation in a Center of Treatment with these characteristics and evaluating the real conditions of the input material and the possible incidences, circumstantial or accidental, which could arise, establishes a realistic scheme of functioning and production, following a pattern previously stipulated , and endorsed like tender base in an agreement that should regulate the effective behavior of this center.

In the present paper are described, following the points related in the preceding paragraph, the characteristics of the anaerobic digestion, as well as details of its biological process and the main available technologies. After that it, it is planned the analysis of a real case of a plant of treatment of solid urban waste and by means of

the proposed model, the optimization of the process is established, including as an option the codigestion with another type of residual products.

On the other hand, once the Project Implementation of the Center of Waste Treatment and the subsequent technical papers and bidding made available by the author has been analysed, there are indicated the shortcomings of technical, contractual, legal, economic character and of good practices carried out during the development of the Center of Waste Treatment.

To conclude this Memory, a technical solution is proposed to solve the detected technical shortcomings and an assessment of the property damage caused to the Administration by the inadequate economic management of the Center.

Finally, there are included a few rules that try to correct the shortcomings, especially those of contractual ones, legal nature and economic, that take as origin an inadequate writing of the bidding document of these characteristics, and do not seat to ambiguities or conflicts of interpretation, with the intention of taking to good term a correct development of a complex plant at which it is necessary to rule a high number of variables, and where processes are developed with a usually high number of incidents in its functioning.

By this way, it is shown a model of functioning of the real plant, which will allow to determine the degree of correlation between the real functioning and a programmed functioning, for example, in a public tender process, as well as serve as model of analysis of the performance of the plant, being able to serve as a proposal tool for possible modifications, improvements and optimizations.

universidad de león

Unidades empleadas en la presente Tesis Doctoral

Unidades de base del S.I.

Magnitud	Nombre de la unidad SI	Símbolo
Longitud	Metro	m
Masa	Kilogramo	kg
Tiempo	Segundo	s
Corriente eléctrica	Amperio	A
Temperatura termodinámica	Kelvin	K
Cantidad de sustancia	Mol	mol
Intensidad luminosa	Candela	cd

Unidades suplementarias del S.I.

Magnitud	Nombre de la unidad SI	Símbolo	Expresión en términos de unidades SI base
Angulo plano	Radián	rad	$m \cdot m^{-1}=1$
Angulo sólido	Estereorradián	sr	$m^2 \cdot m^{-2}=1$

Unidades derivadas seleccionadas del S.I. expresadas en términos de unidades de base.

Magnitud	Nombre de la unidad SI	Símbolo
Área	Metro cuadrado	m^2
Volumen	Metro cúbico	m^3
Velocidad	Metro por segundo	m/s
Aceleración	Metro por segundo al cuadrado	m/s^2
Número de onda	Metro recíproco	m^{-1}
Densidad	Kilogramo por metro cúbico	kg/m^3
Volumen específico	Metro cúbico por kilogramo	m^3/kg
Densidad de corriente	Amperio por metro cuadrado	A/m^2
Intensidad del campo magnético	Amperio por metro	A/m
Concentración	Mol por metro cúbico	mol/m^3
Luminancia	Candela por metro cuadrado	cd/m^2

UNIDADES DERIVADAS DEL S.I. CON NOMBRES ESPECIALES.

Magnitud	Nombre de la unidad SI	Símbolo	Expresión en términos de otras unidades
Frecuencia	Hercio	Hz	s^{-1}
Fuerza	Newton	N	$m \cdot kg/s^2$
Presión, tensión	Pascal	Pa	N/m^2
Energía, trabajo	Julio	J	$N \cdot m$
Potencia	Vatio	W	J/s
Carga eléctrica	Culombio	C	$s \cdot A$
Potencial eléctrico	Voltio	V	W/A
Capacitancia	Faradio	F	C/V
Resistencia eléctrica	Ohmio	Ω	V/A
Conductancia eléctrica	Siémens	S	A/V
Flujo magnético	Wéber	Wb	$V \cdot s$
Densidad del flujo magnético	Tesla	T	Wb/m^2
Inductancia	Henrio	H	Wb/A
Temperatura	Grado Celsius	°C	K
Flujo luminoso	Lumen	lm	$cd \cdot sr$

UNIDADES USADAS NO PERTENECIENTES AL S.I.

Nombre	Símbolo	Valor en unidades SI
Minuto (tiempo)	min	1 min = 60 s
Hora	h	1h=60min= 3.600 s
Día	d	1d = 24 h= 86.400 s
bar (10^6 barias)	bar	10^5 Pa
Metros de columna de agua	mca	9806,65 Pa
Atmósfera	atm	101325 Pa
Grado (ángulo)	°	1° = (pi/180) rad
Minuto (ángulo)	′	1′ = (1/60)° = (pi/10.800) rad
Segundo (ángulo)	″	1″ = (1/60)′ = (pi/648.000) rad
Litro	l	1 l = 1 dm^3 =10^{-3} m^3
Tonelada	t	1t = 10^3kg
Hectárea	ha	1 ha = $1hm^2$ =10^4m^2
Caloría	cal	4,8 J
Kilovatio-hora	kW·h	$3,6 \cdot 10^6$ J
Electronvoltio	eV	1 eV = 1,60218 x 10^{-19} J
Unidad unificada de masa atómica	u	1 u = 1,66054 x 10^{-27}kg

universidad de león

Tablas de múltiplos y submúltiplos del Sistema Internacional de Unidades

10^n	Prefijo	Símbolo	Escala	Asignación
10^{24}	yotta	Y	Septillón	1991
10^{21}	zetta	Z	Sextillón	1991
10^{18}	exa	E	Quintillón	1975
10^{15}	peta	P	Cuatrillón	1975
10^{12}	tera	T	Trillón	1960
10^{9}	giga	G	Billón	1960
10^{6}	mega	M	Millón	1960
10^{3}	kilo	k	Mil	1795
10^{2}	hecto	h	Centena	1795
10^{1}	deca	da / D	Decena	1795
10^{0}	*ninguno*		Unidad	
10^{-1}	deci	d	Décimo	1795
10^{-2}	centi	c	Centésimo	1795
10^{-3}	mili	m	Milésimo	1795
10^{-6}	micro	µ	Millonésimo	1960
10^{-9}	nano	n	Billonésimo	1960
10^{-12}	pico	p	Trillonésimo	1960
10^{-15}	femto	f	Cuatrillonésimo	1964
10^{-18}	atto	a	Quintillonésimo	1964
10^{-21}	zepto	z	Sextillonésimo	1991
10^{-24}	yocto	y	Septillonésimo	1991

Alfabeto griego

Letra	Nombre	Letra	Nombre
Α α	Alfa	Ν ν	Ni
Β β	Beta	Ξ ξ	Xi
Γ γ	Gamma	Ο ο	Ómicron
Δ δ	Delta	Π π	Pi
Ε ε	Épsilon	Ρ ρ	Rho
Ζ ζ	Dseta	Σ σ	Sigma
Η η	Eta	Τ τ	Tau
Θ θ	Theta	Υ υ	Ípsilon
Ι ι	Iota	Φ φ	Fi
Κ κ	Kappa, Cappa	Χ χ	Ji
Λ λ	Lambda	Ψ ψ	Psi
Μ μ	Mi	Ω ω	Omega

Acrónimos empleados en la presente Tesis Doctoral

ACS	Agua caliente sanitaria
AGCL	Ácidos grasos de cadena larga
AGV	Ácidos grasos volátiles
ARI	Aguas residuales industriales
ARU	Aguas residuales urbanas
CEE	Comunidad Económica Europea (antigua Unión Europea)
CEF	Complemento por eficiencia
Cmp	Coste de la materia prima.
CR	Complemento por energía reactiva
CTR	Centro de tratamiento de residuos
DES	Desvíos
DH	Complemento por discriminación horaria
DBO	Demanda biológica de oxígeno
DQO	Demanda química de oxígeno
EDAR	Estación depuradora de aguas residuales
EPC	Energía primaria consumida
foRSU	Fracción orgánica de residuos sólidos urbanos
foRSU-SO	Fracción orgánica de residuos sólidos urbanos separada en origen
GERSUL	Consorcio provincial para la gestión de residuos sólidos urbanos de León
GP	Garantía de potencia
IDAE	Instituto para la diversificación y ahorro de la energía
IPC	Índice de precios al consumo

LARECOM	Laboratorio regional de combustibles
OLR	Velocidad de carga orgánica
P	Prima
PCS	Poder calorífico inferior
PCS	Poder calorífico superior
PEB	Producción eléctrica bruta
PEG	Producción especifica de gas
PEM	Producción especifica de metano
PER	Plan de energías renovables
PIRCyL	Plan integral de residuos de Castilla y León
PMD	Precio de mercado diario
PRT	Precio de tarifa regulada
REEi	Rendimiento eléctrico equivalente acreditado por la planta
REEmin	Rendimiento eléctrico equivalente mínimo
RMA	Residuo de molienda de aceite
RMC	Reactor de mezcla completa
RSMA	Residuo seco de molienda de aceite
RSU	Residuos Sólidos Urbanos
SCADA	Supervisory control and data acquisition (supervisión, control y adquisición de datos)
SM	Separación mecánica
SMAN	Separación manual
SO	Separación en origen
SS	Sólidos en suspensión
ST	Sólidos totales

SV	Sólidos volátiles
SVT	Sólidos volátiles totales
TRH	Tiempo de retención hidráulica
TRHITRC	Tiempo de residencia hidráulica y celular
UASB	Up-flow anaerobic sludge blanket, reactor de lecho de lodo granular
UTE	Unión temporal de empresas

Contenido

Índice de contenido

Introducción 1
Prefacio 1
Marco de trabajo 4
Objetivos 7
Aportaciones 9
1 Digestión anaeróbica de RSU 13
1.1 Introducción 13
1.2 Características del biogás 16
1.3 Usos del biogás 17
1.4 Bioquímica y microbiología 18
1.4.1 Fases de la digestión anaerobia 19
1.4.2 Producción de metano 20
1.5 Factores que afectan a la digestión anaerobia 22
1.5.1 Tipo de sustrato 22
1.5.2 Temperatura del sustrato 23
1.5.3 Tiempo de retención 24
1.5.4 Velocidad de carga orgánica 25
1.5.5 El nivel de acidez (pH) 26
1.5.6 La relación carbono/nitrógeno 27
1.5.7 La concentración del sustrato 27
1.5.8 El agregado de inoculantes 27
1.5.9 El grado de mezclado 28
1.5.10 La presencia de compuestos inhibidores del proceso. 28
1.6 Potenciales y rendimientos 29
1.6.1 Codigestión anaerobia 34
1.6.2 Acondicionamiento del sustrato previo a la producción de biogás 35
1.6.3 Gestión del aprovisionamiento y de los subproductos 36
1.7 Tecnologías de digestión anaeróbica 36
1.7.1 Reactor de mezcla completa sin recirculación 36
1.7.2 Reactor de mezcla completa con recirculación 37
1.7.3 Reactor con retención de biomasa, sin recirculación 38
1.7.4 Sistemas discontinuos 40
1.7.5 Otros sistemas 41
1.7.6 Desarrollo en otros países 41
1.7.7 Descripción de tecnologías 45
1.7.8 Resultados experimentales de la digestión de foRSU 48
2 Codigestión 55
2.1 Introducción 55
2.2 Sistemas desarrollados basados en codigestión 59
2.3 Resultados obtenidos en los desarrollos analizados 65

2.3.1 Comparación de sustratos en digestores anaerobios en monoetapa en mesofílico 66
2.3.2 Comparación de sistemas de digestión anaerobia en fases y en monoetapa en mesofílico. Sustrato: fango-foRSU en codigestión 68
2.4 Codigestión con residuos de industrias lácteas 69
2.4.1 Introducción 69
2.4.2 Descripción de los residuos de la industria láctea 71
2.4.3 Producción de biogás 73
2.5 Codigestión residuos de estaciones depuradoras de aguas residuales 78
2.5.1 Introducción 78
2.5.2 Caracterización de las aguas residuales 78
2.5.3 Tipos y características de EDAR 80
2.5.4 Tratamiento de fangos 81
2.6 Producción de energía eléctrica a partir del biogás obtenido 85
2.6.1 Valorización del biogás 87
2.6.2 Producción eléctrica 88
3 Producción eléctrica con biogás 91
3.1 Introducción 91
3.2 Marco legal 92
3.2.1 Objetivos de potencia 93
3.2.2 Cogeneración 94
3.3 Producción eléctrica simple 98
3.4 Instalaciones híbridas 99
3.5 Estructura de la retribución 100
3.5.1 Complemento por energía reactiva 101
3.5.2 Garantía de potencia 101
3.5.3 Complemento por eficiencia 101
3.5.4 Discriminación horaria 102
3.5.5 Desvíos 103
3.6 Tarifas reguladas y primas 103
3.6.1 Tarifas y primas de referencia para cogeneración con biomasa 103
3.6.2 Precio y primas de producción eléctrica simple 103
3.7 Actualizaciones y revisión de precios y primas variables para instalaciones de biomasa 106
3.7.1 Actualizaciones 106
3.7.2 Revisiones 106
3.8 Límites máximos y mínimos 107
4 Aplicación de la Codigestión en el CTR 111
4.1 Introducción 111
4.2 Codigestión con sueros procedentes de industrias lácteas 112
4.3 Codigestión con fangos procedentes de las depuradoras del parque regional de picos de Europa 113
4.4 Análisis de datos 119
4.5 Producción de fangos 123
4.6 Producción de energía eléctrica a partir del biogás obtenido 135
4.7 Situación de las EDAR 139

5 Documentación administrativa analizada 143
5.1 Pliego de preinscripciones técnicas particulares que regularán el concurso público para la concesión del sistema de gestión de RSU en la provincia de León, que comprende la redacción de proyectos, construcción explotación y financiación. (5 de marzo de 1999) 143
5.2 Proposición económica correspondiente al concurso público para la concesión del sistema de gestión de Residuos Sólidos Urbanos en la provincia de León, que comprende la redacción de proyectos, construcción, explotación y su financiación. (28 de junio de 1999) 144
5.3 Resolución de concurso público para la concesión del sistema de gestión de los RSU de la provincia de León, que comprende la redacción de proyectos, construcción explotación y financiación. (30 de noviembre de 1999) 146
5.4 Proyecto Modificado número 1 al proyecto de planta de reciclaje y compostaje en San Román de la Vega. (agosto de 2003) 146
5.4.1 Introducción 146
5.4.2 Descripción de la planta 147
5.4.3 Instalación de cogeneración 172
5.5 Segunda adenda al contrato de 13 de enero de 2000. (4 de agosto de 2003) 186
5.6 Solicitud de actualización del canon. (4 de octubre de 2004) 186
5.7 Informe que emite el gerente (de GERSUL) sobre el estado general de las instalaciones (16 de marzo 2006) 186
5.8 Informe complementario al realizado con fecha 16 de marzo 2006 (10 de julio de 2006) 187
5.9 Informe sobre la situación del proceso de biometanización en la planta de reciclaje y compostaje en San Román de la Vega (21 de abril de 2008) 187
5.10 Informe sobre el estado de las instalaciones y recuperación de productos (08 de abril de 2009) 187
5.11 Informe sobre la factura nº UTET059/1000012 (20 de septiembre de 2010) 188
5.12 Informe sobre las facturas nº UTET059/1000018 y UTET059/1000029 (1 de octubre de 2010) 189
5.13 Decreto presidencial sobre devolución de la factura nº UTET059/100002 (15 de octubre de 2010) 189
5.14 Decreto presidencial sobre devolución de la factura nº UTET059/100006 (15 de octubre de 2010) 189
5.15 Decreto presidencial sobre devolución de la factura nº UTET059/100008 (15 de octubre de 2010) 189
5.16 Decreto presidencial sobre devolución de la factura nº UTET059/1000010 (15 de octubre de 2010) 190
5.17 Decreto presidencial sobre devolución de la factura nº UTET059/1000012 (15 de octubre de 2010) 190
5.18 Decreto presidencial sobre devolución de las facturas nº UTET059/1000018 y UTET059/1000029 (15 de octubre de 2010) 190

5.19 Decreto presidencial sobre devolución de la factura nº UTET059/1000026 (23 de febrero de 2011) 191
5.20 Decreto presidencial sobre devolución de la factura nº UTET059/1000027 (23 de febrero de 2011) 191
5.21 Decreto presidencial sobre devolución de la factura nº UTET059/1000031 (23 de febrero de 2011) 191
5.22 Decreto presidencial sobre devolución de la factura nº UTET059/1000033-38 (23 de febrero de 2011) 192
5.23 Decreto presidencial sobre devolución de la factura nº UTET059/1000041 (23 de febrero de 2011) 192
5.24 Plan integral de residuos de Castilla y León (julio de 2013) 192
5.25 Conclusiones 194
6 Recogida de datos 197
6.1 Introducción 197
6.2 Datos registrados en la planta 198
6.3 Datos recogidos en planta 204
6.4 Conclusiones 215
7 Tratamiento de los datos 219
7.1 Introducción 219
7.2 Estado de la instalación 220
7.2.1 Cómo fue proyectada la instalación 220
7.2.2 Estado actual de la instalación 221
7.3 Consideraciones previas 222
7.4 Metodología 223
7.5 Conclusiones 230
8 Producción eléctrica en el CTR 235
8.1.1 Previsión de la operación 235
8.1.2 Flujos de caja para los años 2007-2012 236
8.2 Modificaciones a la instalación eléctrica actual 246
8.3 Conclusiones 249
9 Modelo semiempírico de producción de metano en el CTR 253
9.1 Introducción 253
9.2 Necesidad de modelizar el proceso 254
9.3 Modelos del proceso de digestión anaeróbica 255
9.3.1 Modelos para calcular la producción de biogás 256
9.4 Modelo propuesto para cálculo de digestión y codigestión en digestores anaeróbicos 258
9.4.1 Introducción 258
9.4.2 Descripción y funcionamiento 259
9.4.3 Limitaciones del modelo propuesto 267
9.5 Aplicación del modelo al CTR 270
9.6 Modificaciones del modelo en aplicación al CTR 272
9.7 Interpretación de resultados de las simulaciones 274
9.8 Conclusiones 275
10 Conclusiones 281
11 Futuras líneas de trabajo 285

12 Bibliografía 287

Índice de figuras

Figura 1.1. Aplicaciones y productos del proceso de digestión anaerobia. (IDAE , 2007). 16
Figura 1.2. Equivalencias de biogás con otras fuentes de energía. (IDAE , 2007). 17
Figura 1.3. Esquemas básicos de las de la fermentación anaerobia. Adaptada de (Pavlostathis, 1991). 19
Figura 1.4. Fases de la fermentación anaerobia y poblaciones de microrganismos: 1) Bacterias hidrolíticas-acidogénicas; 2) Bacterias acetogénicas; 3) Bacterias homoacetogénicas; 4) Bacterias metanogénicas hidrogenófilas; 5) Bacterias metanogénicas acetoclásticas. (IDAE , 2007). 20
Figura 1.5. Flujo de DQO (Demanda Química de Oxígeno) en el proceso de digestión anaerobia de materia orgánica particulada, formada por un 10% de materiales inertes y un 90% de hidratos de carbono, proteínas y lípidos, a partes iguales. El ácido propiónico (HPr, 10%), ácido butírico (HBu, 12%) y ácido valérico (HVal, 7%) se han agrupado para simplificar el esquema. AGCL: ácidos grasos de cadena larga. Adaptada de (IDAE , 2007). 21
Figura 1.6. Rendimiento de las bacterias según el rango de temperatura. Adaptada de (Stams, 1994). 24
Figura 1.7. Eliminación de sólidos volátiles, SV (%) y producción volumétrica de gas PV (m3 biogás/m3 dig·día) para un reactor anaerobio continuo de mezcla completa, en función del tiempo de retención hidráulico. Adaptada de (Ahring, 1995). 25
Figura 1.8. Producción de gas por unidad de carga en función de la velocidad de carga orgánica (OLR), para los datos de la Figura 1.7. Adaptada de (Ahring, 1995). 26
Figura 1.9. Crecimiento bacteriano en un biorreactor. Adaptada de (Batstone, 2000). 28
Figura 1.10. Producción de biogás vs velocidad de carga orgánica (OLR) para diferentes instalaciones tratando la fracción orgánica de residuos municipales (OFMSW). SS: separación en origen; MS: separación mecánica. (Hartman, 2006). 32
Figura 1.11. Esquema de funcionamiento del proceso de biogás. (Ciemat, 1990). 37
Figura 1.12. Esquema de reactores sin retención interior de biomasa. (Ciemat, 1990). 38
Figura 1.13. Esquema de reactores con retención interior de biomasa. (Ciemat, 1990). 39
Figura 1.14. Diagrama del proceso Valorga. Adaptada de (Valorga, 2006). 47
Figura 1.15.Diagrama del proceso Dranco. Adaptada de (OWS, 2013). 47

Figura 1.16.Diagrama del proceso BTA. Adaptada de (BTA, 2015). 47
Figura 2.1 Rangos de producción potencial de biogás en función del residuo agroindustrial utilizado. (AINIA, 2011). 59
Figura 2.2: Producción de gas, ácidos grasos y concentración de metano. (Kacprzak, 2009). 76
Figura 2.3: Esquema de funcionamiento de una EDAR. (Elaboración propia).....80
Figura 3.1. Retribución de la electricidad producida por cogeneraciones con diferentes tipos de biomasa. (Artículo 35 apartado 3 (a.1.3) del RD 661/2007). 104
Figura 3.2. Retribución de la electricidad producida por instalaciones que utilizan diferentes tipos de biomasa dentro de la categoría b), grupos b.6, b.7 y b.8: biomasa y biogás. (Artículo 36 del RD 661/2007).....105
Figura 3.3.Revisión de tarifas en relación a la puesta en marcha de una planta. (Elaboración propia). 107
Figura 3.4. Retribución y prima real en función del pool. (Elaboración propia).....108
Figura 4.1: Etapa de flotación de un filtro banda. (Elaboración propia). 116
Figura 4.2: Etapa de alimentación de un filtro banda. (Elaboración propia).....116
Figura 4.3: Etapa de predeshidratación de un filtro banda. (Elaboración propia).....117
Figura 4.4: Etapa de filtración de un filtro banda. (Elaboración propia). 117
Figura 4.5: Etapa de compactación y escurrido de un filtro banda. (Elaboración propia). 118
Figura 4.6: Etapa de descarga de un filtro banda. (Elaboración propia).....118
Figura 4.7: Etapa de limpieza de un filtro banda. (Elaboración propia). 119
Figura 4.8: Producción anual de fango. (Elaboración propia). 131
Figura 4.9: Producción anual de fangos deshidratados. (Elaboración propia).....134
Figura 4.10: Calidad del servicio prestado por el total de instalación de depuración de agua residual. (Elaboración propia).....140
Figura 4.11: Problemática fundamental de los sistemas de depuración que no presentan un funcionamiento adecuado. (Elaboración propia).....140
Figura 4.12: Estado físico de las instalaciones de depuración. (Elaboración propia). 141
Figura 5.1. Comparativa de la producción de biogás (m3) en función de la foRSU tratada (t) en los distintos procesos de biometanización existentes en Castilla y León. (Elaboración propia). 193
Figura 5.2. Comparativa de la generación de energía eléctrica (kW·h/año) en función biogás producido (m3) en los distintos procesos de biometanización existentes en Castilla y León (Elaboración propia).....193
Figura 5.3. Comparativa de la generación de energía eléctrica (kW·h/año) en función de la foRSU tratada (t) en los distintos procesos de biometanización existentes en Castilla y León. (Elaboración propia).....194

Figura 7.1. Esquema de la instalación con las modificaciones introducidas. (Elaboración propia). 233
Figura 8.1. Instalaciones eléctricas necesarias para la adaptación al sistema Todo-Todo. (Elaboración propia)..... 247
Figura 9.1. Hoja "Calculadora". (Elaboración propia). 260
Figura 9.2. Tabla de estiércoles de la hoja "Calculadora". (Elaboración propia). 261
Figura 9.3. Hoja "Cifras anuales". (Elaboración propia)..... 261
Figura 9.4. Hoja "Respuesta Superficie-SV-TRH". (Elaboración propia)..... 262
Figura 9.5. Hoja "Respuesta Superficie-Temperatura-TRH". (Elaboración propia)..... 262
Figura 9.6. Hoja "Temperatura&TRH". (Elaboración propia). 264
Figura 9.7. Hoja "CFST". (Elaboración propia). 265
Figura 9.8. Hoja "Flujo de entrada". (Elaboración propia)..... 266
Figura 9.9. Hoja "Costes Temperatura&TRH". (Elaboración propia). 267
Figura 9.10. Fila "Mixed" añadida a la tabla de estiércoles de la hoja "Calculadora". (Elaboración propia). 272
Figura 9.11. Hoja "MOD". (Elaboración propia)..... 273

Índice de tablas

Tabla 1.1. Tratamiento según el uso final del biogás. (0= no tratamiento, 1= tratamiento parcial, 2= tratamiento elevado)..... 18
Tabla 1.2. Datos ilustrativos de producción de biogás con estiércol animal. 23
Tabla 1.3. Datos ilustrativos de producción de biogás con estiércol animal. 23
Tabla 1.4. Principales inhibidores del proceso fermentativo. 29
Tabla 1.5. Producción de metano de residuos ganaderos en diversas condiciones de operación. 30
Tabla 1.6. Algunas referencias de producción de metano de la fracción orgánica de residuos municipales, o de sus componentes. 32
Tabla 1.7. Potenciales de producción de biogás de algunos residuos orgánicos de la industria alimentaria. 33
Tabla 1.8. Caracterización relativa para la codigestión de diferentes residuos orgánicos. 35
Tabla 1.9. Características de los diferentes sustratos de alimentación a los digestores de Treviso y de Terni. 49
Tabla 1.10. Características de la foRSU seleccionada en la planta industrial situada en San Giorgio di Nogaro, que fue utilizado, después de ser diluida, para alimentar el digestor de Treviso..... 50
Tabla 1.11. Resultados obtenidos en la digestión anaerobia de diferentes tipos de foRSU en planta piloto. 52
Tabla 1.12. Condiciones operativas y rendimientos obtenidos por diversos autores operando en condiciones mesofílicas. 53

Tabla 1.13. Algunos resultados de rendimientos de metano a partir de la digestión anaerobia de foRSU. 54
Tabla 2.1. Potenciales de producción de biogás de algunos residuos orgánicos de la industria alimentaria y de la fracción orgánica de residuos municipales (Angelidaki, 1997)....58
Tabla 2.2: Caracterización de efluentes de diferentes industrias lácteas (mg/l)....72
Tabla 2.3: Características fisicoquímicas de diferentes sueros. 72
Tabla 2.4: Características fisicoquímicas de diferentes sueros. 73
Tabla 2.5: Parámetros de operación y funcionamiento del reactor UAS B durante la experimentación. 74
Tabla 2.6: Características fisicoquímicas utilizadas en el experimento. 75
Tabla 2.7: Mezcla de sustratos utilizados en el experimento. 77
Tabla 2.8: Concentración de elementos químicos. 80
Tabla 2.9: Procedencia de sólidos y fango en una instalación tratamiento de aguas residuales. 82
Tabla 2.10: Características del fango producido durante el tratamiento del agua residual. 83
Tabla 2.11: Valor calorífico del biogás y del gas natural. 86
Tabla 3.1. Valores del coeficiente de bonificación o penalización según el f.d.p. 102
Tabla 3.2. Ejemplos de valores del Cef en c€/kW·h para un Cmp = 20 €/MW·h. 102
Tabla 4.1: Poblaciones con EDAR's tipo A. 120
Tabla 4.2: Poblaciones con EDAR's tipo B. 120
Tabla 4.3: Poblaciones con EDAR's tipo C. 120
Tabla 4.4: Poblaciones con EDAR's tipo D. 121
Tabla 4.5: Poblaciones con EDAR's tipo E. 121
Tabla 4.6: Producción anual de fangos. 129
Tabla 4.7: Producción anual de fangos deshidratados. 132
Tabla 4.8: Producción de energía eléctrica. 136
Tabla 5.1: Venta de energía eléctrica y precio de venta. 145
Tabla 5.2: Coste de adquisición de la energía eléctrica. 145
Tabla 5.3: Separador electromagnético. 148
Tabla 5.4: Transportadora repartidora a mezcladores 149
Tabla 5.5: Transportadora hacia metanización. 149
Tabla 5.6: Cribadora Bivitec. 151
Tabla 5.7: Transportadora tipo U. 151
Tabla 5.8: Bomba para agua proceso. 152
Tabla 5.9: Agitador depósito agua proceso. 153
Tabla 5.10: Depósito agua proceso. 154
Tabla 5.11: Mezclador turbo. 155
Tabla 5.12: Depósito de almacenamiento de mezclas. 160
Tabla 5.13: Depósito de hidrólisis. 161
Tabla 5.14: Depósito FeCl2. 162
Tabla 5.15: Reactor. 162

Tabla 5.16: Depósito de almacenamiento. 163
Tabla 5.17: Bomba para la mezcla. 164
Tabla 5.18: Bomba de sustrato hacia hidrólisis. 164
Tabla 5.19: Bomba de dosificación FeCl2. 165
Tabla 5.20: Bomba hacia reactor. 166
Tabla 5.21: Bomba de digesto. 166
Tabla 5.22: Agitador depósito almacenamiento de mezclas. 167
Tabla 5.23: Agitadora depósito de hidrólisis. 168
Tabla 5.24: Agitadora reactor. 168
Tabla 5.25: Agitadora depósito de almacenamiento 169
Tabla 5.26: Intercambiador de calor de tubo doble 170
Tabla 5.27: Estación preparación de polímeros. 171
Tabla 5.28: Bomba de dosificación de polímeros. 171
Tabla 5.29: Sinfín de deshidratación. 172
Tabla 5.30: Sensor 177
Tabla 5.31: Transductor 177
Tabla 5.32: Bomba para condensados. 177
Tabla 5.33: Separador de condensados. 178
Tabla 5.34: Compresor de biogás 179
Tabla 5.35: Motor de gas. 181
Tabla 5.36: Generador eléctrico 182
Tabla 5.37: Caldera de gasóleo C. 184
Tabla 5.38: Antorcha. 185
Tabla 5.39. Comparativa de la generación de biogás y energía eléctrica en los distintos procesos de biometanización existentes en Castilla y León. 193
Tabla 6.1: Realización de mixers hasta septiembre de 2011. 198
Tabla 6.2: Alimentación al tanque de mezclas hasta septiembre de 2011 (m3). 199
Tabla 6.3: Temperatura del tanque de mezcla hasta septiembre de 2011 (ºC). 200
Tabla 6.4: Volumen de alimentación a digestores hasta septiembre de 2011 (m3). 201
Tabla 6.5: Producción de generadores hasta septiembre de 2011 (kW·h). 202
Tabla 6.6: Horas de funcionamiento de los generadores hasta septiembre de 2011. 203
Tabla 6.7: Consumo de gasóleo por parte de la caldera hasta septiembre de 2011 (l). 204
Tabla 6.8: Datos tomados de la visita realizada el 5 de agosto de 2011. 205
Tabla 6.9: Datos tomados de la visita realizada el 9 de agosto de 2011. 206
Tabla 6.10: Datos tomados de la visita realizada el 11 de agosto de 2011. 206
Tabla 6.11: Datos tomados de la visita realizada el 17 de agosto de 2011. 207
Tabla 6.12: Datos tomados de la visita realizada el 23 de agosto de 2011. 208
Tabla 6.13: Datos tomados de la visita realizada el 25 de agosto de 2011. 209
Tabla 6.14: Datos tomados de la visita realizada el 26 de agosto de 2011. 209
Tabla 6.15: Datos tomados de la visita realizada el 29 de agosto de 2011. 210

Tabla 6.16: Datos tomados de la visita realizada el 2 de septiembre de 2011.....211
Tabla 6.17: Datos tomados de la visita realizada el 5 de septiembre de 2011.....211
Tabla 6.18: Datos tomados de la visita realizada el 9 de septiembre de 2011.....212
Tabla 6.19: Datos tomados de la visita realizada el 13 de septiembre de 2011.....213
Tabla 6.20: Datos tomados de la visita realizada el 23 de septiembre de 2011.....214
Tabla 6.21: Datos tomados de la visita realizada el 13 de octubre de 2011.....214
Tabla 7.1: Cálculo de biogás aprovechado en los motores de cogeneración (m3).....223
Tabla 7.2: Cálculo del número de horas de funcionamiento a plena carga.....225
Tabla 7.3: Cálculo del factor de carga de la instalación de cogeneración.....225
Tabla 7.4: Cálculo del calor perdido en los gases de escape de la instalación de cogeneración.....227
Tabla 7.5: Cálculo del calor perdido en el circuito de alta temperatura de la instalación de cogeneración.....228
Tabla 7.6: Cálculo del calor total perdido en la instalación de cogeneración.....229
Tabla 7.7: Cálculo aportado por la caldera de gasóleo (kW·h).....230
Tabla 7.8: Pautas de aprovechamiento de la energía residual.....231
Tabla 8.1. Valores del Precio Medio Aritmético para España.....241
Tabla 8.2. Horas de funcionamiento y energía eléctrica producida en los motores de biogás.....250
Tabla 8.3. Relación de energía eléctrica vs tonelada tratada en la línea de biometanización.....250
Tabla 9.1. Producción de gas y la fracción de metano de estos tres componentes.....257
Tabla 9.2. Caracterización de RSU de entrada al CTR.....271
Tabla 9.3. Caracterización de RSU de entrada a túneles de compostaje.....271
Tabla 9.4. Caracterización de RSU de entrada a biometanización.....271

INTRODUCCIÓN

PREFACIO

El término desarrollo sostenible se empezó a utilizar con mayor frecuencia a partir de 1987 al publicarse el informe final de la Comisión Mundial del Medio Ambiente y el Desarrollo de la ONU, conocido como "Nuestro futuro común" o simplemente "Informe Brundtland" documento que se pronuncia por la preservación y salvaguarda de los recursos naturales del planeta y un crecimiento económico continuado. Este informe definió desarrollo sostenible: ***"Es el desarrollo que satisface las necesidades actuales de las personas sin comprometer la capacidad de las futuras generaciones para satisfacer las suyas"***.

La degradación de forma continuada que sufre el medioambiente tiene como causas fundamentales las actividades de los seres humanos. Esta correlación entre el desgaste ecológico y los factores humanos que los provocan, ha promovido la existencia de diversos puntos de vista que, en lugar de perseguir únicamente el crecimiento económico, abogan por un nuevo modelo que considere las tres dimensiones de la filosofía del desarrollo sostenible, ecológica, económica y social, mediante la aplicación de políticas económicas que integren los objetivos ambientales, económicos y sociales.

El actual deterioro del medio ambiente no es fácil de ocultar, y es tan grave que resulta difícil reflejar su magnitud en unas pocas líneas[1]. ***"Imagínese un mundo en el que los cambios del medio ambiente pusiesen en peligro la salud, la seguridad física, las necesidades materiales y la cohesión social de las personas. Un mundo asolado por temporales cada vez más intensos y frecuentes y por la subida del nivel del mar. Algunos sufren grandes inundaciones, mientras otros soportan intensas sequías. Las especies se están extinguiendo a un ritmo nunca visto. El agua no contaminada es cada vez más escasa, lo que frena la actividad económica. La degradación de las tierras pone en peligro las vidas de millones de personas. Este es el mundo de hoy"***.

Uno de los aspectos que deben ser considerados necesariamente cuando se postulan las repercusiones ambientales del desarrollo humano es la generación de residuos. Se define la generación de residuos como la producción de material carente de uso o valor para quien se desprende de él. La gestión de residuos es una competencia

[1] *Global Environment Outlook GEO 4. Perspectivas del Medio Ambiente Mundial,* United Nations Environment Programme, Phoenix Design Aid, Denmark.

propia de las administraciones públicas de ámbito local, caracterizadas por su mayor cercanía a los usuarios del servicio, pero quizás menos capacitadas técnicamente, con menos recursos humanos y materiales, para afrontar un reto de suma importancia, debido a que son múltiples los problemas derivados de una inadecuada gestión de los residuos, entre los que destacan, sin ser los únicos, los aspectos medioambientales: producen daños irreparables sobre los ecosistemas y contaminan el aire, el suelo y las aguas, entre otros efectos perniciosos.

Adicionalmente, durante los últimos años se han desarrollado tecnologías que permiten una mejora notable en la gestión de los residuos, no solo desde el punto de vista de la eliminación de la materia orgánica contenida en los residuos, sino además acompañado de desarrollos técnicos que permiten su valorización energética. Durante el pasado siglo el uso de los combustibles fósiles se ha incrementado significativamente, lo que ha provocado un aumento alarmante en la emisión de gases que generan el denominado efecto invernadero. Por otra parte, millones de toneladas de desechos orgánicos biodegradables son generados cada año por los sectores agropecuarios, municipales e industriales en todo el mundo.

La legislación europea, nacional y autonómica regula los mecanismos que deben establecerse para que los residuos sean correctamente gestionados una vez generados, pero establecer los mecanismos de control de operación de las plantas de tratamiento es costoso y los recursos económicos disponibles para ello suelen ser insuficientes. A su vez, si dicha gestión no es adecuada, la oposición social suele ser notoria. En definitiva, un sistema de gestión de residuos óptimo es aquel medioambientalmente sostenible, económicamente asequible y socialmente aceptable.

La tipología de residuos generados es muy variada. Entre otros criterios, cabe clasificarlos en función de su estado físico, la naturaleza de su origen, la fracción de material que contengan o sus efectos potenciales. El flujo de residuos objeto de la presente Tesis Doctoral está compuesto por los residuos sólidos urbanos (RSU) generados a nivel doméstico, y gestionado por entidades públicas municipales. Los RSU constituyen una tipología de residuos con una fuerte componente social, son los residuos directamente generados por los individuos y por tanto los más visibles y molestos, estando fuertemente cercanos los agentes generadores de este tipo de residuos, los ciudadanos, como las administraciones locales encargadas de su gestión.

En este tipo de residuos, destaca una fracción que requiere especial atención por su cantidad, sus efectos secundarios y su potencial como fuente de energía: los residuos

biodegradables, o fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos (foRSU). Es tal su importancia que en la Unión Europea se han establecido para esta fracción específica unos objetivos concretos y se ha propuesto desarrollar una iniciativa legislativa.

En España todos los RSU eran dirigidos a vertedero hasta la década de los 80, siendo el método de tratamiento menos recomendado en la pirámide de gestión sostenible de los residuos. A partir de esta década se inició un proceso de aumento de exigencia esta materia desde directivas políticas traspuestas desde Europa, comenzándose de forma paulatina una revolución, la gestión integral de los residuos, que priorizara la valorización de materiales frente a la eliminación, hasta entonces la más empleada.

Esta gestión integral supone la selección y aplicación de técnicas, tecnologías y programas de gestión idóneos para lograr metas y objetivos específicos de gestión de la totalidad de los residuos generados en una determinada zona, incorporando en la gestión lo que se denomina la jerarquía de gestión de residuos. El Programa de Naciones Unidas para el Medio Ambiente define la gestión integral de residuos como el marco de referencia para diseñar e implantar los nuevos sistemas de gestión de residuos y para analizar y optimizar los sistemas existentes[2].

Este cambio fue trascendental para iniciar la generación de una conciencia social, suponiendo el inicio de la recogida de forma selectiva para de residuos, para someterlos posteriormente a métodos de tratamiento ad hoc para cada tipo de residuo, implicando un aprovechamiento, sobre todo económico, que promovió que ciertos residuos no terminaran en vertedero. Precisamente fue este cambio de conciencia la justificación de que en los instrumentos jurídicos no se empleara ya el término desecho, objeto cuyo destino está asociado a la eliminación, sino residuo, material cuyo destino comprende tanto su eliminación como su posible recuperación y reintegración en el circuito económico.

La evolución de la gestión de los residuos es, en general, positiva en España. La Ley 22/2011, de 28 de julio, de residuos y suelos contaminados, otorgó a las Comunidades Autónomas, la competencia para elaborar planes autonómicos de residuos que contengan un análisis actualizado de la situación de los mismos en su ámbito territorial y una exposición de las medidas para facilitar su reutilización, reciclado, valorización y eliminación, estableciendo objetivos de prevención,

[2] UNEP (1996): International Source Book on Environmentally Sound Technologies for Municipal Solid Waste Management, International Environmental Technology Centre, United Nations Environment Programme, New York.

preparación para la reutilización, reciclado, valorización y eliminación y su contribución a la consecución de los objetivos establecidos en ella.

Sin embargo, un descenso a nivel de planta de tratamiento permite visualizar que los procesos de tratamiento están muy lejos de alcanzar la situación óptima, denominada vertido cero. Para acercarse al logro de este objetivo, resulta fundamental la puesta en marcha de medidas enfocadas en distintas vertientes, reducir la cantidad de residuos generados, incentivar el desvío de residuos de vertedero por iniciativa e interés del gestor de las plantas de tratamiento y corregir los fallos de mercado derivados de la falta de cauce económico entre los diferentes agentes, para que las externalidades relacionadas con los residuos no sean asumidas por la sociedad en su conjunto.

En la Unión Europea siguen existiendo grandes divergencias entre los Estados miembros, tanto en los métodos de tratamiento empleados como en el grado de aplicación de los diversos instrumentos de políticas públicas. Ello se traduce en notables diferencias en los niveles de desvío de residuos entre los países comunitarios más avanzados en la gestión, en los que sólo es depositado en vertedero un pequeño porcentaje de residuos municipales, y España, donde dicho porcentaje representa prácticamente la mitad de los residuos municipales.

A nivel autonómico, Castilla y León dio un primer paso hacia una planificación integrada en la "Estrategia Regional de Residuos de Castilla y León 2001-2010", aprobada mediante Decreto 74/2002, de 30 de mayo. En esta norma diagnosticaba la situación, definía las necesidades de gestión a escala regional de los diferentes tipos de residuos y concretaba los planes de acción y medidas a desarrollar en el período 2001-2010, así como el grado de participación de las diferentes administraciones y agentes implicados en la resolución de los problemas relacionados con su gestión y tratamiento. La Estrategia Regional de Residuos ponía el acento tanto en la prevención de la generación de los residuos como en el fomento del sector de la reutilización y el reciclado, como forma de aprovechar los recursos que contienen los residuos, que de otro modo serían eliminados, disminuyendo así sus efectos ambientales. La aplicación de este plan dio comienzo a la planificación de la gestión de RSU, a través de distintos Centros de Tratamiento de Residuos, CTR.

MARCO DE TRABAJO

El modelo de gestión de los residuos domésticos en Castilla y León se basa en el funcionamiento de un conjunto de servicios e infraestructuras de recogida, transporte, tratamiento (valorización y eliminación), cuya gestión recae en su

totalidad en las entidades locales. Se trata de un modelo de carácter provincial, basado en la separación domiciliaria:

- Materiales orgánicos (y sustancias compatibles) y resto
- Recogida separada de envases ligeros, papel-cartón y vidrio

Como caso particular se encuentra Valladolid capital, donde se lleva a cabo la recogida separada de materia orgánica.

Los CTR son instalaciones en las que se separan y clasifican los componentes de los residuos, para su posterior uso por otras industrias. Tras la separación, clasificación, recuperación y tratamiento, los residuos no aprovechables (rechazos) son trasladados al depósito de rechazos.

La Comunidad Autónoma de Castilla y León cuenta con quince CTR en los cuales se realizan algunas o todas las actividades destinadas al tratamiento, reducción y eliminación de RSU. Estas actividades son triaje, clasificación de envases, compostaje, biometanización y desvío a vertedero. La comunidad no dispone de ningún CTR en el que se realice la actividad de incineración de RSU. De estos, solamente seis: Gomecello (Salamanca), Palencia, Ávila, San Román de la Vega (León), Cortes (Burgos) y Valladolid tienen la posibilidad de tratamiento biológico anaerobio (biometanización) con aprovechamiento energético, siendo los únicos que se consideran completos y realizan todas las actividades indicadas.

La producción de los desechos urbanos oscila entre 950 a 1.150 gramos por día y habitante (Junta de Castilla y León, 2013).

En los procesos de separación, clasificación, producción de energía y compostaje, llevados a cabo en las plantas satélites de clasificación y en el Centro de Tratamiento de Residuos, gestionados por el Consorcio Provincial para la Gestión de Residuos Sólidos Urbanos de León (GERSUL), son tratados todos los RSU generados en la provincia, aproximadamente 195 000 t/año.

El Centro de Tratamiento de Residuos Sólidos Urbanos (CTR) situado en San Román de la Vega, ha sido diseñado con la finalidad de realizar las labores de recogida, clasificación, reciclaje y tratamiento de residuos (mayoritariamente materia orgánica), con la finalidad de obtener dos subproductos, compost y biogás.

Los procesos desarrollados requieren importantes suministros energéticos, entre ellos se encuentra el de metanización que, a partir de la digestión anaeróbica de la materia orgánica, produce biogás. Aprovechando éste para generar energía eléctrica

mediante motores de combustión interna y obteniendo a su vez un calor residual que en parte es reutilizado en el proceso. En esta planta, además, como se indicará en más detalle, se pretende aprovechar una de las líneas de valorización de la materia orgánica de los residuos para, precisamente la de metanización, incorporar otros residuos que cumplan las características de poseer un alto contenido en humedad y en materia orgánica como pueden ser los lodos o fangos procedentes de depuradoras de aguas residuales urbanas, o los residuos líquidos de las industrias lácteas. Además, la energía eléctrica producida en este proceso se deberá vender como subproducto, obteniendo GERSUL, y por extensión la sociedad, una retribución adicional por esta actividad.

El Plan Integral de Residuos de Castilla y León (PIRCyL), se ha elaborado por la Consejería de Fomento y Medio Ambiente, en concreto por la Dirección General de Calidad y Sostenibilidad Ambiental, de conformidad con lo dispuesto en la Ley 22/2011. Este plan pretende que los distintos agentes implicados en los objetivos de este Plan, adopten posturas activas en la gestión de los residuos tendentes a incrementar la coordinación institucional y la participación ciudadana, mediante el desarrollo de instrumentos de coordinación previstos con entidades locales, empresas privadas y agentes implicados en la gestión de los residuos. El PIRCyL solamente recoge información relacionada con la línea de biometanización de cuatro de ellos: Palencia, Ávila, San Román de la Vega (León), Cortes (Burgos) y Valladolid. El PIRCyL manifiesta la necesidad de una mejora en los rendimientos de los procesos que se llevan a cabo en el CTR, y un aumento en los ratios de funcionamiento.

La puesta en funcionamiento de este plan ha permitido detectar una serie de anomalías, cuya resolución implicaría una mejora en el funcionamiento de los procesos, citados resumidamente a continuación.

En la actualidad existe una discriminación automática de materia orgánica destinada a biometanización, desviándose otra parte (la de tamaño mayor a 40 mm) a un proceso de compostaje (no aprovechable energéticamente).

Uno de los aspectos limitantes en la producción de biogás a partir del proceso de digestión anaeróbica en la planta analizada es la cantidad de materia orgánica contenida en los residuos. Según manifestaciones de la empresa concesionaria de la explotación de la planta, existe una baja cantidad de materia orgánica en los RSU entrantes al CTR.

Todos los procesos mencionados anteriormente necesitan de un aporte energético para su correcto funcionamiento, en forma de energía eléctrica y térmica adquirida al

exterior de la planta. Estas formas de energía se podrían complementar con las energías, eléctrica y térmica, generadas en el proceso de cogeneración, para autoconsumo de la propia planta.

Hasta junio de 2012 la energía eléctrica generada por los motores de biogás se utilizaba para autoconsumo de la propia planta. La venta de electricidad supondría un beneficio económico para GERSUL.

El suministro de gasóleo C es utilizado actualmente para la generación de calor, necesario para mantener las condiciones adecuadas en el proceso de biometanización, debido a que no se está aprovechando completamente el calor residual de los motores de combustión del gas.

De este modo, ha quedado patente que en el pliego de condiciones administrativas con los que fue licitada la planta, no promovió un excesivo celo en la empresa concesionaria para optimizar su funcionamiento.

El régimen de funcionamiento a la que está sometida la planta, someramente expuesto en los epígrafes anteriores, pone de manifiesto el precario estado de funcionamiento de la instalación y, ha justificado el abordaje de los objetivos planteados en la introducción.

La Universidad de León y GERSUL han colaborado a través de varios convenios en diversas ocasiones con la intención de buscar la opción óptima en cuanto a la gestión de la energía eléctrica generada a partir del biogás producido en el CTR, así como todo lo relacionado con el seguimiento de la generación, exportación y su tramitación administrativa ante los organismos oficiales y empresas eléctricas.

Durante el desarrollo de la presente Tesis Doctoral se presentará una serie de mejoras propuestas con respecto a los siguientes aspectos: comportamiento energético de la planta; balance económico del funcionamiento inadecuado; posibilidad de adición de diferentes sustratos para aumentar la carga de foRSU y agua entrante en la planta; modificación de elementos y procesos de la planta; y una propuesta de modificación de las condiciones técnicas de funcionamiento estipuladas en su concesión. Estas propuestas quedan sintetizadas en la Parte III, Conclusiones.

OBJETIVOS

1. Realizar una comparativa entre los rendimientos, en producción de biogás y de energía eléctrica generada y exportada por la planta, en relación con otras plantas de similares características de la comunidad autónoma.

2. Estudiar la idoneidad de la adición de otros sustratos a los RSU en el CTR.
3. Detectar cuáles de los posibles sustratos, para ser añadidos en codigestión, ofrecerían unos resultados más favorables, a nivel de proceso, a nivel económico y a nivel de sinergias con el resto de residuos.
4. Estudiar las inversiones necesarias para adaptar la línea de biometanización del CTR a la adición para codigestión de residuos de lechería o fangos procedentes de depuradora y los RSU.
5. Estudiar la opción adecuada al necesario tratamiento de los lodos de las EDAR de Picos de Europa.
6. Analizar de la información relativa al proceso de licitación, la ejecución, la explotación y los rendimientos obtenidos en el CTR, detectando, a partir de la documentación aportada por GERSUL, el grado de cumplimiento de los diferentes compromisos estipulados por ambas partes.
7. Detectar incidencias en las diferentes instalaciones del CTR que impliquen deficiencias en la instalación, con respecto a cómo fue proyectada, en el funcionamiento, con respecto a un comportamiento continuo, o en los resultados, con respecto a lo estipulado en el proceso de licitación.
8. Proponer mejoras técnicas que permitan unos mejores rendimientos en el proceso.
9. Elaborar un escenario económico en el que se valorasen los ingresos obtenidos desde el año 2007 hasta el año 2012 por la venta de la electricidad comprometida según las condiciones de licitación.
10. Plantear un modelo que evalúe los resultados que deberían obtenerse en un régimen permanente de funcionamiento en función de las características de la materia de entrada al CTR. Se propone que este modelo permita alcanzar los siguientes objetivos parciales:
    a. Valorar la eficiencia del proceso.
    b. Determinar si se están cumpliendo unos mínimos estándares de funcionamiento.
    c. Optimizar sus resultados en función de la caracterización de los residuos de entrada.
    d. Determinar la conveniencia de triturar materia orgánica.
    e. Determinar la conveniencia de introducir algún otro tipo de residuo para realizar codigestión, qué tipo de residuo y en qué cantidad.

En definitiva, el objetivo fundamental de este trabajo es valorar el grado de cumplimiento del correcto funcionamiento de los procesos desarrollados en el CTR de San Román de la Vega, con respecto a lo estipulado en los compromisos de

contratación establecidos, y la elaboración de un modelo que permita evaluar de forma sistemática las causas o responsabilidades generadas por su incumplimiento.

APORTACIONES

Para abordar los objetivos planteados se propone la siguiente metodología de trabajo, que implica el logro de los objetivos en forma de búsqueda de alternativas y de selección de la opción más adecuada en cada caso.

1. Estudio del arte de los sistemas y procesos de digestión anaeróbica, y de la codigestión con residuos sólidos urbanos, dando especial hincapié a los procesos que hayan evaluado la codigestión de RSU con aquellos que están en disponibilidad de generar sinergias en la línea de biometanización del CTR. Valoración de la integración de diferentes cosustratos en codigestión, e influencia en el biogás generado en la planta. Consideración de los condicionantes económicos y logísticos que den amparo a su viabilidad, especialmente en lo que atiene a su proximidad a la planta, la aportación de materia orgánica y de agua. Inventario de los equipos e instalaciones existentes en la planta, y de los necesarios para implementar una línea de codigestión.

2. Examen de la documentación técnica y administrativa que refleja el diseño de la instalación proyectada, y la historia que discurrió para la ejecución de la planta, así como del trámite administrativo seguido hasta la situación actual en la que se encuentra la planta. Análisis de los rendimientos logrados, en función de los compromisos adquiridos por la empresa concesionaria del CTR, reflejada en la documentación administrativa puesta a disposición por GERSUL, los datos tomados a partir de los SCADA de la planta de forma automática y de forma manual en visitas a la planta.

3. Comparativa entre la instalación proyectada y su situación actual, así como contraste entre el régimen de funcionamiento programado y efectivo in situ. Indagación de los equipos e instalaciones que permitan recuperar el régimen de funcionamiento proyectado en la fase de diseño, y los resultados comprometidos en la fase de licitación.

4. Estudio del régimen retributivo de planteado en la legislación vigente en el periodo 2007-2012 y de los compromisos adquiridos en cuanto a la cantidad de energía vendida en las condiciones de licitación, para evaluar económicamente el perjuicio económico generado por la mala praxis en la planta.

5. Estimación de los modelos existentes en el estado del arte para evaluar la cantidad de biogás producido en la planta. En caso de encontrar alguno que reúna los requisitos planteados, realizar las modificaciones oportunas que permitan su adaptación a la planta objeto de estudio. Estudio de la caracterización de la foRSU entrante en el CTR. Ajuste del modelo para la obtención de los resultados obtenidos en la planta. Introducción de parámetros necesarios para el completo ajuste de la funcionalidad de la planta.

PARTE I
ESTADO DEL ARTE

1 DIGESTIÓN ANAERÓBICA DE RSU

1.1 INTRODUCCIÓN

La digestión anaerobia es un proceso biológico en el que la materia orgánica, en ausencia de oxígeno, y mediante la acción de un grupo de bacterias específicas, se descompone en productos gaseosos o "biogás" (CH_4, CO_2, H_2, H_2S, etc.) y en digesto, que es una mezcla de productos minerales (N, P, K, Ca, etc.) y compuestos de difícil degradación (Pavlostathis, 1991).

El biogás contiene un alto porcentaje en metano, CH_4, entre un 50% y un 70%, por lo que es susceptible de un aprovechamiento energético mediante su combustión en motores, en turbinas o en calderas, bien sólo o mezclado con otro combustible (Elías, 2005).

La biometanización de compuestos orgánicos resulta compleja, debido a que es una transformación bioquímica donde los microorganismos requieren ciertas condiciones ambientales óptimas para su desarrollo.

Existen numerosos factores que pueden afectar la actividad de las bacterias, principalmente las metanogénicas y, en consecuencia, la producción de biogás (Beily M.E., 2010) y (Bres P., 2010).

Además existen ciertos parámetros operativos como la temperatura, la agitación, la velocidad de carga y el tiempo de retención que afectan fuertemente el desarrollo de la digestión anaeróbica (Lindorfer, 2008).

El proceso controlado de digestión anaerobia es uno de los más idóneos para la reducción de emisiones de efecto invernadero, el aprovechamiento energético de los residuos orgánicos y el mantenimiento y mejora del valor fertilizante de los productos tratados (Flotats, 2011).

Cuando la digestión o fermentación transcurre en presencia de oxígeno se produce un proceso aerobio que va acompañado de la formación de dióxido de carbono (CO_2) y amoníaco (NH_3), principalmente, además de liberarse gran cantidad de calor. Por el contrario, la digestión anaerobia transcurre con una menor tasa de evacuación de calor lo que determina un contenido energético más elevado de los productos resultantes y consecuentemente un mayor rendimiento energético del proceso. Concretamente, en la digestión anaerobia más del 90% de la energía disponible por oxidación directa se transforma en metano, consumiéndose sólo un 10% de la energía

en crecimiento bacteriano frente al 50% consumido en un sistema aerobio (Muñoz Valero, 1997).

Tradicionalmente, en los países poco desarrollados el propósito principal de este proceso fue la de generar gas aprovechable energéticamente y abono fertilizante, resultante del sustrato residual. En los países industrializados la historia de la tecnología de biometanización ha sido diferente y el desarrollo ha estado motivado más por motivaciones medioambientales que puramente energéticas, siendo un método clásico de estabilización de lodos activos residuales de estaciones depuradoras de aguas residuales urbanas. A partir de la crisis energética de 1973, y durante la década de los ochenta, volvió a adquirir cierta importancia como forma de recuperación energética en explotaciones agropecuarias y agroindustriales. Con la bajada de los precios del petróleo, a finales de los años ochenta, el interés por la tecnología de digestión anaerobia volvió a decaer, aunque en algunos países industrializados se han desarrollado importantes programas de desarrollo de plantas anaerobias a escala industrial, teniendo como objetivos principales la gestión de residuos, principalmente ganaderos, la estabilización e higienización de los mismos, y el fomento de las energías renovables, para disminuir la emisión neta de gases de efecto invernadero. El principal exponente es Dinamarca, donde, en 1985, comenzó un programa demostración, desarrollado conjuntamente por los ministerios de agricultura, energía y medio ambiente, en un esfuerzo por demostrar el potencial de grandes plantas de digestión anaerobia como productores de energía eléctrica. Así, en 1997 se contabilizaban 19 grandes plantas que tratan conjuntamente residuos de origen industrial, residuos urbanos, lodos de depuradora y residuos ganaderos (Angelidaki, 1997).

La digestión anaerobia puede aplicarse, entre otros, a residuos ganaderos, agrícolas, así como a los residuos de las industrias de transformación de dichos productos. Entre los residuos se pueden citar purines, estiércol, residuos agrícolas o excedentes de cosechas, etc. Estos residuos se pueden tratar de forma independiente o juntos, mediante lo que se da en llamar codigestión (Angelidaki, 2003).

La digestión anaerobia también es un proceso adecuado para el tratamiento de aguas residuales de alta carga orgánica, como las producidas en muchas industrias alimentarias.

Los beneficios asociados a la digestión anaerobia son:

- Reducción significativa de malos olores.
- Mineralización.

- Producción de energía renovable si el gas se aprovecha energéticamente y sustituye a una fuente de energía fósil.
- Reducción de emisiones de gases de efecto invernadero derivadas de la reducción de emisiones incontroladas de CH_4, (que produce un efecto invernadero 20 veces superior al CO_2), y reducción del CO_2 ahorrado por sustitución de energía fósil (Burton, 2003).

La promoción e implantación de sistemas de producción de biogás colectivos (de origen variado), y de codigestión (tratamiento conjunto de residuos orgánicos de diferentes orígenes en una zona geográfica, usualmente agropecuarios e industriales) permite, además, la implantación de sistemas de gestión integral de residuos orgánicos por zonas geográficas, con beneficios sociales, económicos y ambientales.

El término residuos sólidos orgánicos no es precisamente el más adecuado para nombrarlos, normalmente son conocidos como residuos orgánicos biodegradables con un contenido de humedad entre el 85% y el 90%.

Hay muchos residuos agrícolas y residuos industriales que se rigen bajo este criterio, pero el más relevante es la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos, con una producción diaria en Europa alrededor de 400.000 t. Debido al gran impacto ambiental que ocasionan los vertederos controlados, muchos de ellos serán cerrados en Europa porque la legislación va evolucionando. De tal manera que las directivas Europeas están preparando políticas restrictivas.

Al mismo tiempo la recogida selectiva de la foRSU se han incrementado significativamente. Los tratamientos biológicos son una clara alternativa para la recogida selectiva de la fracción biodegradable. Estas tecnologías pueden maximizar el reciclado y la valorización de los componentes de estos residuos. Entre los tratamientos biológicos, la digestión anaerobia es frecuentemente la más económica, debido a la alta energía que genera y que es la recuperación vinculada al proceso y además sus limitados impactos ambientales. La producción de biogás en toda Europa, supera los 15 millones de m^3/día de biogás.

Se han llevado a cabo numerosos estudios de los fundamentos de la digestión de residuos sólidos. Una de las áreas es la elaboración de modelos del proceso. La disponibilidad de un sólido modelo de digestión anaerobia, que permite los mejores parámetros de funcionamiento para un óptimo control que se definan, sería de incalculable valor. Debido a esto, muchos estudios se han dedicados a este objetivo. Sin embargo, existen muchas dificultades en la elaboración de modelos de la digestión anaerobia de la fracción orgánica de residuos sólidos municipales (foRSU).

Hay muchas medidas y tipos de microrganismos involucrados y el sustrato es complejo. La mayoría de los modelos en la literatura analizan la cinética de sustancias solubles y tan sólo examinan las etapas: fermentativa, acetogénica y metanogénica**.**

Investigaciones recientes sobre la digestión anaeróbica reportan que diferencias sustanciales son observadas en el rendimiento del metano y la cinética en los residuos de alimentos o tipo de residuos sólidos urbanos.

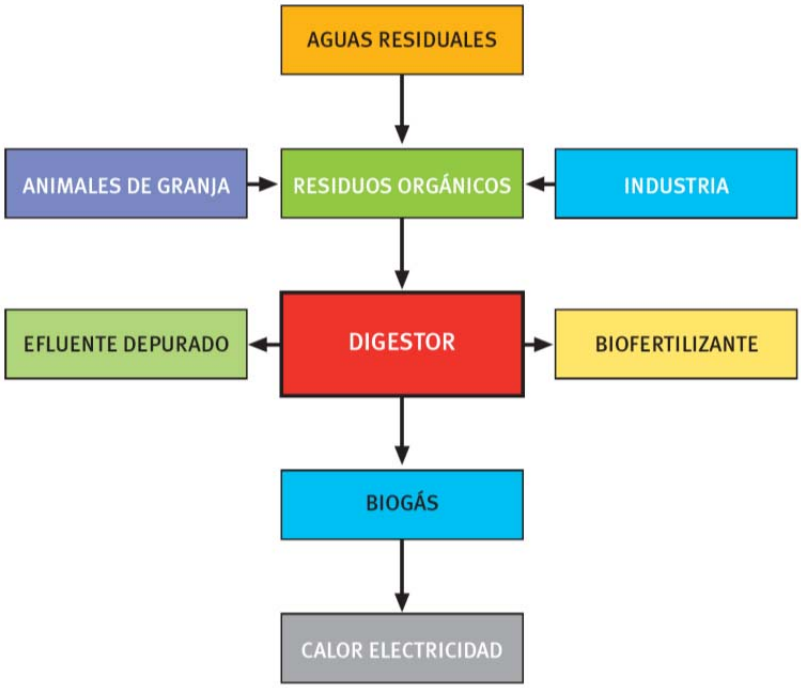


Figura 1.1. Aplicaciones y productos del proceso de digestión anaerobia. (IDAE , 2007).

La digestión anaerobia se puede llevar a cabo con uno o más residuos con las únicas premisas de que sean líquidos, contengan material fermentable, y tengan una composición y concentración relativamente estable. La codigestión es una variante tecnológica que puede solucionar problemas o carencias de un residuo, si son compensadas por las características de otro.

1.2 Características del biogás

El biogás es el producto gaseoso de la digestión anaerobia de compuestos orgánicos.

Su composición, que depende del sustrato digerido y del tipo de tecnología utilizada (Khanal, 2008), puede ser la siguiente:

- 50-70% de metano (CH_4).
- 30-40% de anhídrido carbónico (CO_2).
- ≤ 5% de hidrógeno (H_2), ácido sulfhídrico (H_2S), y otros gases.

Debido a su alto contenido en metano, tiene un poder calorífico algo mayor que la mitad del poder calorífico del gas natural. Un biogás con un contenido en metano del 60% tiene un poder calorífico de unas 5.500 kcal/Nm^3 (6,4 kW·h/Nm^3).

Es decir, salvo por el contenido en H_2S, es un combustible ideal, con unas equivalencias que se muestran en la Figura 1.2.

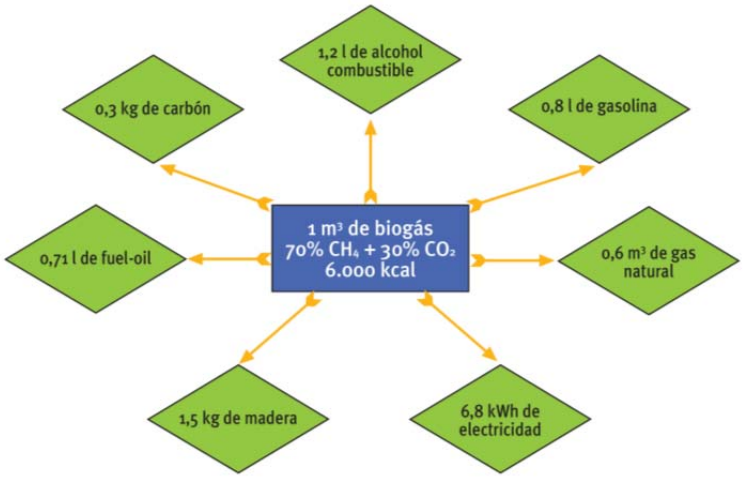


Figura 1.2. Equivalencias de biogás con otras fuentes de energía. (IDAE , 2007)**.**

1.3 USOS DEL BIOGÁS

El biogás producido en procesos de digestión anaerobia puede tener diferentes usos:

- En una caldera para generación de calor o electricidad.
- En motores o turbinas para generar electricidad.
- En pilas de combustible, previa realización de una limpieza de H_2S y otros contaminantes de las membranas.
- Purificarlo y añadir los aditivos necesarios para introducirlo en una red de transporte de gas natural.
- Uso como material base para la síntesis de productos de elevado valor añadido como es el metanol o el gas natural licuado.
- Combustible de automoción.

El biogás, además de metano tiene otra serie de compuestos que se comportan como impurezas: agua, sulfuro de hidrógeno, monóxido de carbono y compuestos

orgánicos volátiles como hidrocarburos halogenados, siloxanos, etc. Por tanto, es necesaria la limpieza del combustible, dependiendo del uso final (Probiogás, 2015).

Una aplicación tipo de la digestión anaerobia es en las granjas de ganado bovino y porcino de gran tamaño o como planta comarcal de gestión de residuos en zonas de alta concentración de ganado estabulado, por el gran problema que generan los purines. En este caso se puede proponer y proyectar una planta de digestión anaerobia de producción de biogás como autoabastecimiento energético según las necesidades.

Tabla 1.1. Tratamiento según el uso final del biogás. (0= no tratamiento, 1= tratamiento parcial, 2= tratamiento elevado).

Uso final	Eliminación del agua	Eliminación del CO_2	Eliminación del H_2S
Producción térmica en caldera	1	0	0-1-2
Producción de electricidad en motores estacionarios	1-2	0-1-2	1-2
Combustible de vehículos o para turbinas	2	2	2
Gas natural para calefacción	2	2	2
Pilas de combustible	2	2	2

Una situación ideal sería implantar un pequeño sistema de cogeneración, que permitiría un ahorro en agua caliente y electricidad en épocas frías, junto con la conexión a la red para la venta eléctrica. En los meses de verano, venta a la red eléctrica o venta de biogás para su embotellado a presión.

Generalmente, los costes asociados a instalaciones de gestión de residuos orgánicos mediante digestión anaerobia son elevados y la productividad es muy baja en términos de la energía contenida en el biogás respecto a la cantidad de residuo tratado (Ecobiogás, 2015).

1.4 Bioquímica y microbiología

La bioquímica y microbiología de los procesos anaerobios es mucho más complicada que en los procesos aerobios, debido al gran número de rutas que puede utilizar una comunidad anaerobia para la bioconversión de las sustancias orgánicas. Estas rutas no se conocen al detalle pero, en los últimos años, se ha avanzado mucho en las líneas de investigación de este proceso.

1.4.1 FASES DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA

La digestión anaerobia está caracterizada por la existencia de varias fases consecutivas diferenciadas en el proceso de degradación del sustrato (término genérico para designar, en general, el alimento de los microrganismos), interviniendo cinco grandes poblaciones de microrganismos. Se ilustran estas fases en la Figura 1.3 y la Figura 1.4.

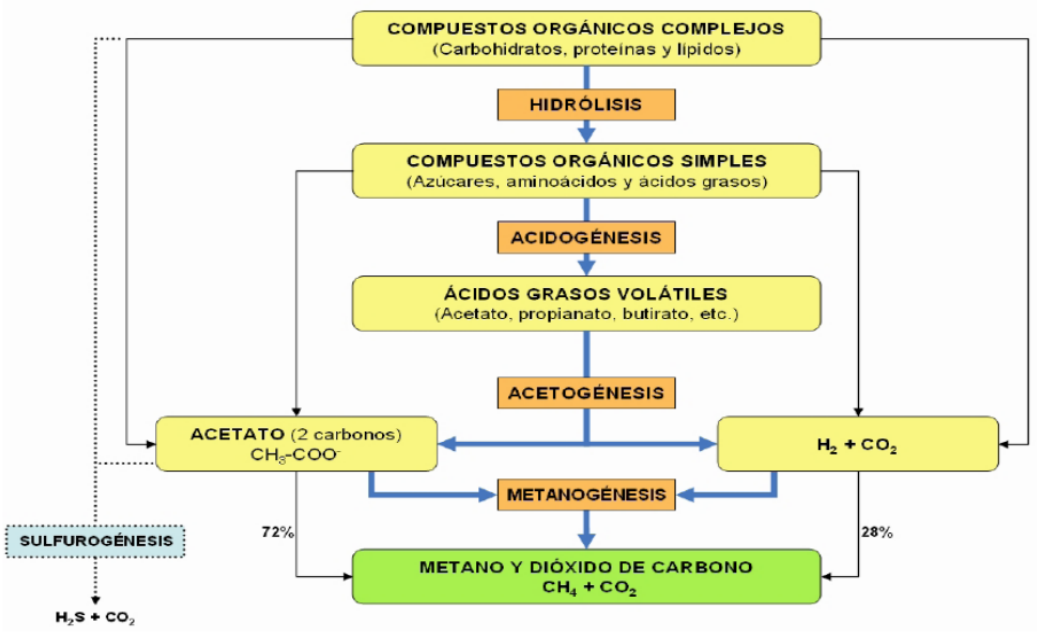


Figura 1.3. Esquemas básicos de las de la fermentación anaerobia. Adaptada de (Pavlostathis, 1991)**.**

Estas poblaciones se caracterizan por estar compuestas por seres de diferentes velocidades de crecimiento y diferente sensibilidad a cada compuesto intermedio como inhibidor (por ejemplo, H_2, ácido acético o amoníaco producido de la acidogénesis de aminoácidos). Esto implica que cada etapa presentará diferentes velocidades de reacción según la composición del sustrato y que el desarrollo estable del proceso global requerirá de un equilibrio que evite la acumulación de compuestos intermedios inhibidores o la acumulación de ácidos grasos volátiles (AGV), que podría producir una bajada del pH. Para la estabilidad del pH es importante el equilibrio CO_2-bicarbonato. Para hacer posible algunas reacciones es necesaria la asociación sintrófica entre bacterias acetogénicas y metanogénicas, creando agregados de bacterias de estas diferentes poblaciones (Shin, 1995).

Lo anterior implica que las puestas en marcha de los reactores sean, en general, lentas, requiriendo tiempos que pueden ser del orden de meses (Dueblein, 2008). En general, la velocidad del proceso está limitada por la velocidad de la etapa más lenta,

la cual depende de la composición de cada residuo. Para sustratos solubles, la fase limitante acostumbra a ser la metanogénesis, y para aumentar la velocidad la estrategia consiste en adoptar diseños que permitan una elevada concentración de microrganismos acetogénicos y metanogénicos en el reactor. Con esto se pueden conseguir sistemas con tiempo de proceso del orden de días. Para residuos en los que la materia orgánica esté en forma de partículas, la fase limitante es la hidrólisis, proceso enzimático cuya velocidad depende de la superficie de las partículas. Usualmente, esta limitación hace que los tiempos de proceso sean del orden de semanas, de dos a tres. Para aumentar la velocidad, una de las estrategias es el pretratamiento para disminuir el tamaño de partículas o ayudar a la solubilización (maceración, ultrasonidos, tratamiento térmico, alta presión, o combinación de altas presiones y temperaturas) (Veeken, 1999).

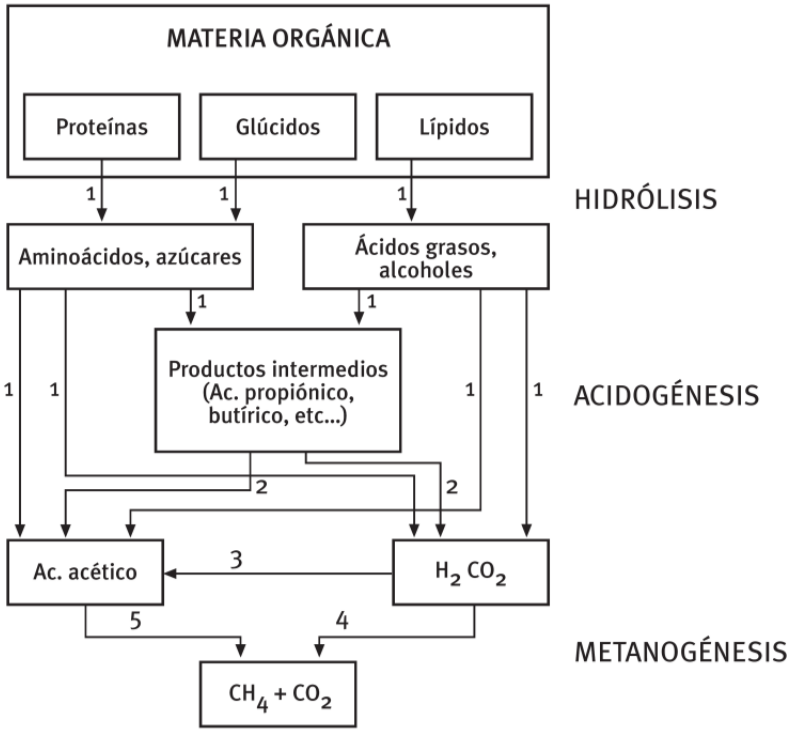


Figura 1.4. Fases de la fermentación anaerobia y poblaciones de microrganismos: 1) Bacterias hidrolíticas-acidogénicas; 2) Bacterias acetogénicas; 3) Bacterias homoacetogénicas; 4) Bacterias metanogénicas hidrogenófilas; 5) Bacterias metanogénicas acetoclásticas. (IDAE , 2007).

1.4.2 Producción de metano

Para un sistema anaerobio, la DQO (Demanda Química de Oxígeno) puede considerarse un parámetro conservativo, es decir, la suma de las DQO de entrada debe ser igual a la suma de las DQO de salida:

$$\mathrm{DQOinfluente} = \mathrm{DQOefluente} + \mathrm{DQObiogás}$$

Ecuación 1.1

Si se considera un biogás formado exclusivamente por CH_4 y CO_2, y teniendo en cuenta que la DQO del CO_2 es nula, la DQO eliminada en el residuo se correspondería con la DQO obtenida en forma de metano, lo cual significa 2,857 kg DQO por m^3 CH_4, o 0,35 m^3 de CH_4 por kg de DQO eliminada, a P=1 atm y T=ºC, o 0,38 m^3 de CH_4 a P=1 atm y 25 ºC. Atendiendo a la potencia calorífica del metano, estos valores corresponderían aproximadamente a 3,5 kW·h/kg DQO eliminada, en unidades de energía primaria. Esto confiere a los sistemas anaerobios una clara ventaja frente a los sistemas aerobios de tratamiento de residuos orgánicos y aguas residuales, para los cuales el consumo de energía para transferir oxígeno se encuentra alrededor de 1 kW·h/kg O_2 consumido (ASTM, 1992.).

Variaciones sobre los valores anteriores pueden ser debidos a posibles acumulaciones en el reactor, a la producción de otros gases (H_2, H_2S,…), o a que la DQO medida no sea tan solo debida al carbono oxidable.

En la Figura 1.5 se ilustra esta conservación de la DQO en el proceso de digestión anaerobia para un residuo con un 10% de la DQO no biodegradable, en el que el 90% de la DQO inicial se transforma en CH_4 (IDAE , 2007).

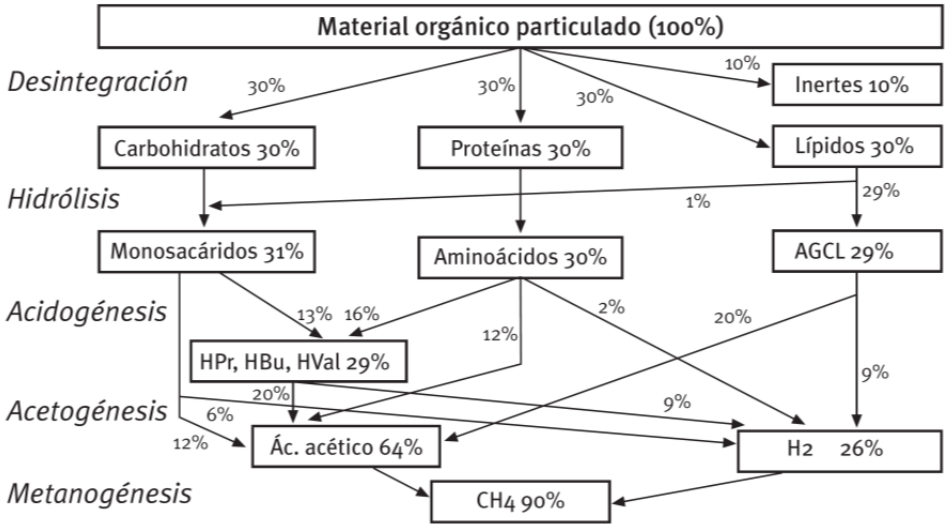


Figura 1.5. Flujo de DQO (Demanda Química de Oxígeno) en el proceso de digestión anaerobia de materia orgánica particulada, formada por un 10% de materiales inertes y un 90% de hidratos de carbono, proteínas y lípidos, a partes iguales. El ácido propiónico (HPr, 10%), ácido butírico (HBu, 12%) y ácido valérico (HVal, 7%) se han agrupado para simplificar el esquema. AGCL: ácidos grasos de cadena larga. Adaptada de (IDAE , 2007)**.**

1.5 FACTORES QUE AFECTAN A LA DIGESTIÓN ANAEROBIA

La actividad metabólica involucrada en el proceso metanogénico se ve afectada por diversos factores. Debido a la gran variedad de bacterias presentes y a que cada una de ellas interviene y se ve afectada de manera diferente no es posible dar valores cuantitativos del grado en el que las afecta cada uno de los factores respecto a la producción de gas. Por lo tanto se establece como objeto dar una valoración cualitativa de los factores que pueden afectar en mayor medida al proceso.

Los parámetros ambientales que hay que controlar hacen referencia a condiciones que deben mantenerse o asegurarse para el desarrollo del proceso (Muñoz Valero, 1997). Entre los factores más importantes a tenerse en cuenta se encuentran los siguientes:

- El tipo de sustrato (nutrientes disponibles).
- La temperatura del sustrato.
- El tiempo de retención hidráulico.
- La carga volumétrica.
- El nivel de acidez (pH).
- La relación Carbono/Nitrógeno.
- La concentración del sustrato.
- El agregado de inoculantes.
- El grado de mezclado.
- La presencia de compuestos inhibidores del proceso.

1.5.1 TIPO DE SUSTRATO

Las materias primas fermentables incluyen un amplio espectro de posibilidades, desde excrementos animales y humanos, aguas residuales de ciertas industrias, restos de cosechas y basuras de diferentes tipos.

El proceso microbiológico no solo requiere de fuentes de carbono y nitrógeno sino que también deben estar presentes en un cierto equilibrio sales minerales como azufre, fósforo, potasio o calcio.

Normalmente las sustancias orgánicas como los estiércoles y lodos cloacales presentan estos elementos en proporciones adecuadas. Sin embargo en la digestión de ciertos desechos industriales puede presentarse el caso de ser necesaria la adición de ciertos compuestos o bien un post tratamiento aeróbico

Las sustancias con alto contenido de lignina no son directamente aprovechables y por lo tanto deben someterse a tratamientos previos (cortado, macerado, compostado) a fin de liberar las sustancias factibles de ser transformadas de las incrustaciones de lignina.

En lo referente a estiércoles animales la degradación de cada uno de ellos dependerá fundamentalmente del tipo de animal y la alimentación que hayan recibido los mismos. Presentando por ello grandes diferencias en los valores tanto de producción como de rendimiento de gas (Batstone, 2000).

A modo ilustrativo se muestra a continuación en la Tabla 1.2 un cuadro indicativo sobre cantidades de estiércol producido por distintos tipos de animales y el rendimiento en gas de los mismos tomando como referencia el kilogramo de sólidos volátiles.

Tabla 1.2. Datos ilustrativos de producción de biogás con estiércol animal.

ESPECIE	PESO VIVO	kg ESTIERCOL/día	l/kg SV	%CH_4
Cerdos	50	4,5 - 6	340 - 550	65 - 70
Vacunos	400	25 -40	90 - 310	65
Equinos	450	12 - 16	200 - 300	65
Ovinos	45	2,5	90 - 310	63
Aves	1.5	0,06	310 - 620	60
Caprinos	40	1,5	110 - 290	-

1.5.2 TEMPERATURA DEL SUSTRATO

La temperatura es uno de los parámetros fisicoquímicos más importantes que afecta directamente el desarrollo del proceso de digestión anaeróbica. Para que se inicie el proceso se necesita una temperatura mínima de 4 ºC a 5 ºC y no se debe sobrepasar una temperatura máxima de unos 70 ºC. Se realiza generalmente una diferenciación en tres rangos de temperatura de acuerdo al tipo de bacterias que predominan en cada una de ellas. Se observa en la Tabla 1.3.

Tabla 1.3. Datos ilustrativos de producción de biogás con estiércol animal.

BACTERIAS	RANGO DE TEMPERATURAS	SENSIBILIDAD
Psicrofílicas	menos de 20 ºC	± 2 ºC/hora
Mesofílicas	entre 20 ºC y 40 ºC	± 1 ºC/hora
Termofílicas	más de 40 ºC	± 0,5 ºC/hora

Como se observa en la Figura 1.6 que la actividad biológica y por lo tanto la producción de gas aumenta con la temperatura. Al mismo tiempo se deberá tener en cuenta que, al no generar calor el proceso, la temperatura deberá ser lograda y mantenida mediante energía exterior. El cuidado en el mantenimiento también debe extremarse a medida que aumenta la temperatura, dada la mayor sensibilidad que presentan las bacterias termofílicas a las pequeñas variaciones térmicas (Stams, 1994).

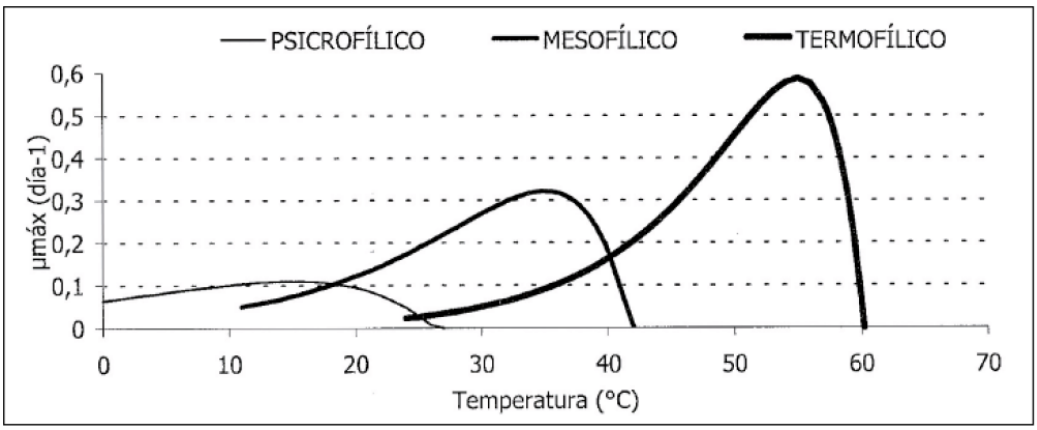


Figura 1.6. Rendimiento de las bacterias según el rango de temperatura. Adaptada de (Stams, 1994).

Todas estas consideraciones deben ser evaluadas antes de escoger un determinado rango de temperaturas para el funcionamiento de un digestor ya que, a pesar de incrementarse la eficiencia y producción de gas, aumentará los costes de instalación y la complejidad de la misma.

Los digestores que trabajan a temperaturas meso y termofílicas poseen generalmente sistemas de calefacción, aislamiento y control los cuales son obviados en digestores rurales económicos que trabajan a bajas temperaturas.

La temperatura está íntimamente relacionada con los tiempos que debe permanecer la biomasa dentro del digestor para completar su degradación (Tiempo de retención Hidráulica, TRH). A medida que se aumenta la temperatura disminuyen los tiempos de retención y en consecuencia se necesitará un menor volumen de reactor para digerir una misma cantidad de biogás (Mata-Alvarez, 2003).

1.5.3 Tiempo de retención

Es el cociente entre el volumen y el caudal de tratamiento, es decir, el tiempo medio de permanencia del influente en el reactor, sometido a la acción de los microrganismos. En la Figura 1.7 se indica la tendencia general de los índices de

eliminación de materia orgánica (expresada en forma de sólidos volátiles, SV) y de producción específica de gas, por unidad de volumen de reactor, en función del tiempo de retención. Existe un tiempo mínimo por debajo del cual el reactor no presenta actividad, que la eliminación de materia orgánica sigue una tendencia asintótica, con una eliminación completa a tiempo infinito, y una producción de gas por unidad de volumen de reactor con un máximo para un tiempo de retención correspondiente a una eliminación de sustrato entre el 40 y el 60%.

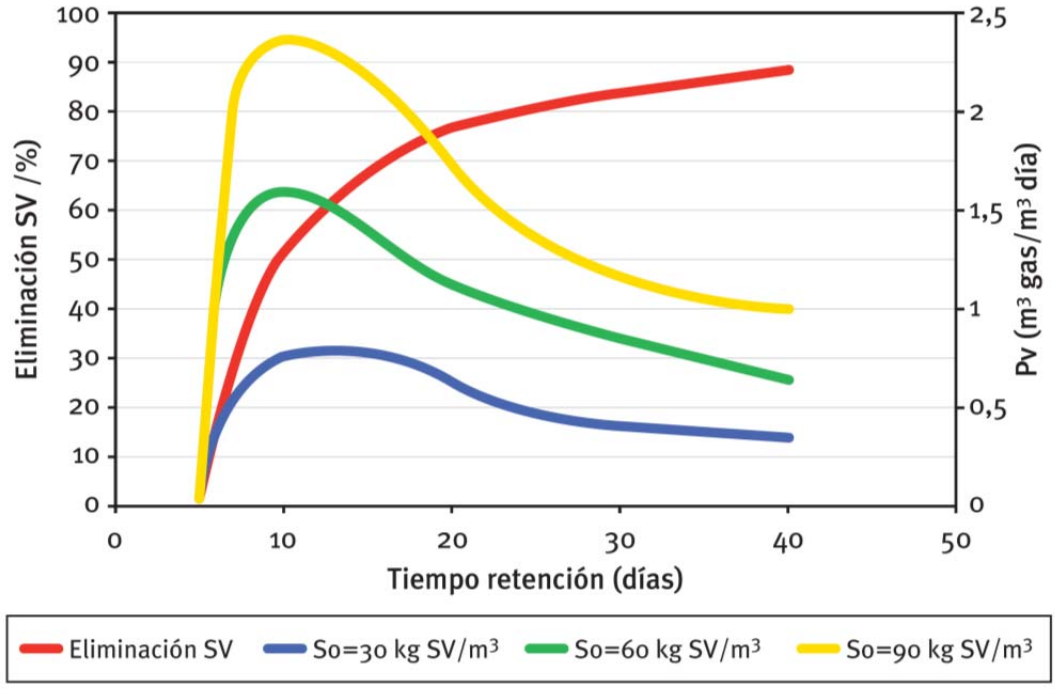


Figura 1.7. Eliminación de sólidos volátiles, SV (%) y producción volumétrica de gas PV (m³ biogás/m³ dig·día) para un reactor anaerobio continuo de mezcla completa, en función del tiempo de retención hidráulico. Adaptada de (Ahring, 1995).

1.5.4 Velocidad de carga orgánica

Con este término se designa al volumen de sustrato orgánico cargado diariamente al digestor. Este valor tiene una relación de tipo inversa con el tiempo de retención, dado que, al ser el volumen del digestor constante, a medida que se incrementa la carga volumétrica disminuye el tiempo de retención. Generalmente se expresa como kilogramo de material/día; kilogramo de materia seca/día; kilogramo de sólidos volátiles/día todos expresados por metro cúbico de digestor.

Un factor importante a tener en cuenta en este parámetro es la dilución utilizada, debido a que una misma cantidad de material biodegradable podrá ser cargado con diferentes volúmenes de agua; pero solamente la materia orgánica puede producir

biogás. Parámetro que cobra especial importancia en casos como aguas residuales, purines o depuradoras. Es la cantidad de materia orgánica introducida por unidad de volumen y tiempo. Valores bajos implican baja concentración en el influente y/o elevado tiempo de retención. El incremento en la OLR implica una reducción en la producción de gas por unidad de materia orgánica introducida (Figura 1.8), debiendo encontrar un valor óptimo técnico/económico para cada instalación y residuo a tratar (Ahring, 1995).

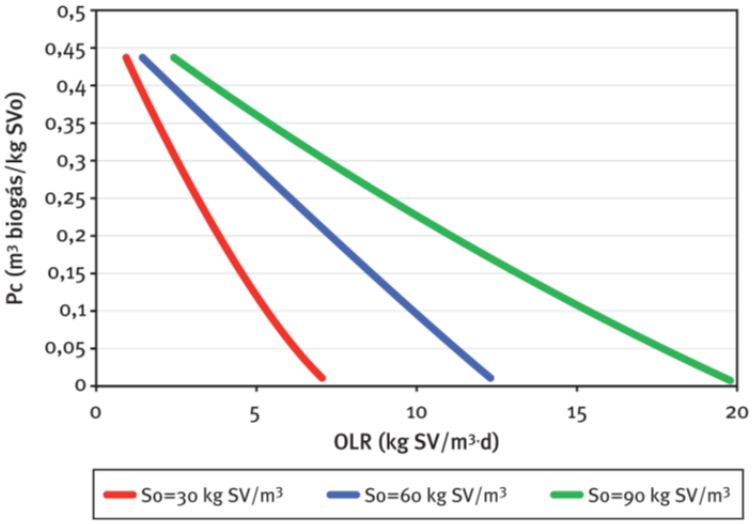


Figura 1.8. Producción de gas por unidad de carga en función de la velocidad de carga orgánica (OLR), para los datos de la Figura 1.7. Adaptada de (Ahring, 1995).

1.5.5 El nivel de acidez (pH)

Una vez estabilizado el proceso fermentativo el pH se mantiene en valores que oscilan entre 7 y 8,5. Debido a los efectos buffer que producen los compuestos bicarbonato-dióxido de carbono (CO_2–HCO_3) y Amonio-Amoníaco (NH_4–NH_3) el proceso en sí mismo tiene capacidad de regular diferencias en el pH del material de entrada.

El pH óptimo se encuentra entre 6,5 y 7,5 y una desviación elevada de estos valores provocaría un rápido deterioro de las bacterias y un efecto negativo importante en el proceso fermentativo. Estas desviaciones son indicativas de un fuerte deterioro del equilibrio entre las bacterias de la faz ácida y la metanogénica provocado por severas fluctuaciones en alguno de los parámetros que gobiernan el proceso (Castillo E.F., 205).

1.5.6 La relación carbono/nitrógeno

El nitrógeno es esencial para el crecimiento y la actividad de las bacterias. La materia prima que contiene una baja razón carbono/nitrógeno es digerida fácilmente, pero los residuos agrícolas leñosos tales como la paja de trigo o de arroz, requieren un suministro extra de nitrógeno para una digestión eficiente (Macias-Corral, 2008).
El alto contenido de celulosa de los pastos y residuos agrícolas hace que sean difíciles de digerir. Las heces humanas y orines, y también los desechos de animales son ricos en nitrógeno y nutrientes necesarios para el crecimiento y multiplicación de las bacterias anaeróbicas. Para una producción óptima de biogás, se deben alimentar los diversos tipos de biomasa en proporciones cuidadosamente balanceadas y mezcladas. Se recomienda que la razón carbono/nitrógeno de los materiales combinados de alimentación sea mantenida menor de 30:1 (Bruni E., 2010).

1.5.7 La concentración del sustrato

La movilidad de las bacterias metanogénicas dentro del sustrato se ve crecientemente limitada a medida que se aumenta el contenido de sólidos y por lo tanto puede verse afectada la eficiencia y producción de gas. Mediciones realizadas utilizando mezclas de estiércoles animales en agua han determinado que para digestores continuos el porcentaje de sólidos óptimo oscila entre el 8% y el 12% (Bruni E., 2010).

1.5.8 El agregado de inoculantes

El crecimiento bacteriano dentro de los digestores sigue desde su arranque la curva típica graficada en la Figura 1.9, donde pueden distinguirse claramente tres etapas: La de arranque (I), la de estabilización (II) y la de declinación (III).

La primera etapa puede ser acortada mediante la inclusión de un determinado porcentaje de material de otro digestor rico en bacterias que se encuentran en plena actividad. Esto es particularmente importante en los digestores discontinuos que deben ser arrancados frecuentemente.

Al llegarse en forma más rápida a la estabilización puede incrementarse la producción de gas por kg de estiércol. Los dos factores a tener en cuenta en la inoculación de un digestor son la proporción en que se agrega y la edad del mismo. Cuanto mayor sea la proporción y menor la edad mayor será la eficacia.

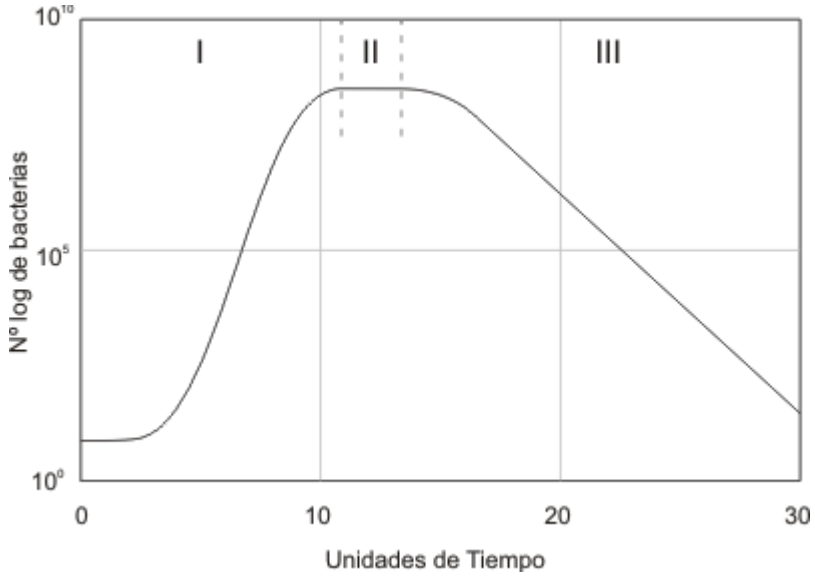


Figura 1.9. Crecimiento bacteriano en un biorreactor. Adaptada de (Batstone, 2000).

1.5.9 El grado de mezclado

Los principales objetivos buscados con la agitación son: remover los metabolitos producidos por las bacterias metanógenas, mezclar el sustrato fresco con la población bacteriana, evitar la formación de costras dentro del digestor, uniformar la densidad bacteriana y evitar la formación de intervalos sin actividad biológica.

En la selección del sistema, frecuencia e intensidad de la agitación se deberán tener en cuenta que el proceso fermentativo involucra un equilibrio simbiótico entre varios tipos de bacterias. La ruptura de ese equilibrio por un excesivo o deficiente agitamiento implicará una disminución en la actividad biológica y por ende una reducción en la producción de gas.

Existen varios mecanismos de agitación utilizados desde los más simples que consisten en un batido manual o el provocado por la entrada y salida de los líquidos hasta sofisticados equipos que involucran agitadores a hélice, recirculadores de sustrato e inyectores de gas.

1.5.10 La presencia de compuestos inhibidores del proceso.

La presencia de metales pesados, antibióticos y detergentes en determinadas concentraciones pueden inhibir e incluso interrumpir el proceso fermentativo (Owen, 1993).

En la Tabla 1.4 se dan valores de concentraciones de ciertos inhibidores comunes. Valores que se deben tomar como orientativos, puesto que las bacterias intervinientes

pueden con el tiempo adaptarse a condiciones que en un principio las afectaba marcadamente. También se inhibirá la digestión cuando sea demasiado alta la concentración de ácidos volátiles (más de 2.000 ppm para la fermentación mesofílica y de 3.600 ppm para la termofílica) o por una elevada concentración de Nitrógeno y Amoníaco que destruyen las bacterias metanogénicas (Chen Y., 2008) y (Dong, 2009).

Tabla 1.4. Principales inhibidores del proceso fermentativo.

Inhibidores	Concentración inhibidora
SO_4	5.000 ppm
NaCl	40.000 ppm
Nitrato	0,05 mg/ml
Cu	100 mg/l
Cr	200 mg/l
Ni	200-500 mg/l
CN	25 mg/l
ABS (Detergente sintético)	20-40 mg/l
Na	3.500-5.500 mg/l
K	2.500-4.500 mg/l
Ca	2.500-4.500 mg/l
Mg	1.000-1.500 mg/l

1.6 POTENCIALES Y RENDIMIENTOS

La producción de metano o biogás que se obtendrá de un residuo determinado depende de su potencial (producción máxima), del tiempo de retención, de la velocidad de carga orgánica, de la temperatura de operación y de la presencia de inhibidores. En la Tabla 1.5 se indican valores clásicos de la bibliografía para deyecciones ganaderas. En ésta se aprecia el efecto negativo del nitrógeno amoniacal, sobre todo en régimen termofílico. Una variable adicional en el sector ganadero es el tiempo de almacenaje de los purines antes de su digestión. Tiempos de almacenaje superiores a 3 meses pueden reducir su potencial de producción en más del 70% (Brigwater, 1995), ya que durante el almacenaje tiene lugar un proceso de fermentación incontrolado con emisión del metano a la atmósfera.

Tabla 1.5. Producción de metano de residuos ganaderos en diversas condiciones de operación.

Referencia	Sustrato	Tª	OLR	TR	NH_4^+	Pc
(Angelidaki, 1993)	Estiércol bovino	55	3,00	15	1,5	0,2
					4	0,05
					6	0,05
			2,80	15	2,5	0,2
					3	0,2
					5	0,15
					6	0,15
(Hashimoto, 1982)	Estiércol bovino	37	2,63	16	0,7	0,20
					4,2	0,16
					1,4	0,21
					2,8	0,08
(Hashimoto, 1986)	Estiércol bovino	35	4,44	9	1,04	0,49
					2,64	0,54
					4,33	0,40
					6,08	0,51
					7,74	0,09
					9,12	0,40
		55	7,76	5	0,97	0,30
			8	5	4,36	0,30
					4,38	0,30
					5,4	0,29
					5,37	0,28
(Hansen, 1998)	Purín de cerdo	37	3,00	15	5,9	0,19
		45	3,00	15	6	0,14
		55	3,00	15	6	0,07
		60	3,00	15	6,1	0,02
		37	3,00	15	5,9	0,19
		55	3,00	15	6	0,07
(Van Velsen, 1979)	Purín de cerdo	30	4	15	2,68	0,32
			4	15	2,75	0,33
			2,7	15	2,68	0,32
				15	2,75	0,33

Dónde:

- Pc Producción de metano respecto a sólidos volátiles, en m^3 CH_4/kg SV.
- Tª Temperatura, en ºC.

- OLR Velocidad de carga orgánica, en kg SV/m^3·d.
- TR Tiempo de retención, en días.
- NH_4^+ Nitrógeno amoniacal, en g N/l.

Una producción específica relativamente alta para purines (por ejemplo 0,36 m^3 CH_4/kg SV) implica una producción de 12,6 m^3 CH_4/t de purines si estos contienen un 5% de sólidos totales con un 70% de volátiles. En general, las deyecciones ganaderas presentan producciones bajas por su elevado contenido en agua (Chen, 1983).

Para la fracción orgánica de residuos sólidos urbanos (foRSU), la producción de biogás depende del origen y pretratamiento. Así, la recogida en bruto de los residuos municipales y la separación mecánica de la fracción orgánica se traduce en pérdida de materia orgánica biodegradable y reducción del potencial de producción de metano. En la Tabla **1.6** se ilustra la diferencia de rendimientos de producción en función del origen.

Es interesante el análisis comparativo de 18 instalaciones realizado por Hartmann (Hartman, 2006), presentado de forma simplificada en la Figura 1.8. En ésta se comprueba que para cargas bajas (< 6 kg SV/m^3·d), las mayores producciones se obtienen para un sistema húmedo (concentración de sólidos inferior al 15%) y termofílico. Se comprueba, asimismo, que la tendencia que se observa es la predicha por la Figura 1.8: para concentraciones de sustrato bajas, pequeñas variaciones en la carga producen elevadas variaciones en la producción de biogás (digestión húmeda). Para concentraciones elevadas (digestión seca, concentración de sólidos superior al 20%), el sistema es más estable. Se concluye, también, que de forma general, los procesos termofílicos presentan transformaciones en biogás más elevadas, que los sistemas de digestión seca son mejores para cargas superiores a 6 kg SV/m^3·d, y que las producciones son mayores para foRSU separada en origen.

Nótese, en la Figura 1.10, que la producción de biogás aumenta conforme disminuye la carga orgánica, siendo el valor límite el potencial máximo. Este valor máximo depende de la composición de la materia orgánica. El valor máximo se encontraría alrededor de 900 m^3 biogás/t de sólido volátil. Si se considera un valor medio del potencial de producción de 400 m^3 CH_4/t SV, con un biogás de un 65% de CH_4, este potencial representaría el 68% del contenido energético del residuo.

Tabla 1.6. Algunas referencias de producción de metano de la fracción orgánica de residuos municipales, o de sus componentes.

Componente	l CH_4/ kg SV	Referencia
Residuos de cocina, restaurantes	600-790	(Kübler, 1999)
foRSU separada en origen	240-280	(Kübler, 1999)
foRSU separada en origen	200-300	(Ahring, 1992)
foRSU recogida selectiva	477	(Mata-Alvarez, 1991)
foRSU separación mecánica	117-254	Cecchi et al, 1990,1991; citado por (Mata-Alvarez, 1997)
Papel prensa	84-100	(Clarkson, 1999)

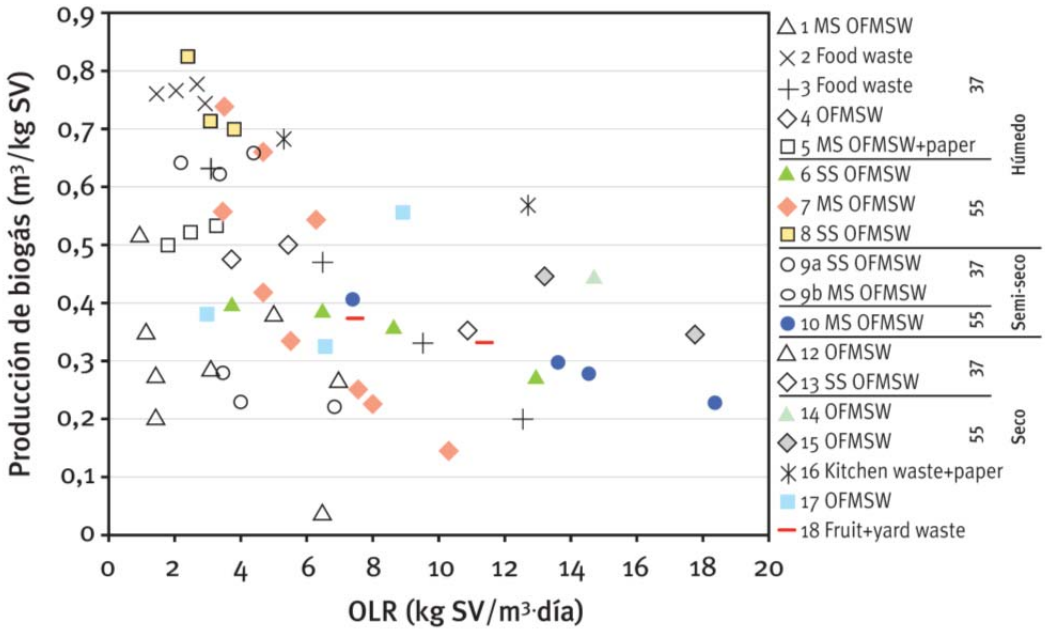


Figura 1.10. Producción de biogás vs velocidad de carga orgánica (OLR) para diferentes instalaciones tratando la fracción orgánica de residuos municipales (OFMSW). SS: separación en origen; MS: separación mecánica. (Hartman, 2006).

Los residuos orgánicos de la industria alimentaria presentan potenciales de producción variables, pero usualmente elevados cuando contienen un elevado contenido en lípidos. En la Tabla 1.7 se indican producciones de biogás relativas a residuos en bruto, notándose la elevada producción para los aceites vegetales y la baja producción para los lodos residuales de plantas depuradoras, básicamente por su baja concentración en materia orgánica (alto contenido en agua). Los valores relativos para lodos de depuración son del orden de 0,55 m^3 biogás/kg SV.

Tabla 1.7. Potenciales de producción de biogás de algunos residuos orgánicos de la industria alimentaria.

Tipo	orgánico	(%)	(m^3/tonelada)
Intestinos + contenidos	Hidratos de carbono, proteínas, lípidos	15-20	50-70
Fangos de flotación	65-70% proteínas, 30-35% lípidos	13-18	90-130
BBO (tierras filtrantes de aceites, con bentonita)	80% lípidos, 20% otros orgánicos	40-45	350-450
Aceites de pescado	30-50% lípidos	80-85	350-600
Suero	75-80% lactosa, 20-25% proteínas	7-10	40-55
Suero concentrado	75-80% lactosa, 20-25% proteínas	18-22	100-130
Hidrolizados de carne y huesos	70% proteínas, 30% lípidos	10-15	70-100
Mermeladas	90% azúcares, ácidos orgánicos	50	300
Aceite soja/margarinas	90% aceites vegetales	90	800-1000
Bebidas alcohólicas	40% alcohol	40	240
Fangos residuales	Hidratos de carbono, lípidos, proteínas	3-4	17-22
Fangos residuales concentrados	Hidratos de carbono, lípidos, proteínas	15-20	85-110

Los lodos de depuración presentan valores de producción de metano variables en función de su origen. Así, lodos de matadero presentan producciones máximas de metano de 0,45 m^3 CH_4/kg SV, mientras que si estos son concentrados por centrifugación, con uso de floculantes, se reduce su potencial a 0,34 m^3 CH_4/kg SV (Flotats, 2003). Los lodos de plantas depuradoras biológicas de aguas residuales urbanas presentan valores más bajos, del orden de 0,33 m^3 CH_4/kg SV en régimen mesofílico y de 0,36 en régimen termofílico, variando en función de la edad del fango y su contenido en lodos primarios o secundarios.

1.6.1 CODIGESTIÓN ANAEROBIA

La codigestión consiste en el tratamiento conjunto de residuos orgánicos diferentes con el objetivo de (Wendland, 2008):

1. Aprovechar la complementariedad de las composiciones para permitir perfiles de proceso más eficaces.
2. Compartir instalaciones de tratamiento.
3. Unificar metodologías de gestión.
4. Amortiguar las variaciones temporales en composición y producción de cada residuo por separado.
5. Reducir costes de inversión y explotación. El término codigestión se utiliza para expresar la digestión anaerobia conjunta de dos o más sustratos de diferente origen. La ventaja principal radica en el aprovechamiento de la sinergia de las mezclas, compensando las carencias de cada uno de los sustratos por separado. La codigestión de residuos orgánicos de diferente origen ha resultado una metodología exitosa tanto en régimen termofílico como mesofílico.

Se han conseguido buenos resultados para mezclas de residuos ganaderos con varios tipos de residuos de la industria de carne y mataderos, ricos en grasas, consiguiendo altas producciones de metano, del orden de 47 m^3/t de residuo introducido. También se han conseguido buenos resultados con la codigestión de lodos de depuradora y la fracción orgánica de residuos municipales, la mezcla de estos últimos con aguas residuales urbanas, y la codigestión de fangos de depuradora y residuos de frutas y verduras. Los residuos urbanos e industriales acostumbran a contener altas concentraciones de materia orgánica fácilmente biodegradable, por lo cual presentan un mayor potencial de producción de biogás que los residuos ganaderos.

Sin embargo, estos residuos pueden presentar problemas en su digestión, como deficiencia en nutrientes necesarios para el desarrollo de microrganismos anaerobios, baja alcalinidad o excesivo contenido en sólidos que provoquen problemas mecánicos. Los residuos ganaderos pueden ser una buena base para la codigestión ya que, generalmente, presentan un contenido en agua elevado, una alta capacidad tampón y aportan una amplia variedad de nutrientes necesarios para el crecimiento de microorganismos anaerobios (Gunaseelan, 2007).

En la Tabla 1.8 se indican las características relativas para la codigestión. Flechas de sentidos diferentes indican un posible interés en la mezcla, al compensarse la

carencia relativa de uno de los dos residuos. La alcalinidad de lodos de planta depuradora presenta tal variabilidad que es difícil su caracterización relativa.

Tabla 1.8. Caracterización relativa para la codigestión de diferentes residuos orgánicos.

	Residuos ganaderos	Lodos depuración	foRSU	Residuos industria alimentaria
Micro y macronutrientes	↑	↑	↓	↓
Relación C/N	↓		↑	↑
Capacidad tampón (alcalinidad)	↑	↑ ↓	↓	↓
Materia orgánica biodegradable	↓	↑ ↓	↑	↑

La codigestión no debe esconder prácticas de dilución de contaminantes, tales como metales pesados. El control de la calidad de los residuos de entrada a una planta de codigestión colectiva es más factible que en una planta individual en una granja, donde el ganadero tendrá siempre dificultad en disponer de equipos de laboratorio para realizar comprobaciones rutinarias de composiciones de entrada. Este puede ser un limitante a considerar en un escenario de plantas de codigestión individuales, a no ser que se restrinja la tipología de residuos a entrar en estas plantas.

1.6.2 Acondicionamiento del sustrato previo a la producción de biogás

Antes de introducir los residuos orgánicos dentro del reactor hay que realizar una serie de operaciones de acondicionamiento. Dependiendo del tipo de reactor, el grado de pretratamiento será diferente. La finalidad de estas operaciones es introducir el residuo lo más homogéneo posible, con las condiciones físico-químicas adecuadas al proceso al que va a ser sometido, y sin elementos que puedan dañar el digestor.

La forma de acondicionar los residuos de entrada puede ser por pretratamientos, reducción del tamaño de partícula, espesamiento, calentamiento, control de pH, eliminación de metales y eliminación de gérmenes patógenos.

Cuando se manejan ciertos sustratos, como los purines, es muy importante no almacenar demasiado tiempo, ya que decae muy deprisa la productividad de biogás, al producirse fermentaciones espontáneas.

1.6.3 Gestión del aprovisionamiento y de los subproductos

Para que una planta de digestión anaerobia sea rentable es imprescindible la garantía en el suministro de materia prima, tanto en tiempo como en calidad. Además, es muy importante la homogeneidad del sustrato a la entrada del reactor, para conseguir una eficiencia y rendimiento elevado de biogás. Por ejemplo, en plantas de purines, pobres en materia orgánica, y para conseguir la rentabilidad, es necesario el aprovechamiento de los efluentes de algún proceso, como por ejemplo los lodos de espesado, bien como salen o con un tratamiento posterior.

Los subproductos de la digestión anaerobia son agua y digesto (sólido); para su posterior uso hay que tener en cuenta la legislación en materia de vertidos y las composiciones de los efluentes del proceso. Muchas veces no se pueden utilizar tal y como salen del digestor, por lo que se ha de aplicar una serie de tratamientos como decantación/sedimentación, secado, para su posterior utilización para riego, fertilización de campos o venta como compost.

1.7 Tecnologías de digestión anaeróbica

El proceso para la producción de biogás se detalla en la Figura 1.8, en ella se pueden ver las distintas etapas que tienen lugar en una planta de digestión anaerobia: pretratamiento y depósito para la alimentación; digestor donde tiene lugar el proceso biológico; gasómetro para recoger el biogás producido y otro depósito para el digerido (efluente). Los diseños utilizados para digestión anaerobia pueden clasificarse en función de su capacidad para mantener altas concentraciones de microrganismos en el reactor, siguiendo diferentes métodos. El reactor más simple es el de mezcla completa (RMC), y es el más utilizado para residuos (Ciemat, 1990).

1.7.1 Reactor de mezcla completa sin recirculación

Consiste en un reactor en el que se mantiene una distribución uniforme de concentraciones, tanto de sustrato como de microrganismos (Figura 1.12.a). Esto se consigue mediante un sistema de agitación. Ésta puede ser mecánica (agitador de hélice o palas, de eje vertical u horizontal) o neumática (recirculación de biogás a presión), y nunca violenta. Esta tipología de reactor no ofrece problemas de diseño y es el más utilizado para residuos. Comparativamente a otros reactores, el tiempo de retención necesario es alto, debido a que la concentración de cualquier especie, que se mantiene en el reactor en régimen estacionario, es la misma que la que se pretende en el efluente. Si la velocidad de reacción depende de la concentración, como es el caso de los procesos biológicos, la velocidad será baja, y la forma de compensarla es aumentando el tiempo de reacción.

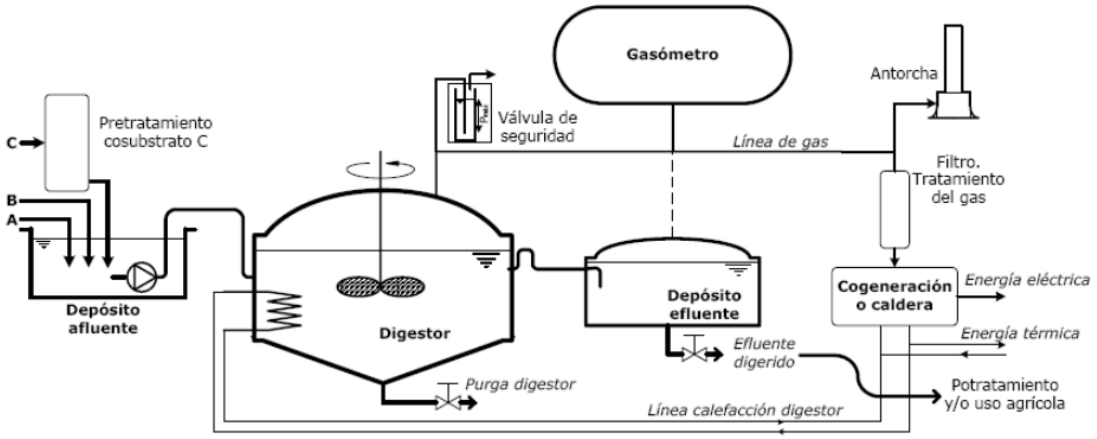


Figura 1.11. Esquema de funcionamiento del proceso de biogás. (Ciemat, 1990)**.**

1.7.2 Reactor de mezcla completa con recirculación

Este sistema tiene el nombre de reactor anaerobio de contacto y sería equivalente al sistema de fangos activos aerobios para el tratamiento de aguas residuales (Figura 1.12.b).

Se comprueba que regulando la recirculación es posible conseguir tiempos de retención hidráulica más bajos que en un reactor simple de mezcla completa. Esto es a costa de aumentar el tiempo de retención de los microrganismos, gracias a su confinamiento en el sistema mediante la separación en el decantador y recirculación. Debido a la necesaria separación de microrganismos en el decantador, este sistema sólo es aplicable a aguas residuales de alta carga orgánica (aguas residuales de azucareras, cerveceras, etc.), para las que sea posible una separación de fases líquido-sólido, con la fracción sólida consistente básicamente en flóculos biológicos. Antes del decantador se debe disponer de un sistema de desgasificación, sin el cual la decantación se puede ver impedida.

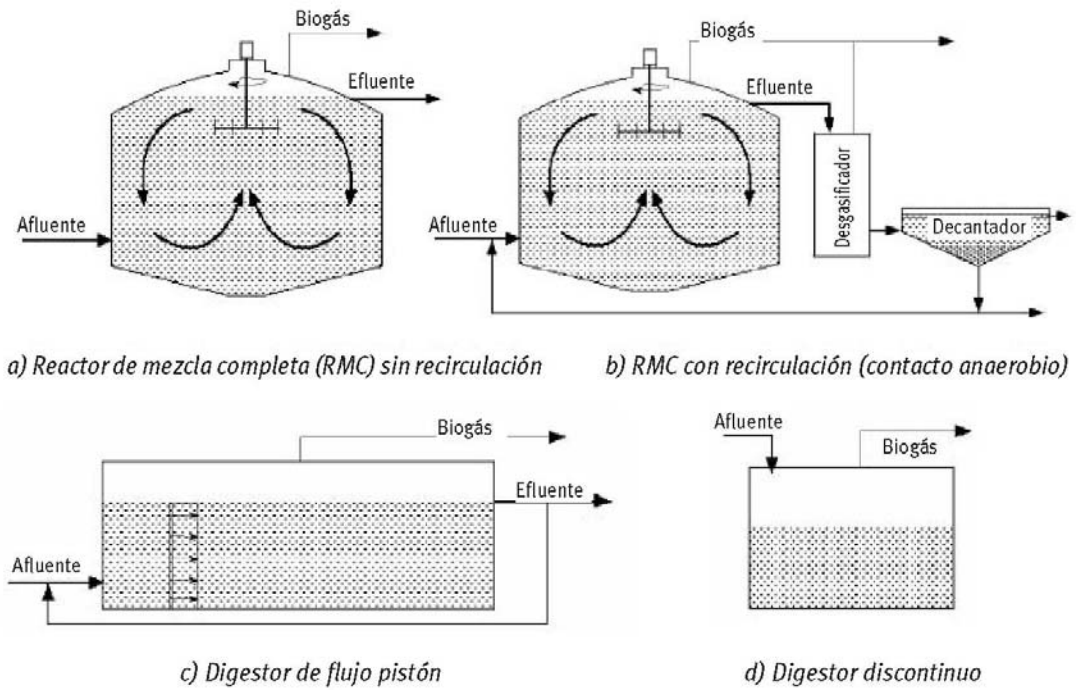


Figura 1.12. Esquema de reactores sin retención interior de biomasa. (Ciemat, 1990).

1.7.3 Reactor con retención de biomasa, sin recirculación

Si se consigue retener bacterias en el interior del reactor, evitando la configuración de reactor de mezcla completa, es posible reducir el tiempo de retención por debajo del reactor RMC tomado como referencia. Los métodos de retención de biomasa son básicamente dos:

a) inmovilización sobre un soporte (filtros anaerobios y lechos fluidizados);
b) agregación o floculación de biomasa y su retención por gravedad (reactores de lecho de lodos). Estos sistemas se esquematizan en la Figura 1.13 y se comentan a continuación.

Aunque los reactores de flujo pistón (Figura 1.12.c) no estarían encuadrados en este apartado, el hecho de que la tasa de crecimiento de microrganismos sea más elevada a la entrada del reactor, donde la concentración de sustrato también es más elevada, hace que la concentración media en el reactor sea superior a la correspondiente a mezcla completa, o en todo caso superior a la de salida, con lo cual el tiempo de retención será inferior. Este tipo de reactor ha sido aplicado a diferentes tipos de residuos orgánicos, como fracción orgánica de residuos municipales (configuración vertical y flujo ascedente), residuos de porcino y bovino, y una de las dificultades es la debida a la falta de homogenización en la sección transversal a la dirección del flujo, en las configuraciones horizontales, lo cual se puede evitar mediante un

sistema de agitación transversal (reintroducción de biogás a presión en la base del digestor si el reactor es horizontal, por ejemplo).

El filtro anaerobio. En este sistema las bacterias anaerobias están fijadas a la superficie de un soporte inerte —formando biopelículas—, columna de relleno, o atrapadas en los intersticios de éste, con flujo vertical. El soporte puede ser de material cerámico o plástico. Su distribución puede ser irregular (filtro anaerobio propiamente dicho, con flujo ascendente, Figura 1.13.b), y en este caso las bacterias se encuentran mayoritariamente atrapadas en los intersticios, o regular y orientado verticalmente, y en este caso la actividad es debida básicamente a las bacterias fijadas, recibiendo el nombre de lecho fijo con flujo descendente (Figura 1.13.a). En caso de utilizar un soporte orientado verticalmente con flujo ascendente y un sustrato lentamente degradable, con elevado tiempo de retención, la retención por sedimentación de los fragmentos de biopelícula desprendidos adquiere un efecto de importancia en la actividad del reactor.

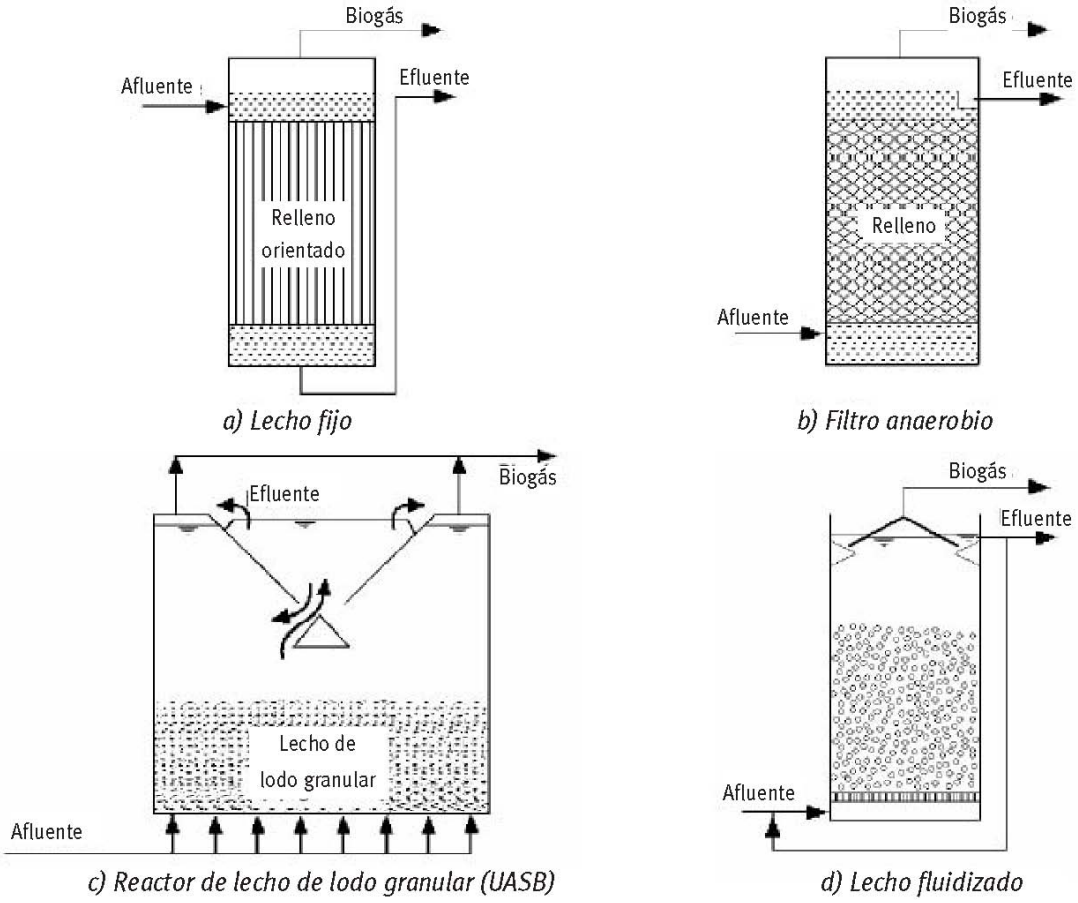


Figura 1.13. Esquema de reactores con retención interior de biomasa. (Ciemat, 1990).

Este sistema ha sido extensamente aplicado para el tratamiento de aguas residuales de industria agroalimentaria, y existen experiencias piloto para la fracción líquida de residuos ganaderos. El coste de inversión es un limitante importante para su implantación.

El lecho fluidizado. En este sistema las bacterias se encuentran fijadas, formando una biopelícula, sobre pequeñas partículas de material inerte que se mantienen fluidizadas mediante el flujo ascendente adecuado del fluido. Para mantener el caudal adecuado, que permita la expansión y fluidización del lecho, se recurre a la recirculación (Figura 1.13.d). Igual que el filtro, puede ser aplicado a aguas residuales, especialmente de la industria agroalimentaria, y a fracciones líquidas o sobrenadante de residuos ganaderos, aunque las experiencias en este ámbito son muy limitadas.

El reactor de lecho de lodos. En este sistema se favorece la floculación o agregación de bacterias entre ellas, formando gránulos o consorcios, de forma que por sedimentación se mantienen en el interior del reactor, con la velocidad ascendente adecuada del fluido, siempre que en la parte superior exista un buen separador sólido (biomasa)/líquido/gas. El diseño más común es el *Up-flow Anaerobic Sludge Blanket* (UASB), Figura 1.13.c, el cual está siendo extensamente aplicado al tratamiento de aguas residuales de la industria agroalimentaria. Es el diseño más simple de entre los sistemas con retención de biomasa y el único limitante para su aplicación es que la biomasa activa granule, esto es, que forma agregados de alta densidad. Para ello es determinante la composición del agua a tratar y mantener una operación adecuada.

1.7.4 Sistemas discontinuos

En un sistema discontinuo, la curva de evolución temporal de la producción de biogás sigue la misma tendencia que la curva típica del crecimiento de microrganismos (latencia, crecimiento exponencial, estacionalidad y decrecimiento). Aquí el concepto de tiempo de retención no tiene sentido y se hablaría de tiempo de digestión.

Para conseguir una producción de biogás cercana a la continuidad deben combinarse varios reactores discontinuos con puestas en marcha intercaladas en el tiempo.

Estos reactores han sido aplicados a residuos con una alta concentración de sólidos que dificultan la adopción de sistemas de bombeo, tales como residuos de ganado vacuno con lecho de paja.

1.7.5 OTROS SISTEMAS

Los reactores anteriores pueden ser combinados para conseguir sistemas más eficientes, según el tipo de residuo a tratar.

1.7.5.1 SISTEMAS DE DOS ETAPAS

Estos consisten en un primer reactor con elevado tiempo de retención, en el cual se favorece la hidrólisis, seguido de un reactor de bajo tiempo de retención que digiere la materia orgánica disuelta y los ácidos producidos en la primera etapa. Si la primera etapa consiste en un reactor discontinuo, el líquido tratado en la segunda es el obtenido por percolación en la primera una vez recirculado el efluente de la segunda. Este sistema permite mantener fácilmente la temperatura en el reactor discontinuo, controlando la temperatura del efluente del segundo reactor. Ha sido aplicado con éxito para tratar residuos sólidos cuya etapa limitante es la hidrólisis: frutas, verduras, residuos sólidos urbanos, de ganado vacuno, etc.

1.7.5.2 SISTEMAS DE DOS FASES

A diferencia de los sistemas de dos etapas, la separación de fases se refiere a mantener dos reactores en serie, en los cuales se realizan, respectivamente, las fases de acidogénesis y metanogénesis, y su objetivo es conseguir un tiempo de retención global inferior al correspondiente a un único reactor de mezcla completa. La separación es de tipo cinético, controlando el tiempo de retención de cada reactor, el cual será inferior en el primero, debido a las más altas tasas de crecimiento de las bacterias acidogénicas. Este tipo de sistema ha sido aplicado con éxito a la digestión de residuos con alta concentración de azúcares y bajo contenido en sólidos, pero no para residuos con fibras y, en general, sustratos complejos cuyo limitante es la hidrólisis.

Sistemas híbridos. En general serán sistemas que combinen los conceptos que sustentan los diferentes tipos de reactores descritos. Los dos sistemas anteriores podrían considerarse como tales. También se han realizado diseños de reactores con retención de biomasa híbridos, en los cuales la parte baja de éste se comporta como un UASB y la parte superior como un filtro.

1.7.6 DESARROLLO EN OTROS PAÍSES

Debido a que el Consejo de las Comunidades Europeas en junio de 1978, decidió conceder ayudas a los proyectos en el campo de las fuentes de energía alternativas y el ahorro de energía, Europa inició el estudio de la biometanización de la fracción

orgánica de los residuos sólidos urbanos. La biomasa y la energía procedente de los residuos formaban parte de este programa, el cual constituyó un estímulo para la investigación sobre la digestión anaeróbica.

1.7.6.1 DESARROLLO EN ITALIA

Las aplicaciones se sucedieron de manera casi inmediata. Así en Broni, Italia se construyó una planta de demostración con financiación de la CEE, con un digestor con un volumen de trabajo de 2000 m^3. El alimento del digestor fue una mezcla de foRSU y fangos de depuradora, en una proporción en peso foRSU/fango de 6.3 l. El rendimiento del digestor en términos de producción específica de biogás fue de 0,43-0,53 m^3 biogás/kg, los sólidos volátiles totales (SVT), en términos volumétricos, de 1,3-1,6 m^3 $CH_4/(m^3 \cdot día)$ cuando la carga orgánica del digestor fue de 5 kg SVT/ $(m^3 \cdot día)$, y el tiempo de residencia hidráulica de dos días. La concentración de la alimentación fue de 10,7% de sólidos totales (ST), y la concentración dentro del digestor entre el 7 y el 8% en sólidos totales.

1.7.6.2 DESARROLLO EN BÉLGICA DEL SISTEMA SECO

También en los primeros años de la década de los ochenta se desarrollaron las tecnologías de digestión anaeróbica seca, es decir, tecnologías que trataban una foRSU de alto contenido de sólidos totales. De este tipo de procesos hay que señalar los trabajos llevados a cabo por Arbios, junto con la Universidad de Gant (Flandes) a escala de laboratorio y planta piloto. En el proceso inicial investigado y patentado posteriormente como Dranco, se llevaba a cabo un tratamiento anaeróbico de la foRSU en un reactor con tiempo de residencia comprendidos entre doce y dieciocho días. A esta etapa de degradación era seguida de una postdigestión con un tiempo de residencia de dos o tres días. Las dos etapas se llevaban a cabo a la misma temperatura y concentración de sólidos. El residuo digerido se secaba y el líquido obtenido se utilizaba para corregir la concentración de los sólidos de los residuos de la entrada. De esta manera no se producían aguas residuales.

Por otra parte, la parte retenida en el filtro se secaba hasta un 45-55% de sólidos totales. Todos los aparatos utilizaban la electricidad y el agua caliente proporcionada por el biogás. De hecho, el 50% de la electricidad producida se utilizaba para calentar el digestor y para secar los sólidos del filtro. Tanto en el laboratorio como en la planta piloto, se estudiaron las condiciones mesofílicas y termofílicas. Las cargas orgánicas que se llevaron fueron de 14,2 a 18,7 kg DQO/$(m^3 \cdot día)$ en el laboratorio y de 21,3 kg DQO/$(m^3 \cdot día)$ en la planta piloto. En el laboratorio se produjeron de 4,8 a 5,9 $m^3/(m^3 \cdot día)$ de biogás en condiciones mesofílicas y de 5,2 a 6,8 en condiciones

termofílicas. La planta piloto trabajando en condiciones mesofílicas el rendimiento fue de 5,2 $m^3/(m^3 \cdot día)$; el contenido de metano en el gas fue siempre de aproximadamente el 50%.

1.7.6.3 DESARROLLOS EN FRANCIA DEL SISTEMA SECO

Otra línea de trabajo en digestión seca fue iniciada con el proceso patentado como Valorga. En este proceso, la fracción orgánica triturada de los RSU es diluida hasta obtener un contenido de sólidos totales de aproximadamente del 35% (digestión seca) antes de ser alimentada y fermentada en condiciones mesofílicas. El digestor es alimentado en forma semicontinua. Después de alimentar, la producción de gas aumenta la presión del digestor, y eso permite la salida del residuo digerido. Por otra parte, el sistema de reciclaje de gas permite la mezcla del contenido del digestor. En la literatura se pueden encontrar las características de diseño y determinadas condiciones operativas, tanto para la planta en operación en condiciones mesofílicas, como para el sistema termofílico en el laboratorio. Se pueden resumir de la siguiente manera. En condiciones mesofílicas, la planta piloto, trabajando con una carga de 13,7 kg SVT/$(m^3 \cdot día)$, daba un rendimiento de 4 m^3 de biogás/$(m^3 \cdot día)$, con un 65% de metano (valor máximo 7 $m^3/(m^3 \cdot día)$), y la producción especifica de gas era de 0,35 m^3/kg SVT. En el laboratorio, los experimentos se realizaron en condiciones de temperatura termofílica, con tiempo de residencia de doce y de nueve días, y carga orgánica de 16,5 y entre 18-20 kg SVT/$(m^3 \cdot día)$; el rendimiento obtenido fue de 6,0 y 6,5-8,0 $m^3/(m^3 \cdot día)$ y 55% de metano, respectivamente, y la producción especifica de metano fue de 0,36 y de 0,39 m^3/kg SVT. Con esos datos Valorga construyó una planta de demostración en La Buisse (Francia). La planta comprendía cuatro secciones: la sección de trituración y selección, en dónde la fracción orgánica se tritura y se separa de los metales férricos magnéticos; la sección de digestión, donde es digerido el foRSU (el tiempo de retención fue de más de 15 días), y las secciones de finalización y de utilización del biogás, donde se deshidrataba el sustrato digerido, se recuperaban los sólidos en forma de humus y se almacenaba y se utilizaba el biogás para producir electricidad.

1.7.6.4 DESARROLLO DEL SISTEMA EN DOS FASES

También durante esos primeros años, Hofenk y col., estudiaron el proceso de digestión anaerobia de la foRSU en dos fases, con los apoyos de los ajustes de la CEE. El trabajo se llevó a cabo con el objetivo de desarrollar un proceso innovador para la digestión anaeróbica de residuos sólidos orgánicos, con biogás y compost como productos finales. Los experimentos fueron desarrollados en el laboratorio y en una planta piloto. En concreto, los últimos experimentos se llevaron a cabo con dos

hileras de digestores en discontinuo: la primera estaba formada por cinco reactores de hidrólisis, y la segunda, por un reactor metanogénico UASB de 10 m^3. El sustrato utilizado en los experimentos fue obtenido en una planta de separación de RSU. La fracción tamizada más pequeña de 40 mm fue la materia orgánica alimentada; no obstante, esta fracción contenía todavía cerca de un 50% de materia orgánica. Con un tiempo de residencia de sólidos de cuatro o seis semanas, fue biodegradada, respectivamente, el 58 y el 69% de los sólidos volátiles añadidos a la planta. A los autores se les presentaron problemas operativos cuando se utilizaba algún material excesivamente fino en la primera fase del reactor: aparición de lixiviados y formación de gránulos pesados después de diversas cargas en el reactor UASB. La carga orgánica optima en la segunda fase del digestor fue de 25 kg DQO/(m^3·día). Los autores concluyeron que el proceso se puede considerar tecnológicamente viable, pero su viabilidad económica es más compleja y se tiene que juzgar ante una situación concreta. También subrayaron que no se puede establecer ninguna diferencia en el rendimiento entre el sistema de una fase y el de dos fases.

1.7.6.5 DESARROLLOS EN ALEMANIA

Más adelante, hacia 1986, en Alemania, Klein y Rump desarrollaron una serie de estudios en el laboratorio sobre fermentación seca y diseñaron una planta piloto para tratar cinco toneladas por día. En este proceso, nombrado KWU-Fresenius, como en los procesos de fermentación seca descritos, no se añadió agua al alimento, que contenía un 40% de sólidos totales (la mitad de los cuales, aproximadamente, constituidos por materia orgánica). Se experimentó con cargas orgánicas de 3,3 a 10 kg SVT/(m^3·día). La producción de gas fue de 1,7 y 5,0 m^3/(m^3·día), respectivamente; el rendimiento, expresado como producción específica de biogás, fue de 0,5 m^3/kg SVT, mientras que el contenido de metano en el biogás fue, aproximadamente, del 60%. Finalmente, los resultados mostraron que se genera aproximadamente dos o tres veces más energía de la necesaria para operar el proceso.

1.7.6.6 DESARROLLOS EN SUECIA

En Suecia se estudió, en planta piloto, el proceso llamado Bioment. En este proceso que es de codigestión, el porcentaje de fangos de depuradora mezclado con la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos fue de solo un 15%, referido a los sólidos totales. El proceso se estudió en un reactor de 20 m^3 agitado mediante una parrilla rotatoria. La concentración del alimento estaba dentro de los márgenes de los reactores convencionales (7-10% ST). Durante un periodo de un año, se llevaron a cabo dos experimentos a tiempos de residencia de veintisiete y de diecinueve días. A

veintisiete días, la carga orgánica fue de 1,6 kg SVT/(m^3·día); la producción volumétrica de gas, de 0,8 m^3/(m^3·día), (57% de metano), y la producción especifica de gas, de 0,51 m^3/kg SVT. A los diecinueve días, la carga orgánica aumentó hasta 2,6 kg SVT/(m^3·día); el rendimiento expresado con una producción volumétrica de gas, hasta 1,1 m^3/(m^3·día), (53% de metano), y la producción especifica de gas disminuyó hasta 0,43 m^3/kg SVT.

1.7.6.7 DESARROLLOS EN FINLANDIA

También al norte de Europa, en Finlandia, se trabajó al final de los años ochenta en el desarrollo de una tecnología de fermentación denominada Wabio. El proceso consistía en un sistema de tratamiento por fermentación aeróbica-anaeróbica. A la unidad de compostaje se mezclan y homogenizan la foRSU, los fangos de depuradora y otros residuos orgánicos. Esta etapa aumenta la temperatura de la mezcla orgánica. Los residuos calentados se alimentan entonces en un reactor anaeróbico de tipo tanque agitado. El material digerido se seca por presión, y el líquido obtenido se recicla al proceso. Los experimentos se llevaron a cabo en condiciones mesofílicas y termofílicas. Los datos obtenidos en estos experimentos fueron los siguientes: producción específica de biogás, de 0,38 a 0,47 m^3/kg SVT; contenido de metano en el biogás, 60%, tiempos de residencia, de veinte a veintiocho días.

1.7.7 DESCRIPCIÓN DE TECNOLOGÍAS

Son diversas las tecnologías que se han desarrollado en el ámbito industrial para la biometanización de la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos durante los últimos diez o doce años.

Básicamente hay dos tipos de tecnologías: las denominadas "secas" y las "húmedas". Las primeras tratan a los residuos con una elevada sequedad (típicamente con un 35% de sólidos totales o materia seca). La mayoría, sin embargo, optan por el proceso húmedo (contenidos en materia seca del alimento de cerca del 12-15%). Las tecnologías secas se desarrollaron en los años ochenta, en parte para trabajar con residuos sin selección previa; para lo cual el contenido en humedad era más bajo. Posteriormente, aparecieron las húmedas, las cuales se adaptan perfectamente a la humedad que pueda tener el residuo.

Todas las plantas de digestión anaerobia de los residuos sólidos urbanos siguen, aproximadamente, el mismo esquema de flujo. Así es posible distinguir las fases de tratamiento siguientes, que son comunes en todas:

1. Una sección inicial de selección, más o menos compleja de acuerdo con el origen y la selección practicada con los RSU que llegan a la planta.
2. Una sección de acondicionamiento del residuo para tratar (reducción del tamaño, mezcla con líquido o sólido recirculado, etc.) en esta sección, cada tecnología posee sus propias patentes en cuanto al equipo utilizado, así por ejemplo, BTA dispone de un "hidropulpado", y la tecnología Wabio o Waasa dispone de un "mixseparador". Las tecnologías secas como Dranco o Valorga utilizan una trituradora a la cual posteriormente sigue una mezcla del alimento con el efluente recirculado, a unas razones fijas dependientes del proceso. Es también en esta etapa donde se ajusta el contenido de sólidos totales de la alimentación del digestor.
3. Una sección de biogasificación (con uno o más reactores). Evidentemente, es el corazón del proceso de biometanización. Lógicamente cada tecnología ha patentado el tipo de reactor, el sistema de mezclado, de recirculación, etc. Hay quien dispone de sistemas de dos fases, como por ejemplo Paques o, en cierto sentido, AN Biotec.
4. Una sección de deshidratación, donde se separa mecánicamente el agua del efluente del reactor. Hay tecnologías que utilizan centrífugas, otros, filtros prensa, otros prensa de tornillo; otros, combinaciones de estos equipos, etc. Se trata en todos los casos de eliminar el agua producida en la digestión de la manera más económicamente posible, para disminuir el peso y para conseguir la sequedad requerida en el proceso de compostaje.
5. Una sección de tratamiento del agua residual generada en el proceso de deshidratación. Los sistemas utilizados son diversos, la mayoría está basada en un tratamiento biológico aerobio. La depuración se realiza hasta alcanzar unos valores que sean compatibles para hacer la descarga al colector del alcantarillado.
6. Una sección de acondicionamiento final de sólidos. Normalmente se trata de compostar la fracción sólida procedente de la sección de deshidratación. El método de compostaje varía desde el sistema de pilas, hasta los más sofisticados túneles.
7. Una sección de cogeneración (calor y electricidad) para el gas producido. Normalmente ésta es la solución adoptada, aunque hay más posibilidades.
8. Una sección de tratamiento del aire de compostaje y en general de la planta (biofiltro) para evitar la salida de malos olores al exterior.

En las figuras 1.10, 1.11 y 1.12 se muestran los esquemas de algunas tecnologías más relevantes existentes de la digestión de los residuos sólidos.

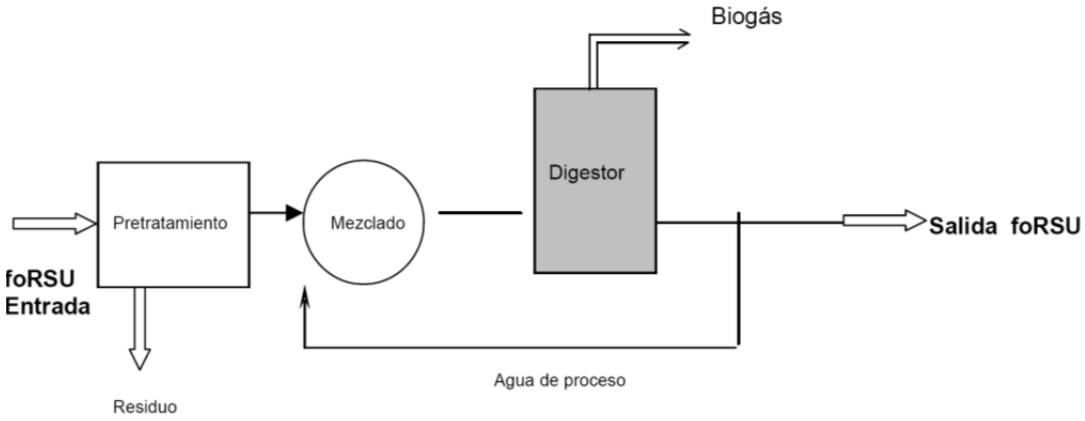


Figura 1.14. Diagrama del proceso Valorga. Adaptada de (Valorga, 2006).

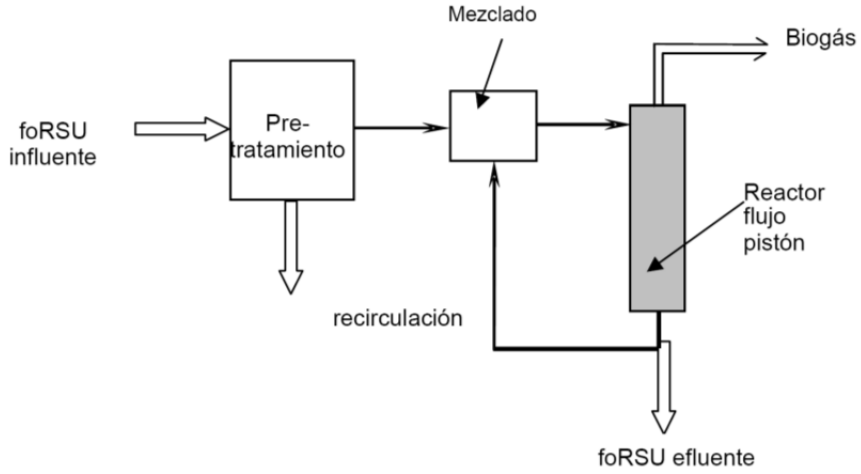


Figura 1.15.Diagrama del proceso Dranco. Adaptada de (OWS, 2013).

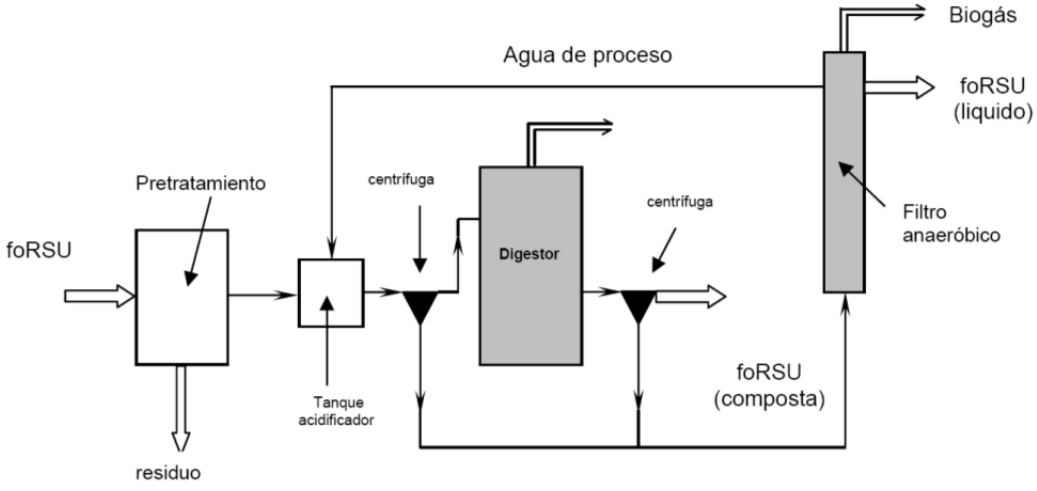


Figura 1.16.Diagrama del proceso BTA. Adaptada de (BTA, 2015)**.**

1.7.8 Resultados experimentales de la digestión de foRSU

Desde 1985, las universidades de Venecia y Barcelona colaboraron en el estudio de la digestión anaerobia de diversos residuos orgánicos con un alto contenido de sólidos en suspensión. Los experimentos fueron realizados en el laboratorio de la Universidad de Barcelona y en la planta piloto en la Universidad de Venecia. La planta piloto está situada concretamente en la estación de depuración de aguas residuales de Treviso. En los numerosos trabajos realizados durante estos años se ha investigado en condiciones de temperatura mesofílica los rendimientos del proceso de digestión anaeróbica del sustrato siguiente: fangos primarios, mezcla de fangos primarios y secundarios, fangos primarios y secundarios mezclados con foRSU procedentes de la recogida selectiva, y foRSU separadas en planta. La digestión de estos últimos tipos de residuos también fue estudiada en condiciones termofílicas.

Aparte del estudio de los rendimientos de la mecanización, también se han realizado trabajos complementarios sobre su monitorización y el control del proceso sobre aspectos particulares del proceso de digestión, por ejemplo:

1. El destino de la materia en forma de partículas, alimentada en el digestor.
2. Los efectos de factores como la temperatura externa y los cambios en la calidad de la materia orgánica sobre el rendimiento del digestor.
3. La estabilización del proceso en relación con su monitorización y la recuperación del digestor en condiciones extremas.
4. El comportamiento del digestor frente a un cambio repentino de condiciones mesofílicas a termofílicas, y frente un cambio de sustrato, en concreto, cuando se pasa de digerir fangos de depuradora en exclusiva a digerirlos con un 80% de foRSU de la recogida selectiva.

1.7.8.1 Características del sustrato y de las instalaciones utilizadas

A continuación se describen los datos relacionados con la digestión anaeróbica de la fracción orgánica de los residuos sólidos municipales. A manera de resumen en la Tabla 1.9 se detallan los rendimientos observados en la digestión de diversos tipos de foRSU.

En la planta piloto de Treviso se utilizó para tratar foRSU separada en origen (foRSU-SO) y, después de modificar el sistema de alimentación, para tratar foRSU seleccionada mecánicamente y someter a un proceso de precompostaje, procedente de una planta de reciclaje de RSU localizada en San Giorgio di Nogaro (foRSU-SM). El volumen del digestor fue de 3 m^3.

Una segunda planta piloto situada en Terni fue utilizada puntualmente para tratar una mezcla de fango de depuradora y foRSU y sometida a un proceso de precompostaje, procedente de la recogida selectiva (foRSU-RS) (frutas y verduras de mercados, restaurantes, etc.) con el objeto de simular una foRSU separada en el origen. El volumen del reactor en estos casos fue de 2,2 m^3. En la Tabla 1.9 se presentan, en forma de resumen las características de los diferentes sustratos de alimentación de los digestores mencionados anteriormente.

Tabla 1.9. Características de los diferentes sustratos de alimentación a los digestores de Treviso y de Terni.

Composición del gas	Treviso		Terni	
	foRSU-SM	foRSU-SO	foRSU-RS	FD
ST (kg/m^3)	767,9	200,1	163,2	53,1
SVT (%ST)	42,9	88,2	88,1	46,1
DQOT (%ST)	19,6	109,0	117,0	75,1
TKN (%ST)	1,8	3,2	2,2	2,6
DQOS (%ST)	9,0	-	-	-
SST (%ST)	9,0	29,0	64,3	2,6
SVS (%ST)	13,0	30,2	33,2	1,5
TOC (%ST)	17,9	48,1	45,0	25,2
TIC (%ST)	1,5	-	-	-

La Tabla 1.10 muestra detalladamente el tipo de materiales que forman la foRSU-SM procedente de San Giorgio di Nogaro. En todos los casos se diluyó el sustrato antes de almacenarlo en el tanque de alimentación del digestor. Los digestores se alimentaron unas cuantas veces al día (normalmente dos) de acuerdo con la carga orgánica destinada. Los tiempos de retención hidráulica (TRH) también fueron variables, normalmente fueron de unos quince días.

1.7.8.2 RESULTADOS EXPERIMENTALES OBTENIDOS

La digestión de foRSU separada en origen (foRSU-SO), es decir, en los hogares, tuvo lugar en el intervalo de temperatura mesofílica (35°C), utilizando tiempos de residencia comprendidos entre catorce y veinticinco días y se alimentó al digestor con una concentración de sustrato cerca de 64-66 kg SVT/m^3. En consecuencia, la carga orgánica aplicada osciló entre 2,1 y 4,2 kg SVT/ m^3·día. En estas condiciones, los rendimientos obtenidos en términos de producción volumétrica de gas estuvieron entre 1,3 y 2,7 m^3/m^3·día y cerca de 0,64 m^3/kg SVT en términos de producción específica de gas. Por otra parte, el porcentaje de metano en el gas estuvo entre el 61 y el 63%. Para la fracción orgánica proveniente de la recogida selectiva (restaurantes,

cantinas, etc.), foRSU-RS, se trabajó con una carga orgánica de 4,5 kg SVT/ m^3·día y los resultados obtenidos fueron semejantes a los anteriores: la producción volumétrica de gas fue de 3,4 m^3/m^3·día, con un 60% de metano, y la producción específica de gas, de 0,75 m^3/kg SVT.

Tabla 1.10. Características de la foRSU seleccionada en la planta industrial situada en San Giorgio di Nogaro, que fue utilizado, después de ser diluida, para alimentar el digestor de Treviso.

Componente	Composición (%)	
Fracción putrescible	50,4	ST
	65,4	SVT
Papel	5,5	ST
	7,5	SVT
Madera	1,1	ST
	2,1	SVT
Plástico	1,7	ST
	3,2	SVT
Fracción Inerte	35,5	ST
	9,8	SVT

Cuando la foRSU se separa en planta (foRSU-SM) y es sometida a un proceso de precompostaje, disminuye la cantidad de materia digerible y consecuentemente también, el rendimiento del digestor. El proceso de digestión de foRSU separada mecánicamente en la planta de San Giorgio di Nogaro se estudió a lo largo de diez meses en condiciones mesofílicas. Durante este periodo se consiguieron diversos estados estacionarios a unas cargas orgánicas comprendidas entre 4,1 y 7,5 kg SVT/ m^3·día, y el digestor operó con unos tiempos de retención hidráulica de aproximadamente dieciséis días en el mejor de los casos. La producción volumétrica de gas conseguida fue de 0,9 y 1,5 m^3/m^3·día, respectivamente; la producción específica de gas se situó entre 0,22 y 0,28 m^3/kg SVT y el porcentaje de metano en el gas fue de 63 y 51%, respectivamente.

1.7.8.3 COMPARACIÓN ENTRE LOS RENDIMIENTOS DE LA DIGESTIÓN DE DIFERENTES TIPOS DE FORSU

La diferencia más notable es la calidad de los alimentos de los digestores; cuando se compara la foRSU separada en origen (foRSU-SO) y la foRSU separada en planta (separada mecánicamente: foRSU-SM), la mayor cantidad de sólidos inertes y de material poco digerible se encuentra en el último de los casos. Los aspectos físicos

(presencia de pequeños trozos de vidrio, madera, papel, plástico, etc.) explica esa diferencia. Estos materiales no están presentes cuando los RSU son separados en origen y como consecuencia, la biodegradabilidad en esos casos es mucho más alta.

El tercer grupo de datos que figuran en la Tabla 1.9, muestra los experimentos llevados a cabo en Terni. De manera resumida, es por comparar los resultados obtenidos cuando la alimentación del digestor estuvo formado por una mezcla de 80:20% ST foRSU de recogida selectiva (foRSU- RS): fangos de depuradora (FD) y los datos extrapolados al 100% de foRSU- RS. Como se puede observar, el rendimiento máximo de gas/metano de la mezcla es muy alto. El valor de PEG (producción especifica de gas) del 100% foRSU-SO es más alta que el de la foRSU-SO; eso es consecuencia de la alta biodegradabilidad de esos tipos de residuos (recogida en restaurantes, cantinas, mercados de fruta y verdura, etc.). El valor de k evaluada para el 100% foRSU-SO fue una porción más pequeña que el de foRSU-RS. No obstante lo anterior, esta diferencia poco afectó en términos del comportamiento del digestor.

1.7.8.4 COMPARACIÓN ENTRE LA DIGESTIÓN MESOFÍLICA Y TERMOFÍLICA

Pasando de las condiciones mesofílicas a las termofílicas, el rendimiento obtenido con la foRSU-SM, va a aumentar de una manera considerable. La Tabla 1.11 muestra también una comparación de los resultados preliminares obtenidos en condiciones mesofílicas y termofílicas. Se consideró que la foRSU separada la planta de San Giorgio di Nogaro experimentó un proceso de precompostaje antes de ser enviada a la planta de Treviso, por lo cual su biodegradabilidad fue disminuida en cierto grado.

A partir de los datos mostrados en la Tabla 1.9, fue posible observar que, en general, el rendimiento aumenta en forma notable en las condiciones termofílicas. Así, pasando de las condiciones mesofílicas a las termofílicas, cuando los tiempos de retención hidráulica son de catorce a quince días y la carga orgánica de 6 o 7 kg SVT/m^3·día, el aumento de la producción volumétrica de gas (PVG, m^3/m^3·día) fue aproximadamente un 80%, y de la producción especifica de gas (PEG, m^3/kg SVT) fue del 115%. Además, si se tiene en cuenta la producción de metano, estos porcentajes fueron del 110 y del 150%, respectivamente. Una conclusión interesante, basada en estos datos en condiciones termofílicas, es que, cuando el objetivo del proceso sea la máxima eliminación de sólidos volátiles (máxima estabilización anaeróbica), los tiempos de residencia óptima son de once o doce días; mientras que cuando el objetivo sea la producción de la mayor cantidad de gas posible por unidad de volumen del reactor, el tiempo de residencia más adecuado será de seis a ocho

días. Esto podría ser de interés cuando, después del proceso de digestión anaerobia, el residuo digerido sea sometido a un proceso de compostaje aeróbico.

Estos resultados contrastan con los obtenidos por Glauser y col., De Baere y De Baere y Verstraete, que encontraron un aumento de más de un 10% en el paso de las condiciones mesofílicas a las condiciones termofílicas. La explicación a estas divergencias podría estar en la diferencia en la calidad de los RSU digeridos, con lo cual se puede concluir que es necesario ser muy cuidadoso cuando se comparan datos experimentales de sistemas diferentes, tanto desde el punto de vista técnico como geográfico.

Tabla 1.11. Resultados obtenidos en la digestión anaerobia de diferentes tipos de foRSU en planta piloto.

	foRSU-SO			foRSU-SM/mesofílicas				foRSU-SM/termofílica				foRSU-RS con FD				
												100% FD	75% FD	50% FD	20% FD	0% FD
T (°C)	35,0	35,0	35,0	35,0	35,0	35,0	35,0	55,0	55,0	54,0	51,0	35,0	35,0	35,0	35,0	35,0
THR (d)	25,0	17,8	13,6	16,2	32,0	15,6	14,5	14,5	11,5	8,5	12,0	14,5	14,5	14,5	14,5	14,5
Carga orgánica (kgSVT/m³·d)	2,1	3,2	4,2	4,1	3,4	6,8	7,5	5,9	8,0	12,0	20,0	1,7	1,9	2,8	3,9	4,5
PVG (m³/m³·d)	1,30	2,00	2,70	0,90	0,95	1,5	1,40	4,10	4,60	6,20	8,00	0,54	0,78	1,50	2,60	3,40
PEG (m3/kgSVT)	0,63	0,64	0,64	0,22	0,28	0,22	0,20	0,70	0,58	0,52	0,40	0,32	0,41	0,54	0,66	0,75
PEM (m³/kgSVT)	0,40	0,39	0,40	0,14	0,16	0,11	0,10	0,43	0,35	0,28	0,23	0,25	0,30	0,36	0,40	0,43
CH_4 (%)	63,0	61,5	62,5	63,4	56,9	50,6	52,0	61,0	60,0	53,0	57,0	77,5	73,0	67,5	61,0	57,0
k (d^{-1})	2,95	2,62	3,53	0,37	0,41	0,43						0,28		1,5	2,2	2,9

1.7.8.5 COMPARACIÓN GENERAL DE LOS RESULTADOS EXPERIMENTALES EN LA DIGESTIÓN DE LA FORSU

Los datos procedentes de la literatura generalmente no son homogéneos en cuanto a medidas, unidades, etc. Además, no se dispone de valores de las constantes cinéticas para efectuar un análisis similar a la realizada anteriormente. No obstante esto, la Tabla 1.12 presenta una selección de datos teniendo en cuenta el origen de la foRSU-SM (no precompostada), y se supuso un valor de la constante cinética de 0,6 d-1, considerando los valores de PEG/PEM (Tabla 1.10). Los rendimientos máximos de gas/metano son relativamente altos respecto a los presentados en la Tabla 1.11; pero eso no es sorprendente, ya que la calidad del sustrato depende mucho del proceso de separación y del proceso de precompostaje (si se hace). El residuo procedente de la planta de San Giorgio di Nogaro fue previamente precompostado, de manera que se redujo su rendimiento de potencial de gas/metano. Estos valores se compararon con los del proceso Dranco, en el cual se digieren RSU precompostados. Si se comparan los resultados presentes en la Tabla 1.11, se puedo observar un paralelismo entre la

eliminación de SVT, la biodegradabilidad y el porcentaje de biodegradación conseguida.

Tabla 1.12. Condiciones operativas y rendimientos obtenidos por diversos autores operando en condiciones mesofílicas.

	foRSU-SO+FD (80:15) Biomet		foRSU-SM Valorga	foRSU-SM Dranco		foRSU-SM KWU Fresenius		foRSU-SMAN Lovaina		foRSU-SM Warren	
OLR (kgSVT/m^3·d)	2,6	6,9	13,7	10,0	15,0	10,0	10,0	1,5		3,9	4,0
TRH (d)	19,0	19,0	16,2	21,3	21,0	10,0	10,0	16,0		16,0	14,0
CH_4 (%)	53,0	57,5	65,0	55,0	55,0	59,0	60,0			63,0	63,0
Constante cinética *k* (d-1)	0,6	0,6	0,6	0,6	0,4	0,6	0,6	4,0	3,0	0,6	0,6
PEG (m^3/kgSVT)	0,430	0,510	0,354	0,470	0,294	0,50	0,50			0,460	0,46
PEM (m^3 CH_4/kgSVT)	0,230	0,290	0,230	0,260	0,187	0,300	0,300	0,360	0,390	0,29	0,29

En la Tabla 1.13 se presenta un resumen de estudios que realizaron varios investigadores.

Tabla 1.13. Algunos resultados de rendimientos de metano a partir de la digestión anaerobia de foRSU.

Autor	Sustrato y parámetros operacionales	Termofílico/ Mesofílico	Rendimiento	%CH_4	Degradación de %SV
Gunascelan (1997)	Compilación de diferentes estudios; foRSU mecánicamente seleccionados, varios procesos termofílicos	T	128-319 Nm^3 CH_4/t SVe	n.d.	36-50
Weiland (2000)	Monodigestión de residuos municipales en Münster, vía húmeda, 1 etapa	M	420	n.d.	55
Weiland (2000)	Monodigestión de residuos municipales en Quarzbichl, vía seca, 1 etapa, TRS, 19 días, SV calculados: 59%	M	380	n.d.	50
Bolzonella et al (2003)	foRSu y fracción putrefacta de foRSU, semiseco, 20% ST, 62% SV, 13,5 TRH, 9,2 kgSV/m^3	T	230 Nm^3 CH4/t SVe	68,7	n.d.

2 CODIGESTIÓN

2.1 INTRODUCCIÓN

La codigestión anaeróbica consiste en el tratamiento conjunto de dos o más sustratos de diferente origen. Frente a procesos de digestión, que emplean un solo sustrato, este planteamiento cuenta con importantes ventajas técnicas, medioambientales y económicas que se describen a continuación (Flotats, 2008).

La codigestión anaerobia permite aprovechar la complementariedad de la composición de los residuos. El mejor ejemplo es la codigestión de deyecciones ganaderas y residuos alimentarios. Los residuos ganaderos tienen una reducida concentración de materia orgánica y una baja relación C/N, pero cuentan con una concentración elevada de micro y macronutrientes (básicos para el crecimiento de microorganismos anaerobios) así como capacidad tampón (pH ligeramente alcalino) fundamental para evitar procesos de acidificación. Los residuos alimentarios ricos en carbohidratos, proteínas y grasas suelen tener una alta proporción de materia orgánica biodegradable y una alta relación C/N, pero su digestión anaerobia se ve afectada negativamente por la ausencia de micronutrientes y también por problemas de acidificación (AINIA, 2011).

La principal ventaja de la codigestión se establece en el aprovechamiento de la sinergia de las mezclas a codigerir, compensando las carencias de cada uno de los sustratos por separado. Además de incrementar el potencial de producción de biogás, la adición de cosustrato fácilmente biodegradable confiere una estabilidad adicional al sistema. Este efecto pude deberse a un aumento en la biomasa activa resultando en una mayor resistencia a fenómenos de inhibición. También las partes inorgánicas de algunos de estos cosustratos han mostrado un efecto positivo frente a los procesos de inhibición por amonio (Angelidaki, 2003).

La codigestión consiste en el tratamiento conjunto de residuos orgánicos diferentes, con el objetivo de:

- Aprovechar la complementariedad de las composiciones para permitir perfiles de proceso más eficaces.
- Compartir instalaciones de tratamiento.
- Unificar metodologías de gestión.
- Amortiguar las variaciones temporales en composición y producción de cada residuo por separado.

- Reducir costes de inversión y explotación.

El término codigestión se utiliza para expresar la digestión anaerobia conjunta de dos o más sustratos de diferente origen. La ventaja principal radica en el aprovechamiento de la sinergia de las mezclas, compensando las carencias de cada uno de los sustratos por separado. La codigestión de residuos orgánicos de diferente origen ha resultado una metodología exitosa tanto en régimen termofílico como mesofílico.

Se han conseguido buenos resultados para mezclas de residuos ganaderos con varios tipos de residuos de la industria de carne y mataderos, ricos en grasas, consiguiendo altas producciones de metano, del orden de 47 m^3/t de residuo introducido. También se han conseguido buenos resultados con la codigestión de fangos de depuradora y la fracción orgánica de residuos municipales, la mezcla de estos últimos con aguas residuales urbanas, y la codigestión de fangos de depuradora y residuos de frutas y verduras. Los residuos urbanos e industriales acostumbrados a contener altas concentraciones de materia orgánica fácilmente degradable, por lo que presentan un mayor potencial de producción de biogás que los residuos ganaderos, como indica la Tabla 2.1, pudiendo llegar a 1000 m^3 de biogás por tonelada de residuo.

Sin embargo, estos residuos pueden presentar problemas de digestión, como deficiencia de nutrientes necesarios para el desarrollo de microrganismos anaerobios, baja alcalinidad o excesivo contenido en sólidos que provoquen problemas mecánicos. Los residuos ganaderos, pueden ser una buena base para la codigestión ya que, generalmente, presentan un contenido en agua elevado, una alta capacidad tampón y aportan una amplia variedad de nutrientes necesarios para el crecimiento de microrganismos anaerobios.

La codigestión de los residuos sólidos urbanos se puede realizar con diferentes materias entre ellas se destacan (Gunaseelan, 2007):

- **Residuos ganaderos y de granjas:** Purines de cerdo y vaca, estiércoles, gallinaza. En general, su potencial para la producción del biogás no es demasiado alta, debido a su alto contenido en nitrógeno y a su excesiva liquidez para el proceso. No obstante, por causa de su poder contaminante de suelos y por la abundancia de recurso, sumado a la ausencia de tratamientos eficientes de valorización, los residuos ganaderos constituyen el combustible por excelencia para la generación de biogás mediante digestión anaerobia.
- **Residuos agrícolas:** Los restos agrícolas procedentes de cultivos de consumo, cultivos energéticos o de generación de materias primas para la industria

alimentaria constituyen un sustrato apropiado, en general, para la digestión anaerobia. No obstante, la tipología del material usado, en función de la carga orgánica que posea, genera una gran variabilidad en el potencial de biogás existente en el residuo. Además, presenta la problemática de estar sometido a la estacionalidad del recurso.

- **Residuos de la industria alimentaria:** El procesado de las materias primas animales y vegetales para la elaboración de productos alimenticios genera abundantes residuos susceptibles de ser aprovechados para la producción de biogás. Las industrias lácteas, cerveceras, conserveras, azucareras y similares producen unos residuos con alta carga de materia orgánica, muy adecuados para el aprovechamiento energético. No obstante, en función del tipo de residuo, puede ser necesario un pretratamiento previo para maximizar el potencial de generación de biogás.
- **Residuos de matadero:** Constituyen uno de los residuos con mayor potencial para la generación de biogás. Los restos de contenidos estomacales, intestinos, etc., así como los restos de depuración de los efluentes de este tipo de residuos, suponen un sustrato muy adecuado para la biometanización, aunque, generalmente, este aprovechamiento se realiza en codigestión con otros residuos.
- **Residuos pesqueros:** Los restos de pesca y de procesamiento de productos alimentarios de las industrias conserveras y similares resultan ser un muy buen sustrato para la digestión anaerobia.
- **Residuos de plantas de biocombustibles:** En este tipo de plantas, particularmente en las de biodiesel se generan grandes cantidades de glicerina, que es uno de los residuos con mayor potencial de generación de biogás. No obstante, existen otras formas de aprovechamiento de la glicerina, lo que supone que, a día de hoy, la glicerina procedente de las plantas de biodiesel sea un residuo dependiente, por un lado de la producción real de las plantas, y por otro lado, de la utilización del subproducto en otros aprovechamientos independientes de la producción de biogás mediante digestión anaerobia.

La biometanización de diferentes residuos agroindustriales generan diferentes volúmenes de biogás, dependiendo fundamentalmente de la cantidad de grasa del producto (Flotats, 1997).

Tabla 2.1. Potenciales de producción de biogás de algunos residuos orgánicos de la industria alimentaria y de la fracción orgánica de residuos municipales (Angelidaki, 1997).

Tipo	Contenido orgánico	Sólidos volátiles (%)	Producción de biogás (m^3/tonelada)
Intestinos + contenidos	Hidratos de carbono, proteínas, lípidos	15-20	50-70
Lodos de flotación	65-70% proteínas, 30-35% lípidos	13-18	90-130
Tierras filtrantes de aceites, con bentonita	80% lípidos, 20% otros orgánicos	40-45	350-450
Aceites de pescado	30-50% lípidos	80-85	350-600
Suero	75-80% lactosa, 20-25% proteínas	7-10	40-55
Suero concentrado	75-80% lactosa, 20-25% proteínas	18-22	100-130
Hidrolizados de carne y huesos	70% proteínas, 30% lípidos	10-15	70-100
Mermeladas	90% azucares, ácidos orgánicos	50	300
Aceite soja/ margarinas	90% aceites vegetales	90	800- 1000
Bebidas alcohólicas	40% alcohol	40	240
Lodos residuales	Hidratos de carbono, lípidos, proteínas	3-4	17-22
Lodos residuales concentrados	Hidratos de carbono, lípidos, proteínas	15-20	85-110
foRSU separado en origen	Hidratos de carbono, lípidos, proteínas	20-30	150-240

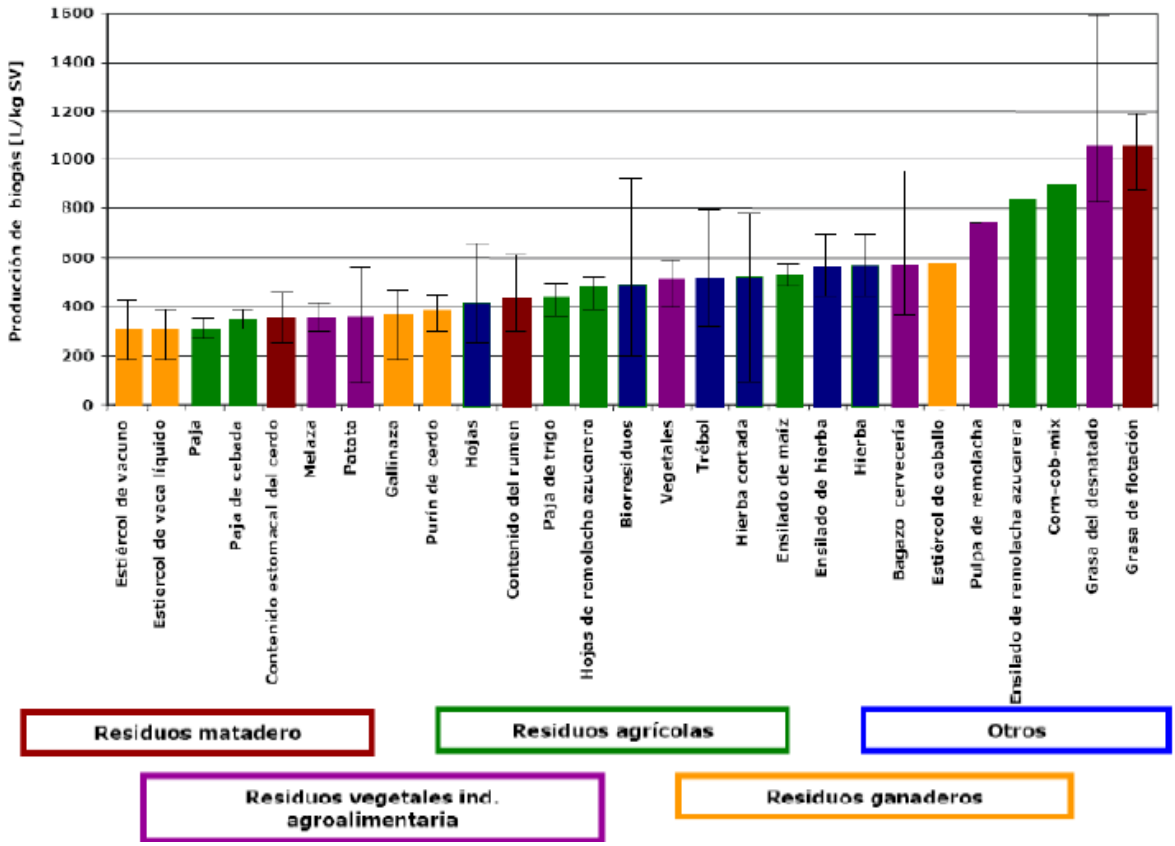


Figura 2.1 Rangos de producción potencial de biogás en función del residuo agroindustrial utilizado. (AINIA, 2011).

2.2 SISTEMAS DESARROLLADOS BASADOS EN CODIGESTIÓN

Se han conseguido, mediante mezclas de purines de cerdo con tierras filtrantes residuales de aceite de oliva, al 5% en peso, incrementos en la producción de metano del 100% en régimen mesofílico. También existen experiencias positivas con mezcla de purines con residuos de la industria de los zumos de fruta (Alvarez, 2008).

Aparte de los beneficios que suponen la complementariedad de composiciones, se ha comprobado que tóxicos contenidos en algunos residuos municipales, como el tetracloroetano, pueden ser degradados por vía anaerobia si los microrganismos, utilizan estiércol como sustrato primario, siguiendo el tóxico una ruta cometabólica.

Con objeto de aprovechar el potencial agronómico y energético que suponen los residuos ganaderos, y dar una solución económica y técnica viable, en 1987 se inició, en Dinamarca el programa de plantas de biogás de gestión centralizada. Se construyeron inicialmente 9 grandes plantas localizadas estratégicamente en el territorio para tratar los residuos ganaderos producidos en la zona de influencia de

cada instalación. Con el tiempo se comprobó que el efecto inhibidor del nitrógeno amoniacal de estos residuos, en las instalaciones termofílicas, era superable mediante la mezcla con residuos de la industria alimentaria. La experiencia positiva llevó a popularizar el sistema de codigestión, habiendo en la actualidad unas 30 plantas, tratando mezclas de diferentes tipos de residuos orgánicos, incluyendo fangos biológicos y fracción orgánica de residuos urbanos, con una proporción mayoritaria de residuos ganaderos. En 1998, la producción de energía eléctrica de estas fue de 0,26 TW·h.

Los trabajos recientes sobre la codigestión se han centrado en la búsqueda de sinergismos o de antagonismos entre los sustratos codigeridos. Por ejemplo, la optimización de la relación carbono-nitrógeno al codigerir residuos municipales y el lodo de aguas residuales se señala como beneficioso en la producción del metano. La mejora de la capacidad tapón también se divulga como efecto positivo en el proceso (Neves, 2004).

Por otra parte, algunos autores han demostrado resultados negativos en los procesos de la codigestión, que se atribuyen a las características específicas de las basuras digeridas. Además, la configuración del reactor anaerobio (lotes o continuos, una o dos etapas, mesofílico o termofílico) ha sido el objetivo de algunos trabajos.

La viabilidad de la codigestión de dos o más sustratos (por ejemplo, la fracción orgánica de residuos sólidos municipales (foRSU), biosólidos o lodos de depuradora, los residuos de animales, residuos sólidos agrícolas) se ha demostrado tanto a escala de laboratorio como a nivel planta piloto (Nordberg, 2005).

Elango y colaboradores, operaron un reactor tipo lote a temperatura ambiente, de 26 a 36 °C con un tiempo de retención hidráulica fijo (TRH) de 25 días. Utilizaron una mezcla de fango de depuradora y foRSU. El digestor fue operado en diferentes tipos de alimentación orgánica de 0,5, 1,0, 2,3, 2,9, 3,5 y 4,3 kg de sólidos volátiles/m^3 digestor de lodos por día. La cantidad máxima de producción de metano fue de 0,36 m^3/kg de SV añadido por día. La calidad del biogás producido durante el proceso de digestión anaeróbica fue 68-72%. Con una carga orgánica óptima de 2,9 kg SV/m^3·día, se produjo una reducción máxima de sólidos totales de 87,6%, de sólidos volátiles de 88,1% y una DQO de 89,3% (Elango, 2007).

Lastella y col, evaluaron los efectos de codigerir una mezcla de frutas de mercados con fango de depuradora (ratio de 9:1) y reportaron que: sin recirculación y con una carga de 40 kg/d, obtuvieron 2067 l de biogás y 51,6 l biogás/kg·día; con una carga de 60 kg/día, sin recirculación, obtuvieron 2923 l biogás/d y 48,7 l biogás/kg·día;

con una carga de 60 kg/día con recirculación, obtuvieron 4050 l biogás/día y 67.5 l biogás/kg·día. En base a los resultados obtenidos, concluyeron que la digestión anaerobia de los residuos semisólidos de frutas, cuando son mezclados con los fangos digeridos disponibles del reactor, proporcionan una optimización global para el proceso de la digestión anaerobia y esto aumenta la producción del biogás y minimiza el potencial de contaminación de los lodos de salida. El reciclaje de los lodos digeridos mejora la producción de biogás y el contenido de metano (Lastella G., 2002).

Lo y col realizaron una investigación de la producción de metano en la digestión de lodos de depuradora, fracción orgánica de RSU, (Lo H.M., 2010) así como la codigestión de ambos sustratos bajo régimen termofílico y mesofílico. Los resultados fueron:

a) Para la digestión de fango, con una carga orgánica de 0,392 g SSV/l·d, un TRH de 35 días y una temperatura de 56°C, obtuvieron un rendimiento de biogás de 0,019 l/l g SSV y una producción especifica de biogás de 0,580 l /g $SSV_{añad}$.
b) Para la codigestión de fango (75%)-foRSU (25%) con una carga orgánica de 1,512g SSV/l·d, un TRH de 38 días y una temperatura de 56°C, obtuvieron un rendimiento de biogás de 0,014 l/l g SSV y una producción especifica de biogás de 0,427 l /g $SSV_{añad}$.
c) Para la digestión de fango en dos etapas, con una carga orgánica de 0,669 g SSV/l·d y unos TRH de 17,33 y 44,2 días y temperaturas de 56 y 36 °C respectivamente, obtuvieron un rendimiento de biogás de 0,024 l/l g SSV, una producción especifica de biogás de 0,554 l /g $SSV_{añad}$.
d) Para la codigestión de fango-foRSU en dos etapas, con una carga orgánica de 3,084 g SSV/l·d y un TRH de 11,1 y 17,3 días y temperaturas de 56 y 36 °C, obtuvieron un rendimiento de biogás de 0,023 l/l g SSV y una producción específica de biogás: 0,532 l/g $SSV_{añad}$.

En la Universidad de León, España, Gómez y colaboradores, realizaron un estudio que consistió en digerir lodos primarios y codigerir estos lodos (22%) con una mezcla de frutas y hortalizas de la fracción orgánica de los residuos sólidos. La digestión anaerobia se realizó en monoetapa en un digestor con un volumen de trabajo de 3 litros para ambos casos. En la digestión de fango se alimentó con una carga orgánica de 2,5-3,6 g SV/d y un TRH de 37-47 días, obteniéndose % SV/ST de 49,6-54, una producción de biogás de 0,4-0,8 hg SV y 0,5-1,5 l/d. En la codigestión se utilizó una carga de 2,5-4,3 gSV/d y un TRH de 37-47 días, obteniéndose % SV/ST de 51-58,5 y

una producción de biogás de 0,6-0,8 l/gSV y 0,7-4,4 l/d. Concluyeron que el proceso de digestión anaeróbica se puede realizar bajo condiciones de mezcla. En la codigestión de los lodos primarios con la mezcla de frutas y hortalizas de los RSU se obtuvo más biogás que con la digestión de los lodos primarios, debido a la mayor concentración de sólidos volátiles (Gomez X., 2006).

Sosnowski y col, realizaron tres experimentos en un laboratorio a escala de un biorreactor, con diferentes sustratos: foRSU, lodos de depuradora (lodos primarios y exceso de lodos activados) y en codigestión foRSU con fango de depuradora. Se encontró que la degradación de los sustratos y la producción de gas en la digestión de los lodos de depuradora y codigestión comenzaron muy rápidamente y sin problemas. Durante la fermentación de los foRSU la acumulación de ácidos grasos volátiles y la disminución del pH inhibieron la producción de gas. La adición de un cosustrato mejora de la capacidad amortiguadora del caldo de fermentación. Una comparación en la producción de biogás en los experimentos mostraron que el volumen total de biogás para la digestión de fango fue de 180,59 dm^3 más bajo que para la codigestión de fango (75% Vol.) con foRSU (25% Vol.) que obtuvo 232 dm^3 o en la digestión de foRSU con 228,34 dm^3. Sin embargo, la producción de biogás en los lodos de depuradora fue rápida y a los 15 días ya había llegado al máximo. Los resultados de los experimentos mostraron que la digestión de los lodos de depuración es un proceso rentable y estable, pero además al agregar como cosustrato a foRSU, aumenta de la eficiencia del biogás (Sosnowsky, 2003).

Gelegenis y col, realizaron una serie de experimentos donde utilizaron reactores con agitación continua y en condiciones mesofílicas, la alimentación fue semicontinua con varias mezclas de gallinaza y suero de leche, provenientes de fábricas de queso. No fue necesaria la adición de ningún componente químico para la realización de la codigestión, el suero de leche aportó un 50% en volumen diariamente a la mezcla. Para un tiempo de retención hidráulica de 18 días a 35 °C y una carga orgánica de 4,9 g DQO/L_Rd, se encontró que la producción de biogás aumentó de 1,5 a 2,2 l/L_Rd (casi 40%). Debido a su alto contenido orgánico y de biodegrabilidad, el tratamiento más adecuado para el suero de leche es la digestión anaeróbica y se puede aplicar a las instalaciones existentes, donde se digiere solo a la gallinaza. Como resultado, la codigestión de suero de leche con la gallinaza es un método sostenible y atractivo para el medio ambiente y al mismo tiempo convertir una mezcla de residuos en una fuente de energía útil (Gelegenis, y otros, 2007).

La digestión anaeróbica del estiércol implica la conversión de las partículas disueltas y materia orgánica en metano y dióxido de carbono a través de una serie de

interrelaciones metabólicas microbianas. Debido a las muchas interacciones complejas entre los diferentes constituyentes de la población microbiana del sustrato, una serie de factores pueden alterar el proceso de digestión anaerobia. La acumulación excesiva de ácidos grasos volátiles (AGV) puede inhibir la metanogénesis, mientras que altos niveles de hidrógeno puede inhibir el propionato-butirato y degradar la acetogénesis.

El estiércol contiene compuestos, por ejemplo, proteínas y urea, que degradan al amonio libre. La toxicidad del amoníaco ha sido reportada en la digestión del estiércol de ganado, que tiene aproximadamente 2,5 g/l de nitrógeno amoniacal (NH_3-N) y los purines y gallinaza contienen más de 4 g/l de NH_3- N.

Magbanua y col, realizaron un estudio en digestores anaerobio en lotes, usando gallinaza y purines en varias proporciones. Se produjeron mayores rendimientos de biogás, 200±30 ml/g de sólidos volátiles (SV) eliminado, y el metano, de hasta 130±20 ml/g SVeliminados, en comparación con los residuos digeridos por sí solos (Magbanua, y otros, 2001).

Fernández y col, evaluaron el potencial de mesofílico de la digestión anaeróbica para el tratamiento de materias grasas de diferente origen a través de la codigestión de la fracción orgánica de residuos sólidos urbanos (foRSU). La codigestión proceso se llevó a cabo en una planta piloto de trabajo en régimen de semicontinuo en la gama mesofílica (37°C) y el tiempo de retención hidráulico (TRH) fue de 17 días. Durante el período de puesta en marcha el digestor fue alimentado con cantidades cada vez mayores de un foRSU sintético (alimentos para animales de compañía). Cuando la carga orgánica establecida se alcanzó, se inició el proceso de digestión. La grasa utilizada consistió en los residuos de una industria alimentaria (grasa animal), su composición es muy similar a la de la foRSU simulada en relación con la larga cadena de ácidos grasos. Después de un breve período de adaptación, la eliminación de grasa total en todo el experimento fue de más de 88%, mientras que la producción de biogás y metano son muy similares a los de foRSU sintética. En conclusión, la codigestión anaeróbica de residuos de grasa y foRSU parece ser una tecnología adecuada para el tratamiento de esos desechos y la obtención de una fuente de energías renovables a partir de biogás (Fernandez, y otros, 2005).

Capasso y col, realizó un estudio sobre la codigestión del jugo de cebolla y lodos de depuradora, con una carga orgánica de 1,24-3,60 gSV/l·d, en un reactor de una sola etapa mesofílica. El promedio de rendimiento de biogás y metano fueron 0,62 ± 0,05 y 0,37 ± 0,08 l/gSV, respectivamente. La reducción de sólidos volátiles varió de 72% a 91%, y el pH del digestor fue de 7,2. La carga orgánica, el rendimiento producción de

biogás, el rendimiento de metano y la reducción de sólidos volátiles están dentro de los rangos que reporta la literatura. Basándose en el resultado de este estudio, recomendaron la relación C/N de la mezcla de piensos en alrededor de 15 (Capasso, y otros, 1992).

Las aguas residuales provenientes de los molinos de aceituna son aguas residuales altamente contaminantes, debido a que contienen una alta carga orgánica y fenoles. Estas características sugieren que esto puede ser tratado mediante un tratamiento aerobio y un tratamiento anaerobio. El tratamiento aerobio junto con la digestión anaerobia puede ser económicamente rentable y como produce metano es una valiosa fuente de energía y al mismo tiempo purificador de las aguas residuales del molino de aceituna. Martínez-García y col realizaron un estudio sobre este tipo de tratamiento y en un intento por mejorar el rendimiento general del proceso, adicionaron un cosustrato, suero de leche, (la levadura Candida tropicalis) durante el pretratamiento aeróbico. El sistema de dos etapas fue operado con una carga orgánica de 3,0 kg DQO/l·d con un ratio de producción de biogás de 1,25 $l_{biogás}/l_{reactor}$·d y una reducción de DQO_{total} en exceso de 93% (62% de DQO reducido en el tratamiento aeróbico y 83% de $DQO_{reducido}$ en la digestión anaerobia). El fenol fue degradado en un 54% durante el tratamiento aerobio y entre 68-75% de metano se obtuvo durante la digestión anaerobia.

Boubaker y col., realizaron una investigación a escala laboratorio, de la codigestión anaerobia de las aguas residuales generadas en la obtención del aceite de oliva y los residuos sólidos obtenidos durante la molienda. Utilizaron un digestor tubular con una alimentación en semicontinuo, operado con temperaturas mesofílicas. Cada digestor fue alimentado con un influente compuesto, con un ratio de carga orgánica entre 0,67-6,67 gDQO/l·d. El tiempo de retención hidráulico fue de 12,24 y 36 días. La concentración de DQOT de RMA usado como principal sustrato fue de 24,56 y 80 gDQO/l. La cantidad de RSMA seco usado como cosustrato fue aproximadamente de 56 g/l de RMA. Dos principales efectos fueron demostrados en esta investigación. Primero, el rendimiento de biogás de RMA mejoró cuando fue codigerido con RSMA. En efecto, el mejor rendimiento desde la codigestión de RMA (DQOT=56 gDQO/l) con RSMA, un TRH= 12 d, fue 0,95 l/l, mientras que se obtuvo 0,7 l/l·d cuando RMA fue digerido solo bajo las mismas condiciones de TRH y concentración de DQOT del influente. Segundo, la mejor eliminación de DQO (89,6%) fue obtenida con un influente DQOT= 24 gDQO/l digerido con un TRH=36 días. Finalmente observaron además que la producción de metano cesó con RMA tuvo concentraciones > 80 gDQO/l y digerido a TRH < 12 d sin una dilución apropiada (Boubaker, y otros, 2007).

2.3 RESULTADOS OBTENIDOS EN LOS DESARROLLOS ANALIZADOS

Tradicionalmente, la digestión anaeróbica se ha utilizado para el tratamiento de aguas residuales urbanas o industriales, fangos procedentes de tratamientos biológicos o fisicoquímicos, etc. Al ser un proceso en que la materia orgánica es degradada por acción de los microrganismos en ausencia de oxígeno y obteniéndose como producto final una mezcla gaseosa compuesta principalmente de metano y dióxido de carbono, se han realizado diversos estudios para optimizar dicho proceso.

De tal manera que con la realización de la investigación bibliográfica se ha podido conocer que, aunque desde hace muchos años, la biometanización es conocida como la aplicación al tratamiento de la fracción orgánica de los residuos sólidos (foRSU), es a partir de los años ochenta cuando se empieza a desarrollar esta tecnología y así se disponen múltiples propuestas de tratamiento de la fracción orgánica, como, por ejemplo: a partir de foRSU separada en origen, separada mecánicamente, con o sin pretratamiento previo procesos en condiciones mesofílicas, termofílicas, en monoetapa, fases etc. todo lo anterior con la finalidad de conseguir altos rendimientos de biogás. Los resultados muestran que los rendimientos del reactor referidos a los porcentajes de eliminación de SVT, son altamente sensibles a la calidad de la carga de alimentación puesto que la cinética de biodegradación se ve afectada por la selección de porción no biodegradable.

Por otro lado se han tratado en conjunto dos residuos en un mismo digestor (codigestión) con el objeto de optimizar la relación carbono-nitrógeno y además lograr reducir el impacto medioambiental que tienen ciertos residuos orgánicos. Así, se tiene que algunos investigadores han realizado estudios sobre codigestión de purines, gallinaza, residuos generados de la extracción del aceite de oliva, de mataderos, estiércol de ganado, fracción orgánica de los RSU, etc.

Resulta interesante el proceso de codigestión cuando uno de los cosustratos es el fango de depuradora. Esto es debido a las grandes cantidades de fango que se producen y al número relativamente elevado de digestores de fango de depuradora existentes. De esta manera se puede utilizar la infraestructura existente para llevar a término el tratamiento de un residuo como la foRSU.

Ante la falta de información concreta sobre el proceso, tipología de tratamiento para la codigestión del fango con foRSU, se considera necesario profundizar en esta cuestión e investigar acerca de este proceso utilizando como sustrato fango-foRSU en codigestión y su producción de biogás. En todo caso los valores que aquí se presentan son orientativos. En la planta del CTR de San Román de la Vega, la

metodología propuesta es la adición de materia orgánica para digestión de forma paulatina observando el aumento del biogás producido.

2.3.1 Comparación de sustratos en digestores anaerobios en monoetapa en mesofílico

2.3.1.1 Digestor en monoetapa-fango

En un digestor anaerobio en monoetapa, en rango mesofílico, alimentado con fango, con una carga de alimentación de 0,85 kg ST/m^3·d y 0,96 kg DQO/m^3·d, a una temperatura promedio de 30,53 °C y un pH promedio de 7,31, se obtienen unos rendimientos de eliminación en promedio de:

- ST del 36,51%, con un valor máximo de 82,86% y un valor mínimo de 2,19%.
- STV del 45,36%, con un valor máximo de 88,54% y un valor mínimo de 15,38%.
- DQO del 40,61%, con un valor máximo de 88,90% y un valor mínimo de 7,50%.

Producción y riqueza de biogás que se obtienen:

- La producción de biogás fue de 0,734 m^3/kg DQO.
- La producción de biogás fue de 0,714 m^3/kg STV.
- La producción de biogás fue de 0,201 m^3/kg $DQO_{entrada}$.
- La relación $I_{biogás}/I_{sustrato}$ fue de 5,69.
- La riqueza del biogás que se obtuvo fue de 71,47% CH4 y 28,53% CO_2.

2.3.1.2 Digestor en monoetapa-foRSU

En un digestor anaerobio en monoetapa, en rango mesofílico, cuyo sustrato de alimentación fue una mezcla de foRSU-agua, operando con una carga de alimentación de 0,37 kg ST/m^3·d y 0,42 kg DQO/m^3·d, a una temperatura promedio en 28,34°C y un pH de 7,24, se obtienen unos rendimientos de eliminación en promedio de:

- ST del 27,11%, con un valor máximo de 79,5% y un valor mínimo de 7,02%.
- STV del 56,91%, con un valor máximo de 91 ,62% y un valor mínimo de 13,19%.
- DQO del 38,83%, con un valor máximo de 92,31% y un valor mínimo de 9,06%.

Producción y riqueza de biogás que se obtienen:

- La producción de biogás fue de 1,240 m^3/kg DQO.
- La producción de biogás fue de 1,290 m^3/kg STV.
- La producción de biogás fue de 0,287 m^3/kg $DQO_{entrada}$.
- La relación $l_{biogás}/l_{sustrato}$ fue de 5,09.
- La riqueza del biogás que se obtuvo fue de 69,80% CH_4 y 30,17% CO_2.

2.3.1.3 DIGESTOR EN MONOETAPA-CODIGESTIÓN

En un digestor anaerobio en monoetapa, en rango mesofílico, alimentado con una mezcla 1:1 de fango-foRSU en codigestión, operando con una carga de alimentación de 0,55 kg ST/m^3·d y 0,54 kgDQO/m^3·d, a una temperatura en promedio de 28,28 °C y un pH de 7,28, se obtienen unos rendimientos de eliminación en promedio de:

- ST del 38,93%, con un valor máximo de 87,33% y un valor mínimo de 10,48%.
- STV del 52,46%, con un valor máximo de 87,92% y un valor mínimo de 13,74%.
- DQO del 46,83%, con un valor máximo de 87,83% y un valor mínimo de 13,78%.

Producción y riqueza de biogás que se obtienen:

- La producción de biogás fue de 0,836 de m^3/kg DQO.
- La producción de biogás fue de 0,87 1 m^3/kg STV.
- La producción de biogás fue de 0,261 m^3/kg $DQO_{entrada}$.
- La relación $I_{biogás}$ / $l_{sustrato}$ fue 5,61.
- La riqueza del biogás que se obtuvo fue de 73,09% CH_4 y 26,9 1% CO_2.

Estudio comparativo de diferentes sustratos

- Los rendimientos de eliminación de ST, STV y DQO permiten asegurar para los tres sustratos estudiados una perfecta estabilización de los lodos.
- En cuanto a la producción de biogás, bajo las condiciones estudiadas, codigestión fue el que presentó un mayor caudal y una mayor riqueza de metano.

2.3.2 COMPARACIÓN DE SISTEMAS DE DIGESTIÓN ANAEROBIA EN FASES Y EN MONOETAPA EN MESOFÍLICO. SUSTRATO: FANGO-FORSU EN CODIGESTIÓN

2.3.2.1 DIGESTIÓN EN FASES

En un sistema de digestión en fases, alimentado con una mezcla 1:1 de fango-foRSU en codigestión, operando con una carga de alimentación de 1,17 kg ST/m^3·d y 1,20 kg DQO/m^3·d, a una temperatura promedio de 31°C y un pH promedio de 7,44, se obtienen unos rendimientos de eliminación y una riqueza de biogás en promedio de:

- ST del 69,42%, con un valor máximo de 88,51% y un valor mínimo de 30,65%.
- STV del 76,37%, con un valor máximo de 90,99% y un valor mínimo de 46,54%.
- DQO del 60,80%, con un valor máximo de 85,46% y un valor mínimo de 26,70%.
- Riqueza del biogás fue de 70,30% CH_4 y 29,70% CO_2.

2.3.2.2 DIGESTIÓN EN MONOETAPA

En un sistema de digestión en monoetapa, alimentado con una mezcla de 1:1 de fango-foRSU en codigestión, operando con una carga de alimentación de 1,54 kg ST/m^3·d y 1,58 kg DQO/m^3·d, a una temperatura promedio de 33°C y un pH de 7,48, se obtienen unos rendimientos de eliminación y una riqueza de biogás en promedio de:

- ST del 51,16%, con un valor máximo de 76,12% y un valor mínimo de 15,39%.
- STV del 64,21%, con un valor máximo de 81 ,36% y un valor mínimo de 35,16%.
- DQO del 61,30%, con un valor máximo de 83,56% y un valor mínimo de 32,63%.
- Riqueza del biogás fue de 70,18% CH_4 y 29,82% CO_2.

2.3.2.3 ESTUDIO COMPARATIVO DE SISTEMAS DE DIGESTIÓN

- El porcentaje de eliminación de ST y STV fue superior en el digestor en fases que en el digestor en monoetapa.
- El porcentaje de eliminación de DQO fue igual en ambos sistemas.
- La riqueza de biogás fue mayor en fases.

Considerando la instalación existente en la planta del CTR y por otro, los rendimientos económicos esperables de la venta de energía eléctrica generada a partir del biogás producido, puede concluirse que desde el punto de vista económico

resulta más rentable tratar de forma conjunta otros sustratos en codigestión con foRSU.

Se ha demostrado que la codigestión es una alternativa viable para mejorar el rendimiento del biogás, debido al efecto sinérgico de los microorganismos y al aporte de nutrientes que se encontraban ausentes o en baja concentración en el medio (Mata-Alvarez, 2000). Multitud de trabajos han estudiado la codigestión de foRSU con lodos y aguas residuales (Zhang, 2008), (Elango, 2007), (Sosnowsky, 2003), residuos de industrias lácteas (Callaghan, 1999) y (Jin, 2003), y otros sustratos residuales de diferentes orígenes.

2.4 CODIGESTIÓN CON RESIDUOS DE INDUSTRIAS LÁCTEAS

2.4.1 INTRODUCCIÓN

Una de las posibles soluciones para aumentar la producción de biogás puede ser la codigestión de los RSU con diferentes materias, que busque aumentar la fracción orgánica de la mezcla y con ello una mayor cantidad de biogás, a la vez mezclar un residuo sólido con otro más diluido como lodo o efluentes líquidos, permite un mejor manejo y degradabilidad, además de diluir y contrarrestar el efecto de inhibidores y también aportar nutrientes específicos que puedan estar ausentes.

Sin embargo es preciso determinar las condiciones más adecuadas para el proceso, tales como razón inóculo-sustrato, razón RSU/suero, tipo de pretratamiento, etc., estos parámetros son específicos para las características del residuo en general y de cada planta en particular.

Como se ha puesto de manifiesto en apartados anteriores, uno de los mayores generadores de biogás por kilogramo de sustrato, son las grasas de desnatado, que se obtienen de la industria láctea.

Dentro de las propias industrias lácteas, los residuos se someten a una serie de tratamientos (Berruga-Fernández, 1999):

2.4.1.1 TRATAMIENTO PRELIMINAR

Se trata de eliminar residuos y cuerpos sólidos que dañan o tapan las bombas y otros dispositivos, el primer paso es retirarlos con un tratamiento preliminar, que suele comprender dos etapas; cribar los residuos y asentar los sólidos.

Para eliminar los residuos se hace pasar el flujo de aguas negras por una criba de barras. Los residuos se recogen mecánicamente de la criba y se llevan al incinerador.

Después de pasar por la criba, el agua fluye por un tanque de sedimentación de sólidos, un depósito a modo de piscina, en el que su velocidad se aminora lo necesario para permitir que los sólidos se asienten. Esos sedimentos se retiran de forma mecánica y se llevan a los rellenos sanitarios.

2.4.1.2 TRATAMIENTO PRIMARIO

Es el que elimina un gran porcentaje de sólidos en suspensión y de la materia orgánica. Este tratamiento se hace mediante operaciones físicas tales como el tamizado y la sedimentación. El agua fluye muy despacio por unos grandes tanques llamados clarificadores primarios, por ello permanece casi inmóvil durante varias horas. Las partículas de materia orgánica, que suman alrededor del 30 al 50 por ciento del total de ese material se asientan en el fondo, de donde son retiradas. Al mismo tiempo, los materiales grasos o aceitosos flotan hacia la superficie, donde son recogidos. Todo este material retirado recibe en conjunto el nombre de lodos en bruto

2.4.1.3 TRATAMIENTO SECUNDARIO

El tratamiento secundario también es llamado biológico, porque utiliza descomponedores y saprofitos naturales. En esencia, se crea un ambiente en el que estos microrganismos se alimentan de la materia orgánica disuelta, en estado coloidal y por respiración celular la descompongan en dióxido de carbono y agua.

Se emplean dos técnicas: los filtros de goteo y los sistemas de lodo activado.

2.4.1.4 TRATAMIENTO TERCIARIO

En el tratamiento terciario se emplean tipos de tratamientos físicos y químicos con los que se consigue eliminar componentes, tales como fósforos, nitrógeno, minerales metales pesados, virus etc.

Los métodos de tratamiento para manipular esos desechos son necesariamente específicos del tipo de contaminante que se trata de eliminar y suelen ser además costosos. Algunos procesos habitualmente empleados son: la coagulación química, floculación y sedimentación seguida de filtración y carbono activado. Para la eliminación de iones específicos se emplean métodos como intercambio iónico o la ósmosis inversa.

Los principales procesos de la industria láctea que producen residuos contaminantes son los procesos de producción de quesos, cremas y mantequilla, el lavado de torres de secado y las soluciones de limpieza alcalina. Se estima que el suero generado en la elaboración de quesos tiene una DBO del orden de 40.000 - 50.000 mg/l.

Como en las industrias lácteas, se realizan diferentes tratamientos, se pueden tener diferentes residuos.

2.4.2 Descripción de los residuos de la industria láctea

2.4.2.1 Aguas residuales

Las aguas residuales de las industrias lácteas son generalmente neutras o poco alcalinas, pero tienen tendencia a volverse ácidas muy rápidamente a causa de la fermentación del azúcar de la leche produciendo ácido láctico, sobre todo en ausencia de oxígeno y la formación simultánea de ácido butírico, descendiendo el pH a 4,5 – 5,0.

Debido a que estos efluentes agroindustriales contienen gran cantidad de carbohidratos, tienen una alta tasa de materia orgánica, fácilmente hidrolizable, lo que dificulta la estabilidad del sistema debido a que la fase de acidificación ocurre de forma excesivamente rápida, principalmente cuando son aplicadas altas tasas de velocidad de carga orgánica en los reactores (Marañón-Maison, y otros, 2009).

La composición de estas aguas incluye sustancias orgánicas disueltas como la lactosa, sales minerales y suspensiones coloidales de proteínas (caseína, albúminas, y globulinas) con una DQO entre 2000 – 4000 mg/l y una DBO entre 2000 – 3000 mg/l.

El consumo de agua en las industrias lácteas oscila entre 8,0 – 35 l/kg de leche.

La principal limitación para tratar el suero de quesería radica en su gran facilidad de acidificar, principalmente cuando se utilizan velocidades de carga orgánica elevadas, donde la fase acidogénica y la metanogénica se extienden hacia la parte superior del reactor, ocasionando la inestabilidad del sistema. Esa inestabilidad del proceso metanogénico durante el tratamiento anaerobio del suero de queso puede ser ocasionada por la gran cantidad de compuestos ácidos generados por la fermentación de la lactosa. La presencia y acumulación de estos ácidos producen un descenso en el pH, promoviendo el crecimiento de bacterias acetogénicas e inhibiendo la actividad metanogénica.

2.4.2.2 LACTOSUERO

El lactosuero es el líquido claro de color amarillento que se separa de la cuajada durante la fabricación de los productos de quesería y representa alrededor del 90% del peso de la leche utilizada para la elaboración del queso. Según el procedimiento utilizado para separar la cuajada del queso, se obtendrá lactosuero dulce o lacto suero ácido. La composición del lactosuero varían, como es lógico, en función del tipo de leche utilizada y el proceso de fermentación utilizado, en los siguientes cuadros se detallan las características de algunos de estos sueros.

Tabla 2.2: Caracterización de efluentes de diferentes industrias lácteas (mg/l).

	DQO	DBO	Grasas	Nitrógeno	Fosforo	pH
Empresa láctea	4000	2600	400	55	35	8-11
Empresa láctea	4000	2160	Np	200	60	5-9
Empresa láctea	2926	1580	294	36	21	6,7
Empresa láctea	633	260	Np	106	Np	8,9
Empresa láctea	2209	1112	60	Np	Np	7,2
Empresa láctea	4500	2300	Np	56	33	7,2
Empresa láctea	3190	1950	690	43	7	5-10
Empresa láctea	Np	285	Np	296	Np	8,1
Empresa láctea	2125	1250	Np	70	100	9-10,5
Empresa láctea	No	241	Np	191	50	8,5
Empresa láctea	4500	2300	350	60	50	Np
Empresa láctea	4000	2000	Np	60	Np	Np
Empresa láctea	1750	Np	Np	75	9,1	Np
Queso	4430	3000	754	18	14	7,32
Yogurt	1500	1000	Np	63	7,2	Np

Tabla 2.3: Características fisicoquímicas de diferentes sueros.

	Suero dulce	Suero ácido
Agua (%)	93-95	93-95
Extracto seco (%)	5-7	5-7
Lactosa (%)	4,5-5,3	3,8-5,2
Proteínas (%)	0,6-1,1	0,2-1,1
Grasa (%)	0,1-0,4	0,1-0,5

Sales minerales (%)	0,5-0,7	0,5-1,2
Ácido láctico (%)	0,1-0,2	0,2-1,2
Cloruros (%)	0,15-0,6	0,16-0,6
Finos (%)	0,05-0,3	0,05-0,3
pH	6,45	5

Tabla 2.4: Características fisicoquímicas de diferentes sueros.

Indicador	Suero de queso dulce	Suero de queso ácido
pH	6,620 ± 0,800	4,220 ± 0,500
Ácido láctico (%)	0,080 ± 0,020	0,320 ± 0,020
Densidad (g/cm³)	1,025 ± 0,020	1,024 ± 0,010
Materia seca (%)	6,410 ± 0,700	6,400 ± 0,600
Grasa (%)	0,330 ± 0,010	0,330 ± 0,020
Proteína bruta (%)	0,960 ± 0,040	0,940 ± 0,030
Lactosa (%)	4,670 ± 0,600	4,100 ± 0,050
Calcio (%)	0,530 ± 0,020	0,510 ± 0,020
Fosforo (%)	0,330 ± 0,030	0,310 ± 0,020

2.4.3 Producción de biogás

No existe ningún estudio directo de codigestión de RSU y residuos de lechería, que se adapte a las características del RSU utilizado en el centro de tratamiento de residuos.

Arango y Sanches (2009), evaluaron el rendimiento y capacidad de un reactor anaerobio de lecho de fangos (UASB) para remover la carga de materia orgánica contenida en suero de quesería (Arango-Bedoya, y otros, 2009).

El reactor UASB fue operado con un tiempo de retención hidráulica (TRH) de 1,3 días y velocidades de carga orgánica entre 1,7 a 18,5 g de DQO/l·d. Los máximos niveles de reducción de la demanda química de oxígeno (DQO) y de sólidos totales volátiles (STV) alcanzados fueron 98% y 97,2% respectivamente, con una velocidad de carga orgánica en el reactor de 9,6 g DQO/ l·d, observándose una reducción en la eficiencia de remoción de la DQO hasta niveles de 77% cuando la carga orgánica se llevó a 18,6 g DQO/ l·d. La producción máxima de gas metano generado a partir del

suero de queso estudiado fue de 0,27 l CH_4/g DQO afluente, con un contenido de metano en el biogás de 56%.

Tabla 2.5: Parámetros de operación y funcionamiento del reactor UAS B durante la experimentación.

	Etapas									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
pH	7,8	7,1	7,7	7,6	7,1	6,8	6,3	7,1	7,5	7,6
DQO (mg/l)	2373	3200	3824	5433	8168	10098	13172	16130	18660	24813
ST (mg/l)	3707	4576	5174	6106	8182	12307	13739	20452	23329	40827
STV (mg/l)	1654	2389	2873	4052	6631	8955	9700	11095	10893	18164
P (mg/l)		9	9	11	11	15	18	34	64	78
Efluente										
pH	8,2	7,7	7,9	7,8	8,0	7,8	7,6	7,8	8,0	8,1
DQO (mg/l)	75	152	103	140	186	277	265	779	1269	5706
ST (mg/l)	2184	2475	2630	2786	3267	3858	4627	7713	12874	24624
STV (mg/l)	201	197	282	293	309	363	276	728	1261	5028
N (mg/l)		23	36	17	128	131	253	364	454	636
P (mg/l)		7	8	7	2	7	23	11	21	37
Operación										
Bvaf (g/l·d)	1,7	2,2	2,8	4,0	6,1	7,5	9,6	11,9	13,6	18,5
Bvel (g DQO/l·d)	1,6	2,1	2,7	3,9	5,9	7,3	9,4	11,3	12,6	14,3
Bvaf (g STV/l·d)	1,2	1,6	2,1	3,1	4,9	6,7	7,0	8,2	7,9	13,6
Bvel (g ST/l·d)	1,0	1,5	1,9	2,8	4,7	6,4	6,8	7,6	7,0	9,8
DEP DQO (%)	96,8	95,3	97,3	97,4	97,7	97,3	98,0	95,1	93,2	77,0
DEP STV (%)	87,0	90,8	90,1	92,6	95,3	96,0	97,2	93,4	88,6	72,2
Biogás										
Producción										
(l/l Reactor·d)	0,66	0,90	1,04	2,07	2,84	3,85	4,69	5,26	5,56	4,01
Producción metano (l/l reactor·d)	0,42	0,57	0,66	1,24	1,76	2,22	2,61	2,93	3,16	2,21
Contenido de CH_4 (%)	64	64	63	60	62	58	56	56	57	55
tasa producción										
(l CH_4/g DQO)	0,26	0,26	0,24	0,31	0,29	0,30	0,27	0,25	0,23	0,12

Los porcentajes de metano y dióxido de carbono en el biogás oscilaron entre 64 a 55% y entre 25 a 44% respectivamente. Se observa que al incrementar la carga orgánica afluente el porcentaje de metano tiende a descender y el de dióxido de carbono a aumentar. En la etapa de mayor eliminación de materia orgánica hubo una producción de 4,67 l de biogás/l de reactor, siendo su composición en metano y

dióxido de carbono de 56 y 43%, con una tasa de producción de metano de 0,27 l CH_4/g DQO afluente.

Al aumentar la carga orgánica en los reactores el crecimiento de las bacterias fue favorecido, sin embargo la tasa de crecimiento de los microrganismos acidogénicos es cinco veces superior a la de los microrganismos metanogénicos, ocasionando mayor generación de productos intermedios resultantes de la acidificación, que la biomasa metanogénica no es capaz de metabolizar totalmente, por lo cual se produce una disminución en el porcentaje de eliminación de materia orgánica al aumentar, por encima de cierto límite, la velocidad de carga orgánica afluente.

Kacprzak y Krzystek(2009) evaluaron en cuatro experimentos diferentes la generación de metano en una codigestión de residuos de la industria láctea y ensilados de maíz, en un reactor de 25 dm^3, operado mesofílicamente en semicontinuo con un tiempo de retención hidráulica de 25 días (Kacprzak, 2009).

La alimentación de mezcla al reactor se realiza manualmente con un porcentaje del 20-30% de ensilado de maíz y el resto de residuos de lechería.

Las características de los materiales utilizados fueron:

Tabla 2.6: Características fisicoquímicas utilizadas en el experimento.

Parámetro	Ensilado de maíz	Suero
pH	3,7	4,48
Sólidos totales %	27,5	6,1
Sólidos en suspensión %	26,14	5,26
DQO gO_2/l	376	66,7
Ash %	1,36	0,84
Ácidos grasos(mg/dm^3)	1950	2220
Ratio C:N	60-1	21-1

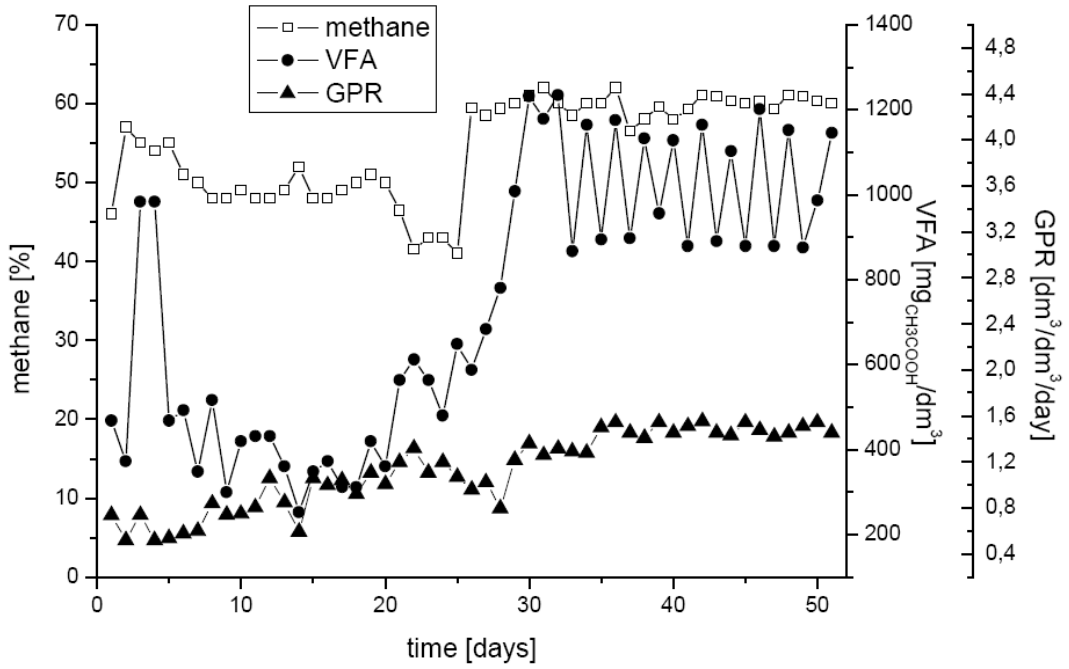


Figura 2.2: Producción de gas, ácidos grasos y concentración de metano. (Kacprzak, 2009).

Se puede observar cómo en el estado estacionario la producción de gas producida es de 1,2 a 1,6 dm^3/dm^3/día, con una media de 1,43, siendo el porcentaje de metano entre el 56% y el 62% con una media del 60,1%.

Magaña-Ramírez y Rubio-Núñez (2011), evaluaron la codigestión de residuos de quesería de cabra y excremento de esta misma (Magaña-Ramírez, 2011).

Los residuos de queso y crema, al igual que el agente inoculante, se mantuvieron en 200 g, mientras que el estiércol de cabra se ha añadido cada vez más en las formulaciones II y III. Posteriormente se adicionó suero de leche en proporciones diferentes para obtener 5 l de volumen total para todos los casos. La temperatura se mantuvo a (35 °C), que es la temperatura a la que crecen las bacterias mesofílicas, y el pH se ajustó a 7,0. El proceso de digestión anaeróbica se mantuvo durante 15 días (Miranda, 2009).

Tabla 2.7: Mezcla de sustratos utilizados en el experimento.

	Mezcla I		Mezcla II		Mezcla III	
Material	Volumen (l)	Peso (g)	Volumen (l)	Peso (g)	Volumen (l)	Peso (g)
Suero de leche	4,5		4,3		4	
Desperdicio de queso		200		200		200
Desperdicio de crema		200		200		200
Inoculante		200		200		200
Estiércol de cabra				400		1400
Volumen total	5		5		5	

En la formulación III el pH se ajustó y se mantuvo en 7,0 para los 15 días, encontrándose pico de metano midiéndose una concentración de 82%.

En comparación, otros investigadores utilizaron suero de queso salado y lo mezclaron con residuos de aves de corral y con estiércol de ganado, habiendo obtenido un contenido de metano del 64% y 63%, respectivamente (Patel y Madamwar, 1996).

Por otra parte, Patel y col. (1999) utilizaron suero de queso dulce, obteniendo biogás con un contenido de 72% de metano. Si el contenido de metano obtenido es mayor del 70% la digestión se considera de buen desempeño (Saddoud y col., 2006). La concentración de suero de leche fue relativamente baja, con una formulación de 4 litros y 1400 g de estiércol de cabra. En esta combinación la concentración de materia orgánica proporcionada por el estiércol de cabra aumentó la alcalinidad, favoreciendo la generación de metano.

2.5 CODIGESTIÓN RESIDUOS DE ESTACIONES DEPURADORAS DE AGUAS RESIDUALES

2.5.1 INTRODUCCIÓN

El agua es necesaria para satisfacer una gran variedad de actividades. La cantidad y calidad del agua difieren según el uso al que va a ser destinada.

La mayor parte del agua consumida en España, se destina a la agricultura. Un alto porcentaje se destina a actividades de abastecimiento de ciudades e industrias. El uso en la industria se refiere a otros usos diferentes al abastecimiento, tales como agua de proceso, de lavado, etc.

La consecuencia de los diversos usos, y debido a los elementos contaminantes utilizados en muchos de ellos, es la generación de aguas residuales que deben ser tratadas para su posterior utilización.

En el presente apartado, se pretende llevar a cabo un análisis sobre la situación actual de los procesos de tratamiento de aguas residuales y el funcionamiento de los mismos, además de para analizar la producción de fangos y sus aplicaciones.

El estudio se va a realizar sobre las depuradoras que se encuentra ubicadas dentro del parque regional de Picos de Europa, es decir, un total de 59 depuradoras que serán estudiadas tanto en cuanto a su fase de proceso como a su fase de proyecto.

Finalmente, se contempla dentro de este estudio el análisis de los fangos generados en dichas depuradoras, así como la posible producción de biogás y sus posibles aplicaciones.

2.5.2 CARACTERIZACIÓN DE LAS AGUAS RESIDUALES

Se define agua residual como la combinación de los residuos líquidos, que provienen de residencias, instituciones públicas y de establecimientos industriales y comerciales, a los que se les puede agregar aguas subterráneas, superficiales y pluviales (APHA, 2005) y (APHA, 1992).

Antes de abordar los distintos temas de tratamiento de aguas residuales, es imprescindible conocer las características y naturaleza de éstas.

Las aguas residuales urbanas se pueden diferenciar según los diferentes vertidos que las componen en:

- Aguas domiciliarias, las cuales, en general podrían subdividirse en:

    - Aguas de cocina: Contienen sales, materias grasas, sólidos, etc.
    - Aguas blancas de baño: Contienen jabones, líquidos de limpieza, etc.
    - Aguas de lavabo de locales: Contienen mayoritariamente jabones, arenas, papel, etc.

- Aguas negras: Estas aguas, procedentes de la defecación del ser humano son del orden de 1,2 a 1,5 litros por habitante y día.
- Aguas de limpieza pública y riego: Estas agua tienen una característica específica debida a su precedencia de abastecimiento, contaminada por los arrastres de limpieza y de materias nutrientes de parques y jardines.
- Aguas pluviales: Tienen características de agua dulce muy pura, aunque según las zonas, rural, urbana o industrial, y dependiendo de la contaminación atmosférica, su calidad puede verse alterada notablemente.

La composición de las aguas residuales de origen urbano, es muy variable dependiendo de muchos factores como el propio consumo de agua, aguas industriales que vierten a la red urbana, régimen alimenticio y costumbres de la población, etc.

En este grupo de aguas, existen una serie de productos químicos tóxicos, tanto orgánicos como inorgánicos, que por sus características y aún en pequeñas concentraciones pueden causar efectos letales en los seres vivos, en el agua e incluso en el hombre.

En la Tabla 2.8, se reflejan algunos elementos químicos y su concentración letal para los peces y el máximo admitido por la Reglamentación Técnico-Sanitaria de aguas potables, en mg/l:

Los parámetros del agua son características físicas, químicas, y biológicas que permiten detectar cual es el grado de contaminación que presenta el agua, la razón principal de este problema es su estructura molecular que es dipolar, con una constante dieléctrica muy alta superior a cualquier otro líquido.

Tabla 2.8: Concentración de elementos químicos.

Elementos	Vida agua dulce	Vida agua salada	Reglamentación T.S.A.P.
Cadmio	0,0030	0,0590	0,0050
Cromo (6+)	0,0210	1,2000	0,0500
Cobre	0,0060	0,0040	0,1000
Plomo	0,1000	0,0200	0,0500
Mercurio	0,0002	0,0001	0,0010
Níquel	1,1000	0,0070	0,0500
Zinc	0,0500	0,0600	0,1000

2.5.3 Tipos y características de EDAR

Una EDAR (estación depuradora de aguas residuales), tiene el objetivo genérico de conseguir, a partir de aguas negras o mezcladas, denominadas influente, mediante procedimientos físicos, químicos y biotecnológicos, un agua efluente de mejores características de calidad y cantidad, tomando como base ciertos parámetros normalizados. En la Figura 4.1, se observa un esquema del funcionamiento de una EDAR.

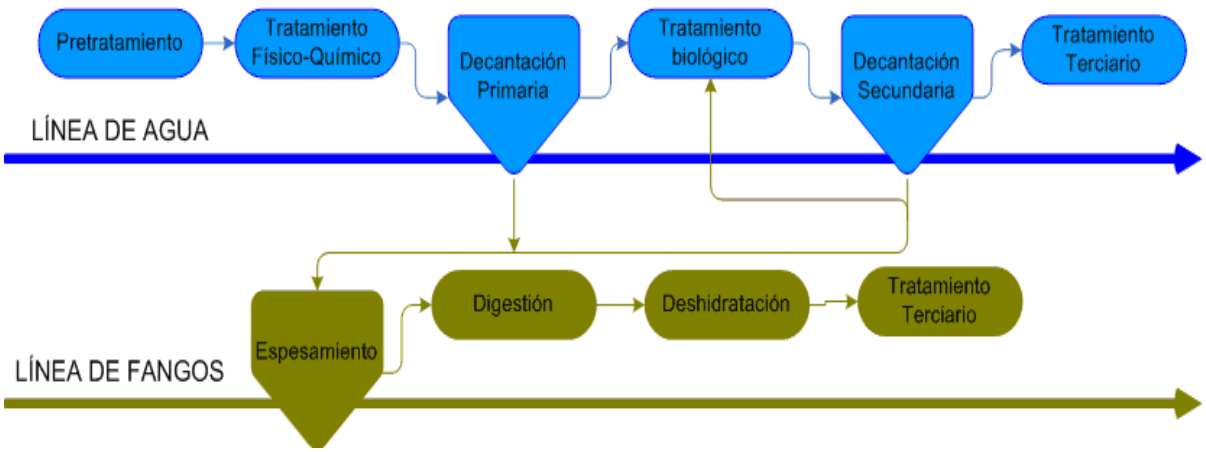


Figura 2.3: Esquema de funcionamiento de una EDAR. (Elaboración propia).

Las aguas residuales se someten a distintitos tipos de procesos físicos, químicos y biológicos con el objeto de reducir la carga de contaminantes antes de su vertido al medio ambiente.

Se dividen los vertidos en dos grandes grupos de aguas residuales:

- **Aguas residuales urbanas (ARU)**: Son las aguas residuales domésticas o su mezcla con aguas residuales industriales y/o aguas de escorrentía pluvial.
- **Aguas residuales industriales (ARI)**: Son todas las aguas residuales vertidas desde locales utilizados para efectuar cualquier actividad comercial o industrial que no sean aguas residuales domésticas ni aguas de escorrentía pluvial.

Las ARU procedentes de núcleos grandes y medianos se tratan en estaciones depuradoras de aguas residuales (EDAR). En núcleos pequeños, comunidades aisladas, hoteles, etc., las ARU se tratan en sistemas de pequeñas depuradoras y otras instalaciones de bajo coste y fácil mantenimiento.

Para el tratamiento de ARI que sean biodegradables, las EDAR son similares a las que tratan ARU adaptadas a cargas de contaminantes más altas. Si los vertidos contienen sustancias no biodegradables son necesarios procesos de depuración específicos para su eliminación.

En la realidad suelen primar las plantas de tratamiento pequeñas sobre las grandes, debido a que los costes de construcción para sistemas nuevos y mejorados son menores.

El tratamiento de las aguas residuales en las EDAR genera aguas tratadas y lodos a los que se debe dar un destino final adecuado.

2.5.4 TRATAMIENTO DE FANGOS

Las plantas de tratamiento de aguas urbanas e industriales, concentran los contaminantes separados en el proceso de depuración en forma de lodos. A estos lodos, hay que someterlos a determinados procesos que reducirán su facultad de fermentación y su volumen.

Las características de los lodos, son consecuencia del uso que se le haya dado a las aguas, y de los sucesivos procesos de depuración a los que se han visto sometidos.

Los constituyentes del agua residual eliminados en las plantas de tratamiento incluyen basuras, arena, espumas y fango. El fango producido en las operaciones y procesos de tratamiento de las aguas residuales suele ser un líquido o líquido semisólido con un contenido en sólidos y, dependiendo de las operaciones y procesos de tratamiento.

2.5.4.1 PROCEDENCIA Y CARACTERÍSTICAS DEL FANGO

La procedencia de los sólidos producidos en las plantas de tratamiento varía en función del tipo de planta y del modo de explotación. Las principales fuentes de sólidos y fango, y los tipos de sólidos y fangos generados se indican en la Tabla 2.9:

Tabla 2.9: Procedencia de sólidos y fango en una instalación tratamiento de aguas residuales.

Operación	Tipo de sólidos o fango	Observaciones
Desbaste	Sólidos gruesos	Los sólidos gruesos se eliminan mediante rejas de limpieza mecánica y manual. En plantas pequeñas, las basuras se suelen triturar para su eliminación en los subsiguientes procesos.
Desarenado	Arenas y espumas	A menudo no se incluyen instalaciones de eliminación de espumas en la eliminación de arenas
Preaireación	Arenas y espumas	En algunas plantas, no se incluyen instalaciones de eliminación de espuma en los tanques de preaireación.
Decantación primaria	Fango primario y espumas	Las cantidades tanto de fango como de espumas dependen del tipo de alcantarillado y de la existencia de vertidos industriales.
Tanques de aireación	Sólidos suspendidos	Los sólidos suspendidos se producen por conversión de la DBO. Puede ser necesario incorporar alguna forma de espesamiento para concentrar el caudal de fango para el tratamiento biológico.
Sedimentación secundaria	Fango secundario y espumas	En la actualidad, es obligatoria la instalación de un sistema de eliminación de espumas en los tanques de sedimentación secundarios.
Instalaciones de tratamiento de fangos	Fangos, compostaje y cenizas	Las características del producto final dependen de las del fango tratado y de las operaciones y procesos utilizados.

Para tratar y evacuar el fango generado, es importante conocer las características de los sólidos y del fango que se va a procesar. Las cuales, varía en función del origen de los sólidos y del fango, de la edad del fango, y del tipo de procesos a que han sido sometidos. En la Tabla 2.10, se resumen algunas de las características físicas de los fangos:

Tabla 2.10: Características del fango producido durante el tratamiento del agua residual.

Sólidos o fango	Descripción
Residuos del desbaste	Las basuras incluyen todo tipo de materiales orgánicos e inorgánicos de tamaño suficientemente grande para ser eliminados por rejas de barras. El contenido de materia orgánica varía dependiendo de la naturaleza del sistema y de la estación del año.
Arena	Están constituidas, normalmente, por los sólidos inorgánicos más pesados que sedimentan con velocidades relativamente altas. Dependiendo de las condiciones de funcionamiento, la arena puede también contener cantidades significativas de materia orgánica, especialmente aceites y grasas.
Espumas/grasas	La espuma está formada por los materiales flotantes recogidos en la superficie los tanques de sedimentación primarios y secundarios.
Fango primario	El fango de los tanques de decantación primaria es generalmente gris y grasiento y, en la mayoría de los casos produce un olor extremadamente molesto. Puede digerirse fácilmente si se adoptan condiciones adecuadas de funcionamiento.
Fango de precipitación química	El fango procedente de los tanques de precipitación química con sales metálicas es generalmente de color oscuro, aunque su superficie puede ser roja si contiene mucho hierro. El olor del fango químico puede ser molesto, pero no tanto como el fango de decantación primaria. Aunque es algo grasiento, los hidratos de hierro o de aluminio contenidos en él lo hacen gelatinoso. Si se deja suficiente tiempo en el tanque se produce su descomposición, produciéndose un gas en cantidades sustanciales y cuya densidad aumenta con el tiempo.
Fango activado	El fango activado tiene, generalmente, una apariencia floculenta de color marrón. Si el color es muy oscuro puede estar próximo a volverse séptico. Si el color es más claro de lo normal, puede haber estado aireado insuficientemente y los sólidos tienen tendencia a sedimentar lentamente. El fango en buenas condiciones tiene un característico olor a tierra que no es molesto. Tiende a convertirse en séptico con bastante rapidez y luego adquiere un olor bastante desagradable de putrefacción. Se digiere solo o con fangos primarios frescos.
Fango de filtros percoladores	El humus de los filtros percoladores es pardusco, floculento y relativamente inodoro cuando está fresco. Generalmente, la descomposición se produce más lentamente que otros fangos crudos pero cuando contiene muchos gusanos puede convertirse rápidamente en molesto. Se digiere fácilmente.
Fango digerido (aerobio)	El fango digerido por vía aerobia varía de color marrón a marrón oscuro, y tiene apariencia floculenta. El olor de este tipo de fango no es molesto: se suele clasificar como moho.

Fango digerido (anaerobio)	Es de color marrón oscuro-negro y contiene una cantidad muy grande de gas. Cuando está totalmente digerido, no es molesto, siendo su olor relativamente débil. Cuando se evacua a eras de secado en capas de poco espesor los sólidos son transportados, a la superficie por la acción de los gases que contiene dejando en la parte inferior una lámina de agua relativamente clara, que se drena rápidamente, y permite que los sólidos sedimenten lentamente sobre el lecho. A medida que progresa el secado, los gases escapan dejando una superficie muy agrietada con un olor que recuerda el compost de jardín.
Fango compostado	El fango compostado suele ser marrón oscuro o negro, pero el color puede variar en el caso de que se utilicen en el proceso materiales de soporte tales como compost reciclado o astillas de madera. El olor del fango bien compostado no es molesto, y recuerda el olor de los acondicionadores utilizados en jardinería.
Líquido de fosas sépticas	El fango de las fosas sépticas es negro. A menos que esté bien digerido como consecuencia de un largo tiempo almacenamiento, es molesto a causa del sulfuro de hidrógeno y otros gases que desprende. El fango puede secarse sobre eras de secado si se extiende en capas de poco espesor, pero cabe esperar olores desagradables mientras se drena, a menos que haya sido bien digerido.

2.5.4.2 MÉTODOS DE TRATAMIENTO Y EVACUACIÓN DE FANGOS

El lodo proveniente de la sedimentación y de los procesos de tratamiento biológico debe estabilizarse o tratarse antes de disponer de él o de reutilizarlo. La necesidad de la estabilización o del tratamiento, depende del tipo de disposición o de reutilización y de las molestias potenciales debidas a los olores en el lugar. El lodo se procesa, fundamentalmente con tres objetivos:

- Eliminar los olores desagradables.
- Reducir o inhibir la putrefacción potencial.
- Reducir su contenido de organismos patógenos.

En general, todo este conjunto de formas de tratamiento de los fangos van a incluir:

- La reducción biológica de los sólidos volátiles biodegradables.
- La oxidación química de los sólidos volátiles.
- La adición de sustancias químicas para volver el lodo no biodegradable.
- Calentamiento para desinfectar o esterilizar el lodo.

2.6 PRODUCCIÓN DE ENERGÍA ELÉCTRICA A PARTIR DEL BIOGÁS OBTENIDO

La producción de energía a partir de la digestión anaeróbica de los fangos de depuradora ha estado en uso en todo el mundo a lo largo de los últimos 30 años. Su viabilidad y rentabilidad depende no sólo de las cantidades producidas de biogás, la tecnología disponible y la eficiencia de la operación de tratamiento de aguas residuales. El coste de producción local de la energía y los recursos energéticos disponibles, así como beneficios medioambientales tienen lugar con la generación de biogás y su aprovechamiento (DEA -Danish Energy Agency, 1995).

La degradación o digestión anaeróbica es un proceso biológico donde el carbono orgánico se convierte en posteriores oxidaciones y reducciones a su estado más oxidado (CO_2), y su estado más reducido (CH_4). Una amplia gama de microrganismos catalizan el proceso en ausencia de oxígeno.

Los principales productos de este proceso son el dióxido de carbono y el metano, pero en menores cantidades se generan también el nitrógeno, hidrógeno, amoniaco y sulfuro de hidrógeno (por lo general, menos del 1% del total de volumen de gas). La mezcla de productos gaseosos, se denomina biogás y al proceso de degradación anaeróbica con frecuencia también se denomina el proceso de biogás.

El proceso de biogás es un proceso natural y se da en una variedad de ambientes anaeróbicos. Esos son ambientes, marinos y de agua dulce de sedimentos, lodos de depuradora, barro, etc. El interés en el proceso se debe principalmente a las siguientes dos razones:

Un alto grado de reducción de la materia orgánica se logra con un pequeño aumento, en comparación con los procesos aerobios, en la biomasa bacteriana.

La producción de biogás, que puede ser utilizada para generar diversas formas de energía (calor y electricidad), o para ser procesado como combustible para automotores.

El biogás tiene un menor poder calorífico que el gas natural, y en aplicaciones específicas, como combustible de automoción, para mejorar su calidad es necesario su tratamiento. En la Tabla 2.11, se muestra el valor calorífico superior e inferior del biogás en comparación con el gas natural.

Tabla 2.11: Valor calorífico del biogás y del gas natural.

Composición del gas	Biogás (CH_4) 65%	Biogás (CH_4) 55%	Gas natural
Poder Calorífico Superior kW·h/m³	7,1	6,0	12,0
Poder Calorífico Inferior kW·h/m³	6,5	5,5	10,8

STP (temperatura y presión estándar)= 0 °C y 1 bar

El proceso de biogás ha sido conocido y utilizado por muchos años, pero especialmente después de la subida de los precios de la energía en el decenio de 1970, el proceso recibió renovada atención debido a la necesidad de encontrar fuentes alternativas de energía para reducir la dependencia de los combustibles fósiles.

Aunque el precio de los combustibles fósiles se redujo en 2008, el interés en el proceso de biogás continúa debido a los beneficios ambientales de la degradación anaeróbica de residuos.

Además, la biomasa utilizada para la producción de biogás se ha producido por la fijación fotosintética de dióxido de carbono de la atmósfera, y la combustión de biogás por lo tanto, no añade dióxido de carbono extra a la atmósfera como lo hace cuando ocurre la combustión de combustibles fósiles formado millones de años atrás.

El proceso de degradación anaeróbica se ha utilizado durante años para la producción de energía y el tratamiento de residuos. Se utiliza en sistemas cerrados donde pueden mantenerse en condiciones óptimas y controladas para los microrganismos. El proceso puede ser utilizado para la rápida y eficiente degradación de los diferentes materiales de desecho. El proceso anaerobio es actualmente utilizado principalmente en cuatro sectores del tratamiento de residuos.

1. El tratamiento primario y secundario de los lodos producidos durante el tratamiento aeróbico de las aguas residuales municipales. El proceso se utiliza para estabilizar y reducir la cantidad final de los lodos y al mismo tiempo se produce el biogás, que puede utilizarse para cubrir en parte la necesidad de energía en la planta de tratamiento de aguas residuales. Esta aplicación está generalizada en el mundo industrializado, en relación con el establecimiento de sistemas avanzados de tratamiento de aguas residuales domésticas.
2. El tratamiento de aguas residuales industriales producidas a partir de biomasa, la elaboración de alimentos o industrias de la fermentación. Estos tipos de aguas residuales suelen tener una alta carga orgánica y

pueden ser tratados anaeróbicamente con éxito antes de ser eliminadas directamente al medio ambiente o al sistema de alcantarillado. El biogás producido a menudo puede ser utilizado para cubrir la necesidad energética en el proceso. Con las preocupaciones ambientales y el coste de la alternativa de eliminación esta aplicación del proceso anaeróbico es cada vez mayor.

3. El tratamiento de los residuos ganaderos a fin de producir energía y mejorar las cualidades del estiércol que se utiliza como fertilizante. Debido a las más estrictas normas sobre el uso, distribución, y almacenamiento del estiércol, esta aplicación está creciendo especialmente en países con una alta densidad de la producción animal.
4. Un sector relativamente nuevo para el uso de los procesos anaerobios a escala industrial es el tratamiento de la fracción orgánica de residuos sólidos municipales (foRSU). El objetivo de este proceso es, ante todo, reducir la cantidad de residuos que en otros sistemas de tratamiento, es decir, los vertederos y plantas de incineración, y en segundo lugar para reciclar los nutrientes de este tipo de residuos para el sector agrícola.

2.6.1 VALORIZACIÓN DEL BIOGÁS

Un caso exitoso es el de Dinamarca donde, desde 1970, el gobierno danés aplicó una estrategia vertical y estimulo la interacción y el aprendizaje entre los diferentes grupos sociales involucrados teniendo hasta el momento 20 plantas de obtención de biogás y 35 a escala de granja, por ello la digestión de estiércol y residuos orgánicos es una técnica bien establecida en este país.

En Alemania, cerca de 8,3 millones de toneladas de residuos orgánicos de los hogares y la industria son recogidos por separado por año. Aproximadamente 7,1 millones de toneladas de este material están en un gran número de plantas de compostaje y 1,2 millones de toneladas son digeridos anaeróbicamente en 28 plantas de tratamientos de residuos.

En Suecia, hoy en día, el total de la producción de biogás actual asciende a aproximadamente a 5 PJ/año, de los cuales 3 PJ proviene de la digestión de los lodos de depuración en plantas de tratamiento de aguas residuales. De este total, unos 0,5 PJ está clasificado y utilizado para los servicios de transporte (por ejemplo, en los autobuses, camiones, taxis y automóviles privados). Durante el año 2003, un certificado de electricidad se introdujo en Suecia, que tiene por objeto aumentar la producción de electricidad renovable, por ejemplo, la energía eólica, de biomasa y de electricidad. Los ingresos adicionales del comercio de estos certificados aumentan la

rentabilidad y, por tanto, el interés en la producción de biogás basado en la electricidad. El potencial de biogás en Suecia se estima en unos 50 PJ / año, que es diez veces mayor que la producción actual y corresponde a 3-4% de la actual energía consumo en Suecia. La digestión de los residuos orgánicos municipales y desechos orgánicos de la industria alimentaria podría contribuir a unos 8 PJ, y los lodos de depuradora a 4 PJ / año.

Los Estados Unidos generan alrededor de 208 millones de toneladas de residuos sólidos urbanos cada año, incrementándose anualmente en 1,1%. La descomposición no controlada de los residuos sólidos da como resultado una contaminación a gran escala del suelo, agua y aire. Adicionalmente, el metano y el dióxido de carbono liberado en los rellenos sanitarios es una gran preocupación para el calentamiento global de la tierra. Hay un gran interés por las técnicas alternativas de gestión de residuos que pueden acelerar la descomposición anaeróbica de la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos. Los residuos de jardines son un importante componente orgánico de los desechos sólidos, que comprende alrededor de 14,6% del total de residuos sólidos urbanos y alrededor del 50% de la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos. Hay alrededor de 16 millones de hogares en todo el mundo en los que el uso a pequeña escala de la tecnología de digestores de biogás se está utilizando. Tenemos por ejemplo en Asia, en particular, pero también en América Latina y algunas regiones del Oeste África. En China y la India, en particular la tecnología del biogás es muy difundida en pequeños agricultores.

En la India, durante 1996, 6 millones de toneladas de leña fueron sustituidos por biogás, mientras que en China 7 millones de digestores de biogás contribuyeron a cubrir las necesidades de energía de aproximadamente el 4% de la población china. En estos dos países, la tecnología del biogás forma parte hoy de la práctica habitual.

2.6.2 Producción eléctrica

En este apartado, se expone un cálculo aproximado de la producción de energía mediante la digestión anaerobia de los fangos de las depuradoras del parque regional de Picos de Europa.

Para ello se supone que los valores máximos de la producción de gas por fango de estaciones depuradoras de aguas residuales son los indicados en las expresiones 4.9 y 4.10 (Callaghan, 1999) (ISO, 1995):

$$1 - 1{,}25\,\frac{\mathrm{m}^3}{kg}\,SV\ destruídos$$

Ecuación 2.1

$$0{,}30 - 0{,}42\,m\,\frac{\mathrm{m}^3\ \mathrm{CH_4}}{kg}\ DQO\ destruído$$

Ecuación 2.2

Debe tomarse como valor medio 0,35 m^3 CH_4/kg DBO destruido. Además, se considera que la relación entre la demanda química de oxígeno (DQO) y la demanda biológica de oxígeno (DBO) es igual a 2 (DBO/DQO), de tal modo que a partir de la DBO, obtendremos la DQO.

3 PRODUCCIÓN ELÉCTRICA CON BIOGÁS

3.1 INTRODUCCIÓN

Actualmente, el Centro de Tratamiento de Residuos de San Román de la Vega, en lo referente al aprovechamiento de la energía eléctrica generada en los generadores eléctricos acoplados a los motores de combustión interna, alimentados con biogás, se encuentra en autoconsumo, esto es:

- La energía generada en los motores de biogás a una tensión de 400 V, en baja tensión, eleva su tensión a la tensión nominal de la red en media tensión en las zonas de distribución para Unión Fenosa Distribución, esto es 15 kV.
- A este nivel de tensión la energía ya estaría apta para su venta a la compañía distribuidora de la zona.
- A pesar de ello, debido a diferentes razones de índole administrativo, que se indicarán con posterioridad, no fue posible la venta de la energía hasta junio de 2012.
- Por este motivo actualmente la planta autoconsume la energía eléctrica generada como combustión de biogás. Este proceso requiere una reducción de la tensión de nuevo hasta valores aptos para su consumo en baja tensión.

Aunque el autoconsumo supone un ahorro en la facturación en energía eléctrica, resultaría más beneficioso aprovecharse de las condiciones ventajosas que suponen la venta de la energía primada.

Las actuaciones a realizar para garantizar la venta de la energía generada se han de tomar en dos direcciones:

1. **Desde el punto de vista legal:** la inscripción de la instalación en el régimen especial, además de la aceptación de todas las instalaciones de mediante las oportunas actas de puesta en servicio por parte de la administración.
2. **Desde el punto de vista técnico:** la instalación eléctrica debe adaptarse a un sistema denominado "todo-todo", consistente en la medida de la energía eléctrica generada con una fuente de energía acogida al R.D. 661/2007. Este sistema de conexionado y medida permitirá la facturación primada por parte de la empresa explotadora de la planta a la empresa distribuidora de electricidad de la energía generada por los motores de biogás.

3.2 MARCO LEGAL

La producción de electricidad a partir de fuentes renovables está regulada desde 1980, aunque es en el R.D. 2366/1994, de 9 de diciembre, cuando se menciona la biomasa como tal para producción de electricidad. Desde ese momento, la normativa ha ido evolucionando, a través de sucesivas reglamentaciones, hasta la publicación y entrada en vigor el 1 de junio de 2007 del R.D. 661/2007, por el que se regula la producción de energía eléctrica en régimen especial.

De forma casi coetánea, en mayo de 2007, se publica el R.D. 616/2007 de fomento de la cogeneración. Mientras que este último persigue el fomento del ahorro de energía primaria a través de la promoción de la cogeneración de alta eficiencia, el R.D. 661/2007 tiene por objetivo reemplazar el RD 436/2004, por el que se establece una metodología para la actualización y sistematización del régimen jurídico y económico de la actividad de producción de energía eléctrica, dando un transitorio a las instalaciones acogidas a este último.

Los principales cambios respecto al marco anterior dados por el vigente R.D. 661/2007 son:

- En términos generales, incrementos de la retribución, para permitir el cumplimiento de los objetivos.
- Retribución diferenciada según el tipo de recurso. Permitir instalaciones híbridas. Establecimiento de un sistema de certificación.
- Posibilitar la presencia de instalaciones pequeñas, favoreciendo la entrada de tecnologías emergentes como la gasificación.
- Exigencia de una eficiencia energética mínima. Favorecer económicamente la cogeneración.
- Posible prima a la co-combustión en centrales de régimen ordinario.

El nuevo R.D. crea un escenario favorable para las cogeneraciones con biomasa, especialmente en el sector terciario, y se muestra exigente con aquellas cogeneraciones con poca valorización del calor. En lo que respecta a rentabilidad económica de la producción eléctrica, el nuevo Real Decreto persigue que las cogeneraciones con biomasa alcancen unas rentabilidades razonablemente atractivas, tanto si se cede la electricidad al distribuidor como si se vende la electricidad en el mercado. En este segundo caso, el beneficio puede ser algo mayor, pero existe un cierto riesgo en la retribución final a percibir, derivado de la participación en el mercado diario de la electricidad.

En el caso de vender la electricidad en el mercado, la prima variará según el precio del mercado de referencia. Para ello, se establecen unos límites inferiores y superiores para cada tecnología para la suma del precio del mercado de referencia y la prima de referencia.

Los importes de las tarifas (cesión al distribuidor) así como de las primas, los límites superior e inferior y otros complementos, se actualizarán anualmente tomando como referencia el incremento del IPC -0,25 hasta 2012 y -0,50 a partir de entonces.

La producción eléctrica con biomasa, sea cogeneración o no, y en particular las instalaciones puestas en marcha a partir del 1 de enero de 2008, estarán a lo dispuesto en el R.D. 661/2007 que entró en vigor el 1 de junio de 2007 en sustitución del R.D. 436/2004.

Adicionalmente, hay que indicar que el régimen económico es transitorio de forma que, cuando se alcance el objetivo de potencia previsto en cada uno de los grupos, las instalaciones que se inscriban a partir de ese momento recibirán una retribución distinta.

Es muy importante hacer constar que la aparición del nuevo Real Decreto-Ley 1/2012, de 27 de enero, por el que se procede a la suspensión de los procedimientos de preasignación de retribución y a la supresión de los incentivos económicos para nuevas instalaciones de producción de energía eléctrica a partir de cogeneración, fuentes de energía renovables y residuos, que deroga el R.D. 661/2007, eliminando toda la estructura de primas, promoviendo el autoconsumo, y dejando sin valor todas las conclusiones que del presente trabajo se deriven. Sin embargo, el citado RDL establece en su "Disposición transitoria única. Instalaciones que hubieran obtenido autorización administrativa para una modificación sustancial con fecha anterior a la entrada en vigor del presente Real Decreto-Ley.", la posibilidad de no aplicación de la presente ley, aunque deberá prestarse mucha atención a las posibles normas que se deriven que puedan implicar un tiempo en el cual deban adaptarse todas las instalaciones a la normativa vigente.

3.2.1 OBJETIVOS DE POTENCIA

Independientemente de los objetivos de cogeneración, los objetivos a 2012 en cuanto a la potencia a instalar en plantas que empleen biomasa como combustible principal se cifran en:

- Producción eléctrica con biomasa (grupos b.6 y b.8): 1317 MW

- Producción eléctrica con biogás (grupo b.7): 250 MW

La Comisión Nacional de la Energía publicaría mensualmente en su web www.cne.es, (Comisión Nacional de la Energía, 2015) la potencia inscrita por grupos.

3.2.2 COGENERACIÓN

Generalmente se dice que la cogeneración es la producción combinada de calor y electricidad, eso es una simplificación de lo que realmente puede ser. La cogeneración es entendida como la producción combinada de energía eléctrica o mecánica y calor o frío útil y con valor económico justificable.

Los artículos 16.7 y 30.2 de la Ley 54/1997, de 27 de noviembre denominan cogenerador a la persona o empresa que genera energía térmica útil y energía eléctrica y/o mecánica mediante cogeneración, para su uso o para su venta parcial o total.

Se entiende por energía térmica útil la producida en un proceso de cogeneración para satisfacer, sin superarla, una demanda económicamente justificable de calor y/o refrigeración y, por tanto, que sería satisfecha en condiciones de mercado mediante otros procesos energéticos, de no recurrirse a la cogeneración. Es decir, la energía térmica útil es aquella que, si no fuera producida por la instalación, debería producirse de otra forma (consumiendo combustible), para satisfacer una demanda de calor o frío existente, tanto a efectos de un proceso industrial, como de climatización de cualquier tipo de edificio.

El rendimiento de las instalaciones de cogeneración R, viene dado por la Ecuación 3.1:

$$R = \frac{E + \mathrm{V}}{Q}$$

Ecuación 3.1

Dónde:

Q es el consumo de energía primaria, medida por el poder calorífico inferior de los combustibles utilizados.

V es la producción de calor útil o energía térmica útil definida en el epígrafe anterior. En el caso de que la demanda sea de refrigeración, la energía térmica útil correspondiente tomará el mismo valor que la demanda de refrigeración final que

satisfaga la cogeneración. Se considera como energía primaria imputable a la producción de calor útil (V) la requerida por calderas de alta eficiencia en operación comercial, y se fija un rendimiento para la producción de calor útil igual al Ref H, que podrá ser revisado en función de la evolución tecnológica de estos procesos.

E = energía eléctrica generada medida en bornes de alternador y expresada como energía térmica, con un equivalente de 1 kW·h = 860 kcal. El rendimiento eléctrico equivalente (REE) de la instalación se determinará, por la Ecuación 3.2:

$$REE = \frac{E}{Q - \frac{V}{RefH}}$$

Ecuación 3.2

Dónde:

Ref H es el valor de referencia del rendimiento para la producción separada de calor, de conformidad con lo dispuesto en la Directiva 2004/8/CE del Parlamento Europeo y del Consejo o norma que lo transponga, publicada en el anexo II de la Decisión de la Comisión Europea de 21 de diciembre de 2006, por la que se establecen valores de referencia de la eficiencia armonizados para la producción por separado de electricidad y calor de conformidad con lo dispuesto en la Directiva 2004/8/CE del Parlamento Europeo y el Consejo. DOCE 6/2/2007.

Para la determinación del rendimiento eléctrico equivalente en el momento de extender el acta de puesta en servicio de una planta, se contabilizarán los parámetros Q, V y E durante un periodo ininterrumpido de dos horas de funcionamiento a carga nominal.

A los efectos de justificar el cumplimiento del rendimiento eléctrico equivalente en la declaración anual, se utilizarán los parámetros Q, V y E acumulados durante dicho periodo.

Los valores de rendimiento eléctrico equivalente mínimos para cogeneraciones con biomasa son:

- Biomasa incluida en los tipos b.6 y b.8: 30%
- Biomasa incluida en el grupo b.7.2, caso que nos ocupa: 50%

Para plantas de menos de 1 MW, la exigencia se reduce en un 10%, es decir, 27% y 45% respectivamente.

3.2.2.1 APROVECHAMIENTO DE CALOR ÚTIL PARA CLIMATIZACIÓN DE EDIFICIOS

En el caso de plantas de cogeneración que utilicen el calor para climatización de edificios, o de las oficinas o instalaciones de higiene y bienestar, se ha de considerar un periodo distinto del anual para el cálculo del REE. Se efectúan 2 liquidaciones semestrales. Se retribuye la electricidad, que asociada a la energía térmica útil cumpliría con el REE requerido según la Ecuación 3.3:

$$E_{REE} = \frac{V}{RefH \cdot \left(\frac{1}{\eta_e} - \frac{1}{REE_{mín}}\right)}$$

Ecuación 3.3

Dónde:

E_{REE} es la energía eléctrica que cumpliría con el rendimiento eléctrico equivalente mínimo requerido, considerando la energía térmica útil real medida. Esta energía eléctrica no podrá superar el valor de la electricidad vendida a la red en el periodo considerado.

V es el calor o energía térmica útil. En el caso en que la demanda sea de refrigeración, la energía térmica útil correspondiente tomará el mismo valor que la demanda de refrigeración final que satisfaga la cogeneración.

- *Ref H* es el valor de referencia del rendimiento para la producción separada de calor definida anteriormente.
- η_e es el rendimiento exclusivamente eléctrico de la instalación (E/Q), expresado en tanto por uno.
- *REEmín* es el rendimiento eléctrico equivalente mínimo requerido, expresado en tanto por uno.

3.2.2.2 COMBUSTIBLES DE COGENERACIÓN CON BIOMASA Y/O BIOGÁS

La producción de electricidad mediante cogeneración se encuadra en el epígrafe a.1.3 de las tarifas, es decir, se distingue claramente de la sola producción eléctrica con biomasa (grupos b.6 y b.8), que se ve más adelante, o biogás (grupo b7).

La retribución por la electricidad entregada por una cogeneración de biomasa varía en función de la potencia eléctrica de la planta (menor o mayor de 2 MW) y del

combustible utilizado. Atendiendo al combustible utilizado, las cogeneraciones se clasifican en:

- b.6.1 Cultivos energéticos de origen agrícola o forestal, producidos para fines energéticos mediante actividades de cultivo, cosecha y/o procesado de materias primas recolectadas. Se consideran cultivos energéticos agrícolas a la biomasa de origen agrícola, herbáceo o leñoso, acorde con la definición anterior. Se consideran cultivos energéticos forestales a la biomasa procedente del aprovechamiento principal de masas forestales y acorde con la definición de cultivo energético dada en este apartado.
- b.6.2 Residuos generados en la limpieza y mantenimiento de jardines y residuos de la actividad agrícola originada en las actividades de producción, cosecha y procesado de materias primas, es decir, residuos herbáceos como la paja de cereal y residuos hortícolas, residuos de frutos secos (cáscaras), residuos de arroz, algodón, girasol, legumbres y residuos procedentes de podas (olivar, viñedo, frutales).
- b.6.3 Residuos de aprovechamientos silvícolas de masas forestales, y la biomasa generada en las labores de mantenimiento de espacios verdes (que no esté incluida en b.6.2), restos de desbroce, piñas,...
- b.7.1 Biogás de vertedero.
- **b.7.2 Biogás procedente de digestores empleando residuos ganaderos, agrícolas y las respectivas industrias en las que se use la digestión anaerobia individualmente y en co-digestión, es decir, purines, estiércol, residuos agrícolas o excedentes de cosechas, etc., bien individualmente o mezclados.**
- b.7.3 Estiércoles mediante combustión y biocombustibles líquidos y sub-productos derivados de su proceso productivo.
- b.8.1 Residuos de la industria del sector agrícola. Aquí se incluyen:
    - orujos, alperujos, procedentes de la producción de aceite de oliva y de la producción de aceitunas;
    - residuos de la extracción de aceites de semillas (girasol, colza, soja);
    - residuos de las industrias vinícolas y de alcoholeras;
    - residuos de conserveras como tomate y otras hortalizas, pescado;
    - residuos de la fabricación de cervezas y maltas;
    - cáscaras de frutos secos;
    - residuos de la industria de producción de arroz;
    - residuos procedentes del procesado de algas; – otros residuos agroindustriales.
- b.8.2 Residuos de las industrias forestales de primera y segunda transformación. Como primera transformación se considera el aserrado,

producción de chapa, tableros de contrachapado, de fibras, de partículas, listones y pasta de papel. Segunda transformación se refiere a industria del mueble, puertas y carpinterías. Los residuos de estas industrias son cortezas, serrines, recortes, astillas, virutas, polvo de lijado, restos de tablero, etc., así como los que proceden de la recuperación de materiales lignocelulósicos (envases, palets, muebles, madera de derribo, etc.).

- b.8.3 Licor negro de industria papelera.

3.2.2.3 ACREDITACIÓN DEL REE

Cualquier instalación de cogeneración a la que le sea exigible el cumplimiento de un REE mínimo deberá calcular y acreditar a final de año el rendimiento eléctrico equivalente real alcanzado por su instalación. Para ello además deberá acreditar y justificar el calor útil producido por la planta y efectivamente aprovechado por la instalación consumidora del mismo.

3.2.2.4 INSPECCIONES DE LAS COGENERACIONES

La Administración General del Estado, a través de la Comisión Nacional de la Energía, y en colaboración con los órganos competentes de las Comunidades Autónomas correspondientes, realizará inspecciones periódicas y aleatorias a lo largo del año en curso sobre aquellas instalaciones de cogeneración objeto del cumplimiento del requisito del rendimiento eléctrico equivalente, siguiendo los criterios de elección e indicaciones que la Secretaría General de la Energía del Ministerio de Industria, Turismo y Comercio imponga en cada caso, ajustándose el número total de inspecciones efectuadas anualmente a un mínimo del 10% del total de instalaciones de cogeneración existentes, que representen al menos el 10% de la potencia instalada dentro del subgrupo correspondiente.

Dichas inspecciones se extenderán a la verificación de los procesos y condiciones técnicas y de confort que den lugar a la demanda de calor útil.

3.3 PRODUCCIÓN ELÉCTRICA SIMPLE

La instalación de generación de energía eléctrica existente en el CTR de San Román de la Vega podría acogerse, por otra parte a como sistema de generación eléctrica simple. Esta clasificación exime del aprovechamiento de la energía térmica. Cualquier instalación de generación eléctrica simple a condensación, con biomasa y/o biogás deben alcanzar unos niveles mínimos de eficiencia para su generación bruta de energía eléctrica. Es decir, para ser incluidos en el régimen especial y

beneficiarse de la retribución, las plantas de biomasa deben alcanzar los rendimientos eléctricos mínimos siguientes:

- Hasta 5 MW: 18%
- De 5 a 10 MW: 20%
- De 10 a 20 MW: 22%
- De 20 a 50 MW: 24%

El cálculo de la eficiencia se realizará conforme a la Ecuación 3.4:

$$Eficiencia = \frac{\text{PEB} \cdot 0{,}086}{\text{EPC}}$$

Ecuación 3.4

Dónde:

PEB es la producción eléctrica bruta anual, en MW·h.

EPC es la energía primaria consumida, en toneladas equivalentes de petróleo, contabilizando a PCI.

El hecho de no alcanzar los niveles de eficiencia establecidos podrá dar lugar a la revocación de la condición de productor de electricidad en régimen especial, o a la suspensión del régimen económico.

La instalación sometida a estudio en este caso tiene rendimientos superiores a los anteriormente indicados.

3.4 INSTALACIONES HÍBRIDAS

En el caso de plantas en las que la biomasa no sea la única fuente de energía primaria, o coexistan biomasas encuadradas en diferentes grupos, la retribución de cada una de las tecnologías y/o combustibles se hará atendiendo a la energía aportada por cada una de las fuentes, en función de la masa y del poder calorífico inferior (kW·h/kg) de cada una.

Si la biomasa se hibrida con la solar termoeléctrica (grupo b.1.2) se tendrá en cuenta, además de la energía primaria, el rendimiento de las tecnologías empleadas. La energía atribuible a la biomasa será la energía primaria aportada por la misma (PCI por masa) suponiendo un rendimiento del 21%. El resto de la energía generada, que

ha de ser mayor del 50% de la generación total de la planta, es atribuible a la fuente solar.

3.5 Estructura de la retribución

Para la venta de la energía eléctrica exportada a la red se puede elegir una de las dos opciones siguientes:

- **Tarifa regulada:** la componente principal del precio es fija y denominada tarifa base (PTR), a la que se aplican una serie de complementos.
- **Mercado de energía eléctrica:** el precio va siguiendo el precio de la electricidad hora a hora en el mercado, incrementado en una determinada prima y una serie de complementos. La retribución principal es, en este caso, la suma del precio de mercado horario diario (PMD) más una prima (P).

En cualquier caso, el productor de electricidad ha de mantenerse en la opción elegida hasta haber transcurrido 12 meses desde el cambio anterior. Es decir, si transcurridos 12 meses en una de las opciones el productor considera que será más ventajoso cambiar a la otra opción, puede hacerlo, pero ha de saber que tendrá que permanecer durante 12 meses en la nueva opción elegida, antes de poder volver a la situación original.

Los complementos que se añaden a la retribución principal son:

- **Complemento por energía reactiva (CR):** ambas opciones (a tarifa o a mercado) perciben un complemento por energía reactiva.
- **Garantía de potencia (GP):** las plantas que acudan al mercado recibirán un complemento por garantía de potencia al utilizar una energía primaria gestionable.
- **Complemento por eficiencia (CEF):** todas las plantas que sobrepasen los REE mínimos exigidos recibirán un complemento por eficiencia. Sólo aplicable a cogeneración.
- **Complemento por discriminación horaria (DH):** complemento opcional para las plantas en la opción a tarifa.
- **Desvíos (DES):** a todas las instalaciones se les repercutirá un coste de desvío por la variación entre la previsión y la exportación real.

De forma resumida, los precios de venta de electricidad, se forman como se indica en la Ecuación 3.5 y la Ecuación 3.6.

OPCIÓN 1. Tarifa regulada única:

$$PFT = PTR + CR + DH + Cef - DES$$

Ecuación 3.5

OPCIÓN 2. Mercado:

$$PFM = PMD + P + GP + CR + Cef - DES$$

Ecuación 3.6

Los precios regulados, las primas de referencia y los límites superior e inferior se fijan para cada grupo. Es decir, hay una primera distinción entre la cogeneración y la sola producción eléctrica, y después, se distingue atendiendo al combustible y a la potencia instalada.

3.5.1 Complemento por energía reactiva

Toda instalación acogida al régimen especial, independientemente de la opción de venta elegida (tarifa o mercado), recibirá un complemento por energía reactiva por el mantenimiento de unos determinados valores de factor de potencia. Este complemento es un porcentaje, en función del factor de potencia con el que se entregue la energía, del valor de 7,8441 c€/kW·h, que será revisado anualmente.

Los coeficientes de bonificación o penalización, según el factor de potencia y el periodo horario son los reflejados en la Tabla 3.1.

En las horas punta se bonifica la generación de reactiva y en las horas valle se bonifica la absorción de reactiva.

3.5.2 Garantía de potencia

La retribución aproximada es de 2 €/MW de potencia instalada y por cada hora. Se retribuye a toda la potencia neta instalada en todas las horas del año. Sólo es de aplicación a las instalaciones que vendan su electricidad en el mercado.

3.5.3 Complemento por eficiencia

El complemento por eficiencia se aplica a la electricidad cedida al sistema para las plantas de potencia nominal inferior o igual a 100 MW. El complemento se calcula según la Ecuación 3.7, y cuyo cálculo ofrece resultados como los mostrados en la Tabla 3.2.

$$Complemento\ Eficiencia = 1{,}1 \cdot \left(\frac{1}{REE_i} - \frac{1}{REE_{mín}}\right) \cdot Cmp$$

Ecuación 3.7

Dónde:

- REE_{min} es el rendimiento eléctrico equivalente mínimo por tecnología.
- REE_i es el rendimiento eléctrico equivalente acreditado por la planta.
- *Cmp* es el coste de la materia prima, publicado trimestralmente por el Ministerio de Industria, Turismo y Comercio.

Tabla 3.1. Valores del coeficiente de bonificación o penalización según el f.d.p.

Tipo de factor de potencia	Factor de potencia	Bonificación (+) o Penalización (-) (%)		
		Punta	Llano	Valle
Inductiva	fdp<0,95	-4	-4	8
	0,95<fdp<0,96	-3	0	6
	0,96<fdp<0,97	-2	0	4
	0,97<fdp<0,98	-1	0	2
	0,98<fdp<1	0	2	0
Resistiva	fdp=1	0	4	0
Capacitiva	0,98<fdp<1	0	2	0
	0,97<fdp<0,98	2	0	-1
	0,96<fdp<0,97	4	0	-2
	0,95<fdp<0,96	6	0	-3
	fdp<0,95	8	-4	-4

Tabla 3.2. Ejemplos de valores del Cef en c€/kW·h para un Cmp = 20 €/MW·h.

REE mínimo	Generador	Incremento REE			
		+5%	+10%	+15%	+20%
30%	Cogeneración con biomasa sólida	0,3492	0,6667	0,9565	1,222
50%	Cogeneración con biogás	0,2095	0,0400	0,5739	0,7333

3.5.4 Discriminación horaria

Las instalaciones de cogeneración (a.1.3) y de producción (b.6, b.7 y b.8) que hayan elegido ceder su producción eléctrica al distribuidor, es decir, a tarifa fija, pueden acogerse al régimen de discriminación horaria que define horarios punta de 11 a 21 h en verano y de 12 a 22 h en invierno, correspondiendo las horas valle al resto de horas del día.

La cantidad a percibir por la electricidad en hora punta será la que le corresponda según la tarifa multiplicada por 1,0462, es decir, un 4,62% de incremento. Para le electricidad vertida en horas valle, la tarifa se multiplicará por 0,967, es decir, un 3,3% de descuento.

La elección de esta opción supone permanecer en ella, al menos, durante un año.

3.5.5 Desvíos

Los desvíos son las diferencias entre la energía que se programa vender y la que realmente se entrega a la red. Como novedad, las instalaciones que hayan elegido la opción de tarifa regulada realizarán la venta de su energía a través del sistema de ofertas gestionado por el operador de mercado, a los efectos de la cuantificación de los desvíos de energía, realizando ofertas de venta de energía a precio cero en el mercado diario y, en su caso, en el intradiario.

A estas instalaciones se les repercutirá el coste de desvío fijado en el mercado organizado por cada período de programación. El coste del desvío, en cada hora, se repercute sobre la diferencia, en valor absoluto, entre la producción real y la previsión.

3.6 Tarifas reguladas y primas

3.6.1 Tarifas y primas de referencia para cogeneración con biomasa

Las tarifas y primas de referencia que son de aplicación a la electricidad exportada por plantas de cogeneración que utilizan biomasas como combustibles, se incluyen en la siguiente tabla, que discrimina por tipo de combustible, potencia entregada máxima y antigüedad de la planta.

3.6.2 Precio y primas de producción eléctrica simple

Los grupos y subgrupos relacionados con la biomasa son los mismos que los descritos para definir los combustibles del grupo a.1.3 de cogeneración con biomasa. En la siguiente tabla se indican las tarifas reguladas, las primas de referencia y los límites superior e inferior. Éstos últimos aplican sólo a la venta a mercado, ya sea la planta de cogeneración o de generación simple.

Subgrupo	Combustible	Potencia	Plazo	Tarifa regulada c€/kWh	Prima de referencia c€/kWh
a.1.3	b.6.1	P≤2 MW	Primeros 15 años	16,0113	11,6608
			A partir de entonces	11,8839	0,0000
		2 MW≤P	Primeros 15 años	14,6590	10,0964
			A partir de entonces	12,3470	0,0000
	b.6.2	P≤2 MW	Primeros 15 años	12,7998	8,4643
			A partir de entonces	8,6294	0,0000
		2 MW≤P	Primeros 15 años	10,7540	6,1914
			A partir de entonces	8,0660	0,0000
	b.6.3	P≤2 MW	Primeros 15 años	12,7998	8,4643
			A partir de entonces	8,6294	0,0000
		2 MW≤P	Primeros 15 años	11,8294	7,2674
			A partir de entonces	8,0660	0,0000
	b.7.1		Primeros 15 años	8,2302	4,0788
			A partir de entonces	6,7040	0,0000
	b.7.2	P≤500 kW	Primeros 15 años	13,3474	10,0842
			A partir de entonces	6,6487	0,0000
		500 kW≤P	Primeros 15 años	9,9598	6,1009
			A partir de entonces	6,6981	0,0000
	b.7.3		Primeros 15 años	5,3600	3,0844
			A partir de entonces	5,3600	0,0000
	b.8.1	P≤2 MW	Primeros 15 años	12,7998	8,4643
			A partir de entonces	8,6294	0,0000
		2 MW≤P	Primeros 15 años	10,9497	6,3821
			A partir de entonces	8,2128	0,0000
	b.8.2	P≤2 MW	Primeros 15 años	9,4804	5,1591
			A partir de entonces	6,6506	0,0000
		2 MW≤P	Primeros 15 años	7,1347	2,9959
			A partir de entonces	7,1347	0,0000
	b.8.3	P≤2 MW	Primeros 15 años	9,4804	5,4193
			A partir de entonces	6,6506	0,0000
		2 MW≤P	Primeros 15 años	9,3000	4,9586
			A partir de entonces	7,5656	0,0000

Figura 3.1. Retribución de la electricidad producida por cogeneraciones con diferentes tipos de biomasa. (Artículo 35 apartado 3 (a.1.3) del RD 661/2007)**.**

Grupo	Subgrupo	Potencia	Plazo	Tarifa regulada c€/kWh	Prima de referencia c€/kWh	Límite Superior c€/kWh	Límite Inferior c€/kWh
b.6	b.6.1	P≤2 MW	Primeros 15 años	15,8890	11,5294	16,6300	15,4100
			A partir de entonces	11,7931	0,0000		
		2 MW≤P	Primeros 15 años	14,6590	10,0964	15,0900	14,2700
			A partir de entonces	12,3470	0,0000		
	b.6.2	P≤2 MW	Primeros 15 años	12,5710	8,2114	13,3100	12,0900
			A partir de entonces	8,4752	0,0000		
		2 MW≤P	Primeros 15 años	10,7540	6,1914	11,1900	10,3790
			A partir de entonces	8,0660	0,0000		
	b.6.3	P≤2 MW	Primeros 15 años	12,5710	8,2114	13,3100	12,0900
			A partir de entonces	8,4752	0,0000		
		2 MW≤P	Primeros 15 años	11,8294	7,2674	12,2600	11,4400
			A partir de entonces	8,0660	0,0000		
b.7	b.7.1		Primeros 15 años	7,9920	3,7784	8,9600	7,4400
			A partir de entonces	6,5100	0,0000		
	b.7.2	P≤500 kW	Primeros 15 años	13,0690	9,7696	15,3300	12,3500
			A partir de entonces	6,5100	0,0000		
		500 kW≤P	Primeros 15 años	9,6800	5,7774	11,0300	9,5500
			A partir de entonces	6,5100	0,0000		
	b.7.3		Primeros 15 años	5,3600	3,0844	8,3300	5,1000
			A partir de entonces	5,3600	0,0000		
b.8	b.8.1	P≤2 MW	Primeros 15 años	12,5710	8,2114	13,3100	12,0900
			A partir de entonces	8,4752	0,0000		
		2 MW ≤ P	Primeros 15 años	10,7540	6,1914	11,1900	10,3790
			A partir de entonces	8,0660	0,0000		
	b.8.2	P≤2 MW	Primeros 15 años	9,2800	4,9214	10,0200	8,7900
			A partir de entonces	6,5100	0,0000		
		2 MW ≤ P	Primeros 15 años	6,5080	1,9454	6,9400	6,1200
			A partir de entonces	6,5080	0,0000		
	b.8.3	P≤2 MW	Primeros 15 años	9,2800	5,1696	10,0200	8,7900
			A partir de entonces	6,5100	0,0000		
		2 MW ≤ P	Primeros 15 años	8,0000	3,2199	9,0000	7,5000
			A partir de entonces	6,5080	0,0000		

Figura 3.2. Retribución de la electricidad producida por instalaciones que utilizan diferentes tipos de biomasa dentro de la categoría b), grupos b.6, b.7 y b.8: biomasa y biogás. (Artículo 36 del RD 661/2007)**.**

3.7 Actualizaciones y revisión de precios y primas variables para instalaciones de biomasa

3.7.1 Actualizaciones

En general, los importes de las tarifas, primas, complementos y límites inferior y superior para la biomasa (es decir, para la categoría b y el subgrupo a.1.3), se actualizarán anualmente según el IPC menos:

- 0,25% hasta el 31 de diciembre de 2012.
- 0,50% a partir de entonces. Los importes de tarifas, primas, complementos y límites inferior y superior que resulten de cualquiera de las actualizaciones contempladas en el punto anterior.

Serán de aplicación a la totalidad de instalaciones de cada grupo, con independencia de la fecha de puesta en servicio de la instalación.

3.7.2 Revisiones

Durante el año 2010, según el grado de cumplimiento del Plan de Energías Renovables (PER) 2005-2010 y de la Estrategia de Ahorro y Eficiencia Energética en España (E4), así como de los nuevos objetivos que se incluyan en el siguiente Plan de Energías Renovables para el periodo 2011-2020, se revisarán las tarifas, primas, complementos y límites inferior y superior definidos ahora, atendiendo a los costes asociados a cada una de estas tecnologías, al grado de participación del régimen especial en la cobertura de la demanda y a su incidencia en la gestión técnica y económica del sistema, garantizando siempre unas tasas de rentabilidad razonables con referencia al coste del dinero en el mercado de capitales. Cada cuatro años, a partir de entonces, se realizará una nueva revisión manteniendo los criterios anteriores.



Figura 3.3.Revisión de tarifas en relación a la puesta en marcha de una planta. (Elaboración propia)**.**

Las revisiones a las que se refiere este apartado de la tarifa regulada y de los límites superior e inferior no afectarán a las instalaciones cuya acta de puesta en servicio se hubiera otorgado antes del 1 de enero del segundo año posterior al año en que se haya efectuado la revisión.

Una revisión de tarifas tiene efecto sólo sobre las plantas que se hayan puesto en marcha a partir del 1 de enero del año subsiguiente a su publicación. El objetivo es dar un plazo suficiente a los promotores para que actualicen sus proyectos a las tarifas que les vayan a afectar.

3.8 LÍMITES MÁXIMOS Y MÍNIMOS

La prima sólo se otorga a las instalaciones que venden su electricidad en el mercado, ya sean de cogeneración o de producción de electricidad solamente. La prima consiste en una cantidad adicional al precio que resulte en el mercado organizado o el precio libremente negociado por el titular o el representante de la instalación.

Para las instalaciones alimentadas con biomasa, se establecen unas primas de referencia y unos límites fijos superior e inferior para la suma del precio del mercado de referencia (variable hora a hora) y la prima de referencia.

La prima real a percibir en cada hora varía en función de la suma de la misma y el precio del mercado, y se calcula de la siguiente forma:

1. Para valores del precio del mercado de referencia más la prima de referencia comprendidos entre el límite superior e inferior establecidos para un

determinado grupo y subgrupo, el valor a percibir será la prima de referencia para ese grupo o subgrupo, en esa hora.

2. Para valores del precio del mercado de referencia más la prima de referencia, inferiores o iguales al límite inferior, el valor de la prima a percibir será la diferencia entre el límite inferior y el precio horario del mercado diario en esa hora.
3. Para valores del precio del mercado de referencia comprendidos entre el límite superior menos la prima de referencia y el límite superior, el valor de la prima a percibir será la diferencia entre el límite superior y el precio del mercado de referencia en esa hora.
4. Para valores del precio del mercado de referencia superiores o iguales al límite superior, el valor de la prima a percibir será cero en esa hora.

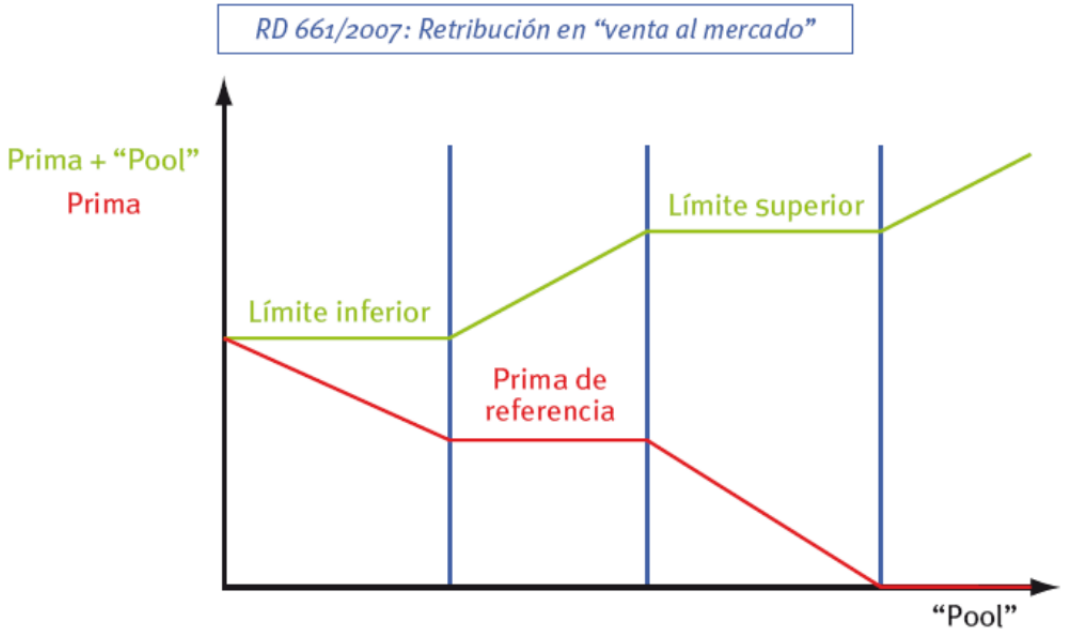


Figura 3.4. Retribución y prima real en función del pool. (Elaboración propia**).**

PARTE II
METODOLOGÍA, ANÁLISIS Y RESULTADOS

4 APLICACIÓN DE LA CODIGESTIÓN EN EL CTR

4.1 INTRODUCCIÓN

En el ámbito de estudio de procesos relacionados con la digestión anaerobia, la codigestión es el término usado para describir el tratamiento combinado de varios residuos con características complementarias, siendo una de las ventajas principales de la tecnología anaerobia.

Según informaciones aportadas por la compañía concesionaria por la explotación de la planta, el bajo rendimiento de la instalación generadora de biogás, con unas pocas horas de funcionamiento al día, se debe fundamentalmente a la baja calidad de la basura que entra en el centro.

Esta circunstancia, reflejada en la baja cantidad de materia orgánica presente en la basura, muy inferior a la media, provoca por otra parte que la energía eléctrica y térmica sea muy inferior a la prevista en el proyecto de ejecución de la planta, y sean necesarios aportes energéticos extra, como una caldera de combustión de Gasóleo C, que proporciona la energía necesaria para mantener la temperatura que propicie el proceso de digestión anaerobia en los digestores.

GERSUL deberá tratar en un futuro, previsiblemente, los lodos que resulten de las depuradoras en funcionamiento y en ejecución en la provincia de León.

La incorporación de lodos de depuradora para su tratamiento de forma masiva en el Centro de Tratamiento de Residuos no está reflejada actualmente en la autorización ambiental de funcionamiento del mismo.

Debido al condicionante económico que supone el desplazamiento de productos residuales de bajo valor, se hace necesaria la búsqueda de sustratos para codigestión, en el que se encuentren sinergias no sólo técnicas, sino también de carácter económico. De este modo las alternativas más interesantes para aplicación en el CTR resultan ser las aguas residuales y los residuos de industrias lácteas.

Por todo lo anterior, la codigestión conjunta de foRSU y fangos de depuradora o residuos de industrias lácteas se muestra como una opción interesante para incrementar las producciones de biogás, pero debe estimarse previamente las condiciones óptimas de la mezcla.

4.2 CODIGESTIÓN CON SUEROS PROCEDENTES DE INDUSTRIAS LÁCTEAS

Dentro de la planta está a disposición del proceso los equipos necesarios para realizar la codigestión de los residuos de lechería y los RSU, aunque la adaptación final de la planta de tratamiento depende del porcentaje de mezcla que se realice entre RSU y los residuos de lechería, considerando la posibilidad de saturación de algunos dispositivos del proceso. Adicionalmente, esta codigestión produce sinergias, debidas a la adición de, además de materia orgánica, agua, de gran interés en un sistema de digestión por vía húmeda.

El mayor problema en instalaciones de la planta se encuentra en la trampa de arena, cuyo volumen limita la cantidad de residuos a tratar, sin embargo como se ha mencionado anteriormente la cantidad de agua contenida en los sueros o los residuos de lechería permite una adición directa de éstos en los mezcladores turbo, disminuyendo el consumo de agua del proceso.

De este modo el actual tanque de hidrólisis que se utiliza como tanque de almacenamiento de agua podría ser utilizado como tanque de almacenamiento de los sueros de lechería, debido a que el agua almacenada en este tanque no se suele utilizar, y menos se utilizaría aún, si se reduce el consumo de agua. De todas formas, al no conocer las necesidades específicas de almacenamiento, no se puede saber la necesidad extra de depósitos. Incluso, si esta aportación de sueros fuese continuada, podría devolver la función original del tanque de hidrólisis, no siendo necesario un almacenamiento de agua.

Aun generándose una mayor cantidad de biogás, no sería necesario aumentar ninguna de las instalaciones de almacenamiento o compresión de gas, ni tampoco ampliar la capacidad de generación de energía eléctrica, ya que en la actualidad solo trabaja un motor de los dos existentes en la instalación.

Aun no existiendo estudios prácticos a escala industrial, de la codigestión de RSU y sueros de lechería o residuos de industria láctea, si existen diferentes estudios de producción de biogás a partir de sueros de lechería o residuos de industria láctea, que obtienen buenas cantidades de gas, con alto porcentaje de metano.

De los diferentes estudios también se puede observar cómo varía la producción de metano en función de los porcentajes de carga, debido al alto pH que puede llegar a tener el suero de lechería, por lo que sería necesario la realización de un reactor a pequeña escala para determinar la mezcla óptima.

Por otro lado se observa, que en caso de iniciar este tipo de codigestiones en la planta, la inversión necesaria sería mínima o incluso nula, ya que actualmente las instalaciones no están siendo explotadas completamente.

La codigestión de RSU con sueros de industrias lácteas provoca las siguientes sinergias con las propias industrias:

- Elimina el problema de la gestión de residuos de este tipo a la industria.
- Existen numerosas industrias lácteas en las proximidades de la ubicación del CTR, lo que reduce el coste del transporte de estos residuos, de bajo valor añadido.
- Al proceso de digestión llevado a cabo en el CTR, por vía húmeda, le supone un beneficio, tanto por la adición de materia orgánica como de agua. Esta agua sería de utilidad para el mantenimiento del proceso.

4.3 CODIGESTIÓN CON FANGOS PROCEDENTES DE LAS DEPURADORAS DEL PARQUE REGIONAL DE PICOS DE EUROPA

Todas las depuradoras necesarias para poder llevar a cabo la depuración de las aguas residuales de los núcleos enclavados dentro del espacio natural de Picos de Europa, se construyeron de acuerdo a los siguientes proyectos y fases:

- Tratamiento de vertidos en las cuencas altas del Esla-Yuso. 1ª Fase. Modificado Nº 1. Fecha: Mayo de 1994.
- Tratamiento de vertidos en las cuencas altas del Esla-Yuso. 2ª Fase. Modificado Nº 1. Fecha: Mayo de 1994.
- Tratamiento de vertidos en las cuencas altas del Esla-Yuso. 3ª Fase. Modificado Nº 1. Fecha: Marzo de 1998.

Todas las depuradoras que se construyeron de acuerdo a los proyectos anteriormente relacionados tuvieron, después de su puesta a punto un periodo de explotación de un año. En este periodo se pudo comprobar su buen rendimiento y eficacia. Posteriormente, quedaron un periodo sin explotación y mantenimiento alguno, hasta que finalmente se arreglaron y pusieron a punto de nuevo.

El objetivo de dichas depuradoras es minimizar el impacto ecológico sobre los cauces receptores del agua contaminada por la actividad humana en la zona.

Inicialmente, se eligió por su sencillez y buen funcionamiento una línea de agua basada en un pretratamiento con desarenador, un canal de desbaste con dos rejas fijas (una para la eliminación de los sólidos grueso y otra para los finos); un decantador digestor, un filtro biológico y un decantador secundario.

El desarenador tiene como objetivo eliminar las arenas y los sólidos fácilmente sedimentables. En el canal de desbaste se eliminan en un primer momento los sólidos gruesos y posteriormente los de menor tamaño.

El decantador digestor retiene los sólidos, principalmente orgánicos, y por procesos anaerobios los degrada. El efluente, después del decantador digestor, entra por la parte superior del biofiltros y mediante un sistema de distribución se reparte uniformemente por toda la superficie del mismo.

Una vez que el agua ha sido depurada mediante la acción de las bacterias que se encuentran adheridas en la superficie del relleno plástico que ocupa el interior del filtro, pasa a un decantador que se encarga de separar la parte líquida ya depurada de los sólidos desprendidos de la pared del relleno, dando lugar a un agua depurada con una mínima cantidad de sólidos en suspensión.

Este esquema propuesto inicialmente, pudo mejorarse sustancialmente introduciendo dos bombeos en el sistema. Uno de ellos se encargará de enviar los sólidos acumulados en el decantador secundario a la entrada del digestor, donde se producirá la degradación anaerobia de los fangos.

Por otra parte, por muy efectivo que sea el sistema de distribución, el poco caudal y la poca velocidad del líquido, hace que la distribución no sea todo lo homogénea que se desearía, por lo tanto, se incluye un segundo bombeo que consigue, mediante la recirculación del efluente, una mejor distribución eliminando los posibles caminos preferenciales en el seno del relleno.

Estas modificaciones, no pudieron ser aplicadas a todas las depuradoras, sino que solamente se aplicaron a aquellas donde existían decantadores secundarios donde poder instalar las bombas sumergibles de la recirculación y purga.

Las actuaciones se llevaron a cabo en las siguientes localidades:

- Acebedo.
- LLanaves de la Reina.
- Valdecastillo.

- Argovejo, Crémenes.
- Las Salas.
- Oseja de Sajambre y Soto de Sajambre.
- Caldevilla, Soto de Valdeón, Los Llanos, Posada y Prada de Valdeón.
- Prioro y Tejerina.
- Cofiñal.
- Morgovejo.

Por último, en Riaño existe una estación de fangos activos. Es importante decir que esta estación es la encargada de tratar todos los fangos que se produzcan en el resto de las depuradoras de todos los núcleos. Estos fangos se extraen con un camión con chupona y cisterna, siendo transportados y almacenados en unos depósitos reguladores, ya en la EDAR de Riaño, pasando después al espesador y concluir en un desecado por medio de un filtro banda.

El principio de funcionamiento de un filtro banda, se basa en conseguir la separación sólido-líquido del lodo mediante su escurrido entre dos bandas bajo tensión. La presión que se realizan sobre el material aumenta gradualmente conforme las dos bandas pasan por rodillos de diámetros decrecientes produciendo, además, un efecto de cizalladura que favorece la evacuación de la fase líquida.

La posibilidad de flocular los lodos, ha hecho posible comprimirlos entre dos bandas obteniendo un sólido seco y un líquido filtrado libre de sólidos.

Las principales etapas del proceso de separación serían:

1. Flotación: La mayoría de los lodos residuales requieren de la adición de polielectros orgánicos para conseguir la floculación y una primera y rápida separación de la mezcla. Dicho proceso, puede observarse en la Figura 4.1.



Figura 4.1: Etapa de flotación de un filtro banda. (Elaboración propia)**.**

2. Alimentación: La suspensión ya floculada se vierte en la zona de alimentación para conseguir una distribución homogénea sobre toda la superficie de la banda. Dicho proceso, puede observarse en la Figura 4.2.



Figura 4.2: Etapa de alimentación de un filtro banda. (Elaboración propia)**.**

3. Predeshidratación: La primera etapa de la separación se realiza en la zona de predeshidratación donde buena parte del filtrado drena por gravedad a través de la banda. Dicho proceso, puede observarse en la Figura 4.3.



Figura 4.3: Etapa de predeshidratación de un filtro banda. (Elaboración propia)**.**

4. Filtración: La filtración se realiza en la zona donde la banda pasa entre tambores perforados y rodillos con diámetros decrecientes dibujando una forma de "S". Dicho proceso, puede observarse en la Figura 4.4.



Figura 4.4: Etapa de filtración de un filtro banda. (Elaboración propia)**.**

5. Compactación y escurrido: La compactación y escurrido de la torta se consigue cuando las dos bandas y la torta pasan a la zona de alta presión y fuerza de cizalladura. Dicho proceso, puede observarse en la Figura 4.5.



Figura 4.5: Etapa de compactación y escurrido de un filtro banda. (Elaboración propia)**.**

6. Descarga: Para la descarga de los sólidos deshidratados se consigue separando las dos bandas y colocando en cada una de ellas una cuchilla longitudinal que impide que ningún trozo quede trabado sin descargarse. Dicho proceso, puede observarse en la figura 4.6.



Figura 4.6: Etapa de descarga de un filtro banda. (Elaboración propia)**.**

7. Limpieza: A fin de evitar el ensuciamiento de la banda asociada a una reducción gradual de sus prestaciones, se realiza un lavado continuo y a presión de todo su ancho. Dicho proceso, puede observarse en la Figura 4.7.



Figura 4.7: Etapa de limpieza de un filtro banda. (Elaboración propia).

4.4 ANÁLISIS DE DATOS

Las estaciones depuradoras se encuentran situadas en las diferentes caras de los valles que componen el Parque Regional de Picos de Europea y tratan las aguas residuales urbanas generadas en dicha zona.

Actualmente existen distintos tipos de depuradoras de aguas residuales, dependiendo de la fase de su ejecución, así como del número de habitantes equivalentes. En este sentido cabe una clasificación resumida, que se puede simplificar como:

- **Instalaciones de tratamiento que poseen equipos con consumo de energía eléctrica:** Dentro de este tipo de instalaciones, se puede diferenciar entre plantas tipo A, tipo B y tipo E, pudiendo disponer en cada una de ellas de una, de dos o tres líneas de tratamiento en función del número de habitantes equivalentes de diseño. Se citan los municipios afectados en cada uno de los diferentes tipos en la Tabla 4.1, la Tabla 4.2, la Tabla 4.3, la Tabla 4.4 y la Tabla 4.5

  - *Tipo A:* Son aquellas que constan fundamentalmente de:

    - Desbaste y arenero.
    - Decantador – digestor primario de PRFV.
    - Bombeo al filtro.
    - Filtro biológico tipo "biofill", también de PRFV.
    - Decantador secundario, clarificador, también de PRFV.

- Recirculación de fangos del primario al secundario.

Tabla 4.1: Poblaciones con EDAR's tipo A.

EDAR's tipo A		
Acevedo	Soto de Valdeón	Posada de Valdeón
Caldevilla	Los Llanos	Prada

- *Tipo B:* Igual al tipo "A" pero toda la línea es por gravedad, por tanto sin bombeo al filtro.

Tabla 4.2: Poblaciones con EDAR's tipo B.

EDAR's tipo B		
LLánaves de la Reina	Las Salas	Tejerina
Crémenes	Soto de Sajambre	Cofiñal
Argovejo	Prioro	

- **Instalaciones de tratamiento por gravedad y no disponen consumo de energía eléctrica.** Dentro de este tipo de instalaciones se puede diferenciar entre plantas:

  - *Tipo C* : Constan de:

    - Desbaste y arenero.
    - Decantador – digestor.
    - Filtro biológico.

Tabla 4.3: Poblaciones con EDAR's tipo C.

EDAR's tipo C		
Corniero	Ribota	Solle
Lois	Cordiñanes	Pallide
Remolina	Isoba	Primajas
Valbuena del Roblo	Redipollos	Reyero
Pio	San Cibrián	Viego
Cigüera	Las Salas	Vierdes

En casi todos los núcleos el decantador es la fosa séptica de hormigón armado, al igual que el biofiltro.

- *Tipo D:* Constan de:

  - Desbaste y arenero.
  - Fosa séptica. Se trata de la fosa de hormigón armado existente de la fase de construcción inicial.

Tabla 4.4: Poblaciones con EDAR's tipo D.

EDAR's tipo D		
Besande	Vegacerneja	Vierdes
Valverde de la Sierra	Casasuertes	Santa Marina
Remellán	Salamón	Caminayo
Burón		

- **Tipo E:** Este tipo es de todas las que se construyeron en las fases denominadas Esla- Yuso, excepto la de Riaño. Constan de:
  - Desbaste y arenero manual.
  - Tamiz.
  - Pozo de bombeo al filtro.
  - Decantador secundario.
  - Digestor anaerobio.

Tabla 4.5: Poblaciones con EDAR's tipo E.

EDAR's tipo E		
Liegos	Portilla de la Reina	Polvoreda
La Uña	Villafrea de la Reina	Retuerto
Barniedo de la Reina	Siero de la Reina	Maraña
Boca de Huérgano	Cuenabres	Carande
Espejos de la Reina	Lario	Horcadas

La principal característica de la mayor parte de las plantas, por la zona en la que se encuentran, es la estacionalidad de los cauces de tratamiento, presentando una

elevada variabilidad tanto del volumen como de la carga de vertido a lo largo de los distintos periodos estacionales del año.

En todas ellas, se comprueba la colmatación de residuos sólidos en areneros, así como elevados volúmenes de fangos acumulados en decantadores digestores primarios y decantadores secundarios, habiéndose planificado y comenzado ya a ejecutar la limpieza de pretratamientos y decantadores primarios y secundarios.

En lo que respecta a los biofiltros percoladores, es necesaria la nivelación de los canales de reparto para facilitar la correcta percolación del agua influente a través de todo el relleno existente, así como la limpieza e instalación de riesgos de recirculación en biofiltros.

La inexistencia de contenedores de recogido y almacenamiento de RSU cerrados, puede generar la emisión de olores molestos debido a la acumulación de residuos de desbaste de forma inadecuada. Se recomienda la dotación a estas instalaciones de contenedores estancos y tapados, que eviten la propagación de olor procedente de los sólidos de desbaste y mejore el impacto visual de las instalaciones.

Cabe destacar, en el caso de la depuradoras tipo A, el continuo vertido de purines detectado en las instalaciones de Soto de Valdeón (Soto de Valdeón y Caldevilla) y en Posada de Valdeón (Posada de Valdeón, Los Llanos y Prada), con cargas contaminantes superiores a la capacidad de diseño de la instalación, provocando la estabilización del proceso biológico de tratamiento, colmatando pretratamiento y biofiltros e impidiendo el correcto tratamiento del efluente, viéndose comprometida la calidad del influente. Sería recomendable realizar un control exhaustivo, así como un proceso de seguimiento e identificación del origen de tales vertidos.

Esa misma situación se produce en depuradoras tipo C, como en Corniero, Cordiñanes, Solle, Pallide, Reyero y Viego, donde se desestabiliza el proceso biológico de tratamiento con la consiguiente disminución en la calidad del influente.

Al igual que en las instalaciones tipo A y C, en la instalaciones tipo D, se detecta y comprueba el continuo vertido de purines de llegada a la instalaciones de Santa Marina y gasóleo a la entrada de Burón, con cargas contaminantes superiores a las de diseño de la instalación.

En el caso de la depuradoras tipo E, dichas situaciones se producen en Horcadas, Carande, Barniedo de la Reina, La Uña, Villafrea de la Reina y Maraña.

4.5 PRODUCCIÓN DE FANGOS

A la depuradora de Riaño, se le añadirá una línea de tratamiento de fangos, capaz de procesar no solamente los fangos de esa EDAR, sino también los de las restantes pequeñas poblaciones.

Esta planta de recepción, acondicionamiento y secado de fango constará básicamente de:

- Tanque de almacenamiento y recepción centralizada de los fangos digeridos del resto de poblaciones.
- Bombeo a espesador.
- Espesamiento, tanto de fangos anaerobios como aerobios de la propia EDAR de Riaño.
- Secado mecánico mediante filtro de banda, previo acondicionamiento químico.

El tanque de almacenamiento contará con un volumen de 44 m^3, con capacidad para una semana, y será de forma cilíndrica-horizontal.

Dicho tanque irá enterrado y dispondrá de boca de descarga, conexiones de aspiración y registros de inspección y puesta a la atmósfera.

Igualmente dispondrá de un agitador sumergible de 1,3 kW a fin de mantener la suspensión y homogeneización de los fangos.

Tanto los fangos anaerobios del tanque de almacenamiento, como los aerobios en exceso de la propia EDAR de Riaño, son bombeados a un espesor. Los anaerobios son bombeados mediante una bomba de tornillo helicoidal a razón de 2 m^3/h. Se dispondrá otra unidad en reserva. Los aerobios en exceso se bombean mediante la bomba sumergible situada en el decantador (Alvarez, 2005).

El volumen previsto para espesar diariamente (día útil) es en:

- Verano……20,90 m^3/d.u.
- Invierno……11,11 m^3/d.u.

Lo que representa un peso de:

- Verano..... 260 kg/d.u.
- Invierno ..... 181,2 kg/d.u.

La concentración media de entrada de la mezcla es del 1,24%.

Se ha adoptado un espesor prefabricado en PRFV, de 2,50 m de diámetro, con una carga de sólidos de 53,06 kg/m^2·d y unos tiempos de detención superiores a 24 horas tanto en invierno como en verano. Se espera una concentración de fangos espesados del 2,5% con lo que corresponde un volumen diario:

- Verano.....10,4 m^3/d.u.
- Invierno .....7,3 m^3/d.u.

Los sobrenadantes y el líquido clarificado recogidos en el canal de rebose descargan por gravedad sobre la EDAR en la cabecera del tratamiento o en el reactor biológico. Los sobrenadantes son los calculados en la Ecuación 4.1y la Ecuación 4.2:

$$20{,}9 - 10{,}4 = 10{,}5\ \frac{m^3}{d}$$

Ecuación 4.1

$$11{,}1 - 7{,}3 = 3{,}8\ \frac{m^3}{d} \cdot 11{,}1 - 7{,}3 = 3{,}8\ \frac{m^3}{d}$$

Ecuación 4.2

En cuanto al tiempo de secado se define:

- Verano = 4 horas ..... 2,6 m^3/h
- Invierno = 4 horas ..... 2,4 m^3/h

Se diseña un filtro banda de 0,80 m de anchura, con una capacidad entre 1,5 y 4 m^3/h de fangos al 2% y una carga máxima de sólidos de 130 kg/m de banda y hora. La sequedad de la torta será del 20%.

Se le dota del sistema de dosificación de polielectrolito, las características más importantes del sistema de secado se resumen en:

- **Bombeo de fangos**
  - Tipo ..... Tornillo helicoidal
  - Nº de unidades instaladas 2
  - Nº de unidades en funcionamiento.....1
  - Caudal unitario (m^3/h) 1,5/4
  - Altura manométrica (mca).....3

- **Instalaciones de secado**
  - Tipo ..... Filtro banda
  - Nº de unidades instaladas 1
  - Nº de unidades en funcionamiento.....1
  - Caudal unitario (m^3/h) 1,5/4
  - Ancho de banda (m) 0,80
  - Carga de sólidos por banda (m^3/h) ..... < 130
  - Caudal de fangos por filtro (m^3/h) 1,5/4
  - Nº de bombas lavado telas instaladas.....1
  - Nº bombas lavado telas funcionamiento.....1
  - Caudal unitario (m^3/h) 8
  - Altura manométrica (mca).....80

- **Fangos secos**
  - Peso de fangos secos (por día útil) kg/d (en verano).....260
  - Concentración..... 20%
  - Volumen fangos secos (m^3/d).....1,3
  - Densidad (kg/m^3).....1.050
  - Peso de fangos secos (t/d).....1,365
  - Caudal líquido filtrado (m^3/d) 9,1
  - Extracción fango seco .....Por medio de cinta transportadora
  - Capacidad cinta (m^3/d) 3
  - Almacenamiento fango seco.....1 contenedor de 5 m^3

Los fangos producidos en todas las depuradoras del resto de núcleos, serán trasladados hasta la EDAR de Riaño mediante una flota de camiones chupona.

El vaciado de fango de las fosas y los decantadores-digestores, será como se indica en los siguientes pasos:

- **Retirada de agua:** Con el fin de no realizar un transporte innecesario de agua y para lograr una sequedad mayor en los fangos se realizará una extracción del agua sobrenadante con una bomba de drenaje alimentada por un grupo electrógeno.
- **Extracción de fangos:** Se llevará a cabo con un camión succionador o en el caso de tener mal acceso para el mismo, la extracción se realizará con la bomba de drenaje.
- **Traslado de fangos:** El camión succionador trasladará el residuo a la EDAR de Riaño para su posterior tratamiento.

El cálculo de la producción de fango por habitante equivalente se puede ajustar de manera simplificada al siguiente procedimiento:

La contaminación (en términos de agua residual) generada por un habitante equivalente es, según la Ley de Aguas, la siguiente:

90 g/hab/día de Sólidos en Suspensión (SS)

60 g/hab/día de Demanda biológica de oxígeno (DBO)

Es decir, para 1 habitante se tiene:

0,090 kg/día de Sólidos en suspensión (SS)

0,060 kg/día de Demanda biológica de oxígeno (DBO)

A partir de estas cargas contaminantes, la producción de fangos que se genera en una estación depuradora puede calcularse automáticamente por cualquiera de las metodologías conocidas y expuestas en los diferentes manuales técnicos. De forma resumida el cálculo sería el siguiente:

- **Producción de fango primario:** Se calcula a partir del rendimiento de eliminación de sólidos en suspensión en el decantador primario. Suele

aceptarse universalmente que este rendimiento oscila entre el 50% y el 70%, tomando un valor medio del 60%, como se muestra en la ecuación Ecuación 4.3.

$$Fango\ primario\ (F1) = 0{,}60\ \cdot\ 0{,}090 =\ 0{,}054\ \frac{kg}{día}$$

Ecuación 4.3

♦ **Producción de fango secundario o biológico:** Se calcula a partir del rendimiento de eliminación de la DBO_5 en el reactor biológico. Suele aceptarse universalmente que este rendimiento oscila entre el 90% y el 92%. Una vez conocidos los kilos de DBO_5 eliminados, se calcula el fango producido a partir del ratio kg fango/ kg DBO_5 eliminada. Estos ratios pueden encontrarse en las tablas de cualquier manual especializado. Los valores normales para un proceso de fangos están entre 0,7 y 1,1.

Suponiéndose que en el reactor biológico se elimina el 91% de la DBO_5 que entra, siento la DBO_5 entrante el 65% de la DBO_5 en el agua bruta, pues en el decantador primario se elimina aproximadamente un 35%, como se indica en las expresiones 4.4 a 4.7.

$$DBO5\ entra\ al\ reactor\ biológico\ =\ 0{,}65\ \cdot\ 0{,}06\ =\ 0{,}039\ \frac{kg}{día}$$

Ecuación 4.4

$$DBO5\ eliminada\ (91\%)\ =\ 0{,}91\ \cdot\ 0{,}039\ =\ 0{,}0355\ \frac{kg}{día}$$

Ecuación 4.5

$$Ratio\ kg\ fango/\ kg\ DBO\ eliminada\ =\ 0{,}9$$

Ecuación 4.6

$$Fango\ secundario\ (F2)\ =\ 0{,}9\ \cdot\ 0{,}0355\ =\ 0{,}032\ \frac{kg}{día}$$

Ecuación 4.7

Por tanto, el fango que produce un habitante, y que es el que se incorpora al digestor anaerobio es el indicado en la **Ecuación 4.8**.

$$Fango\ incorporado\ =\ F1 + F2\ = 0{,}054\ +\ 0{,}032\ = 0{,}086\ \frac{kg}{día}$$

Ecuación 4.8

Es decir, diariamente se generan 86 gramos de fango por cada habitante.

Con las dotaciones asignadas de generación de DBO_5 y SS (sólidos en suspensión) a cada habitante, se obtiene la cantidad de fangos que se van a generar anualmente.

Se considera que los kg de materia seca que se genera en cada proceso son los siguientes:

- **Fosa séptica:** 0,3 kg MS/ kg SS
- **Decantador-digestor:** 0,4 kg MS/ kg SS
- **Biológico:** 0,5 kg MS/ kg SS

Siendo:

MS= Materia seca

SS= Sólidos en suspensión

Se expondrán también los correspondientes gráficos realizados en base a la Tabla 4.6 y Tabla 4.7, donde se podrá observar la variación de la producción de fangos. En la Tabla 4.6 se observa la producción anual de fangos de llegada a la planta de Riaño, mientras que la Tabla 4.7, se observa la de fangos deshidratados.

Tabla 4.6: Producción anual de fangos.

Términos municipales	Núcleos de población	kgDBO/año	kgSS/año	kgMS/año	sequedad	t/año
Acebedo	Acebedo	2.874	4.791	737,76	5%	14,8
	La Uña	509	849	130,69	5%	2,6
	Liegos	460	767	118,04	5%	2,4
Boca de Húergano	Barniedo de la Reina	460	767	118,04	5%	2,4
	Besande	1.643	2.738	164,25	5%	3,3
	Boca de Huérgano	854	1.424	219,22	5%	4,4
	Espejos de la Reina	214	356	54,80	5%	1,1
	Llánaves de la Reina	1.232	2.053	316,18	5%	6,3
	Portilla de la Reina	252	420	64,64	5%	1,3
	Siero de la Reina	515	858	132,09	5%	2,6
	Valverde de la Sierra	1.369	2.281	136,88	5%	2,7
	Villafrea de la Reina	307	511	78,69	5%	1,6
Boñar	Remellán([3])	329	548	32,85	5%	0,7
	Valdecastillo	1.013	1.688	259,97	5%	5,2
Burón	Burón	2.190	3.650	219,00	5%	4,4
	Casasuertes	865	1.442	86,51	5%	1,7
	Cuenabres	433	721	111,01	5%	2,2
	Lario	608	1.013	155,98	5%	3,1
	Polvoredo	449	748	115,23	5%	2,3
	Retuerto	181	301	46,37	5%	0,9
	Vegacerneja	2.053	3.422	205,31	5%	4,1
Crémenes	Argovejo	2.217	3.696	569,13	5%	11,4
	Ciguera	493	821	49,28	5%	1,0
	Corniero	1.232	2.053	316,18	5%	6,3
	Crémenes	3.285	5.475	843,15	5%	16,9
	Lois	1.396	2.327	358,34	5%	7,2

[3] La depuradora de Remellán se encuentra en la actualidad en fase de estudio, no habiendo sido ejecutada.

	Remolina	1.314	2.190	337,26	5%	6,7
	Salamón	602	1.004	60,23	5%	1,2
	Las Salas	1.232	2.053	316,18	5%	6,3
	Valbuena del Roblo	619	1.031	158,79	5%	3,2
Maraña	Maraña	1.593	2.655	408,93	5%	8,2
Oseja de Sajambre	Oseja de Sajambre	1.916	3.194	491,84	5%	9,8
	Pio	821	1.369	210,79	5%	4,2
	Ribota	657	1.095	168,63	5%	3,4
	Soto de Sajambre	986	1.643	252,95	5%	5,1
	Vierdes	274	456	27,38	5%	1,4
Posada de Valdeón	Caldevilla	701	1.168	179,87	5%	3,6
	Cordiñanes	701	1.168	179,87	5%	3,6
	Los Llanos	619	1.031	158,79	5%	3,2
	Posada de Valdeón	986	1.643	252,95	5%	5,1
	Prada	739	1.232	189,71	5%	3,8
	Santa Marina	1.232	2.053	123,19	5%	2,5
	Soto de Valdeón	1.779	2.966	456,71	5%	9,1
Prioro	Prioro	1.643	2.738	421,58	5%	8,4
	Tejerina	2.190	3.650	562,1	5%	11,2
Puebla de Lillo	Cofiñal	3.050	5.083	782,72	5%	15,7
	Isoba	613	1.022	157,39	5%	3,1
	Puebla de Lillo	4.314	7.191	431,43	5%	8,6
	Redipollos	903	1.506	231,87	5%	4,6
	San Cibrián	137	228	35,13	5%	0,7
	Solle	739	1.232	189,71	5%	3,8
Reyero	Pallide	739	1.232	189,71	5%	3,8
	Primajas	208	347	53,4	5%	1,1
	Reyero	821	1.369	210,79	5%	4,2
	Viego	329	548	84,32	5%	1,7
Riaño	Carande	142	237	36,54	5%	0,7
	Horcadas	580	967	148,96	5%	3,0
	Riaño					
Valderueda	Caminayo	274	456	27,38	5%	0,5

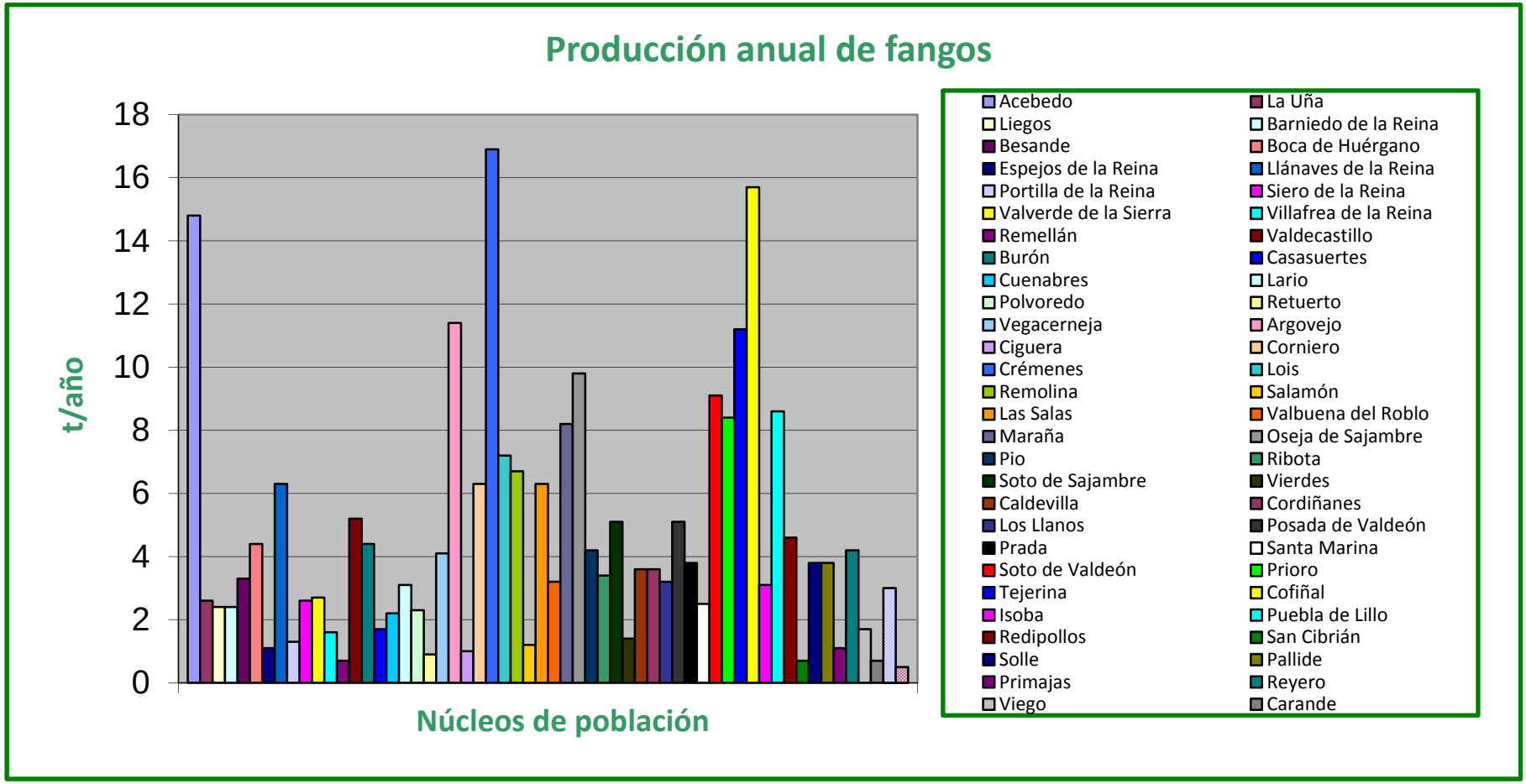


Figura 4.8: Producción anual de fango. (Elaboración propia**).**

Tabla 4.7: Producción anual de fangos deshidratados.

Términos municipales	Núcleos de población	kgDBO/año	kgSS/año	kgMS/año	sequedad	t/año
Acebedo	Acebedo	2.874	4.791	737,76	15%	4,9
	La Uña	509	849	130,69	15%	0,9
	Liegos	460	767	118,04	15%	0,8
Boca de Húergano	Barniedo de la Reina	460	767	118,04	15%	0,8
	Besande	1.643	2.738	164,25	15%	1,1
	Boca de Huérgano	854	1.424	219,22	15%	1,5
	Espejos de la Reina	214	356	54,80	15%	0,4
	Llánaves de la Reina	1.232	2.053	316,18	15%	2,1
	Portilla de la Reina	252	420	64,64	15%	0,4
	Siero de la Reina	515	858	132,09	15%	0,9
	Valverde de la Sierra	1.369	2.281	136,88	15%	0,9
	Villafrea de la Reina	307	511	78,69	15%	0,5
Boñar	Remellán([4])	329	548	32,85	15%	0,2
	Valdecastillo	1.013	1.688	259,97	15%	1,7
Burón	Burón	2.190	3.650	219,00	15%	1,5
	Casasuertes	865	1.442	86,51	15%	0,6
	Cuenabres	433	721	111,01	15%	0,7
	Lario	608	1.013	155,98	15%	1,0
	Polvoredo	449	748	115,23	15%	0,8
	Retuerto	181	301	46,37	15%	0,3
	Vegacerneja	2.053	3.422	205,31	15%	1,4
Crémenes	Argovejo	2.217	3.696	569,13	15%	3,8
	Ciguera	493	821	49,28	15%	0,3
	Corniero	1.232	2.053	316,18	15%	2,1

[4] La depuradora de Remellán se encuentra en la actualidad en fase de estudio, no habiendo sido ejecutada.

	Crémenes	3.285	5.475	843,15	15%	5,6
	Lois	1.396	2.327	358,34	15%	2,4
	Remolina	1.314	2.190	337,26	15%	2,2
	Salamón	602	1.004	60,23	15%	0,4
	Las Salas	1.232	2.053	316,18	15%	2,1
	Valbuena del Roblo	619	1.031	158,79	15%	1,1
Maraña	Maraña	1.593	2.655	408,93	15%	2,7
Oseja de Sajambre	Oseja de Sajambre	1.916	3.194	491,84	15%	3,3
	Pio	821	1.369	210,79	15%	1,4
	Ribota	657	1.095	168,63	15%	1,1
	Soto de Sajambre	986	1.643	252,95	15%	1,7
	Vierdes	274	456	27,38	15%	0,2
Posada de Valdeón	Caldevilla	701	1.168	179,87	15%	1,2
	Cordiñanes	701	1.168	179,87	15%	1,2
	Los Llanos	619	1.031	158,79	15%	1,1
	Posada de Valdeón	986	1.643	252,95	15%	1,7
	Prada	739	1.232	189,71	15%	1,3
	Santa Marina	1.232	2.053	123,19	15%	0,8
	Soto de Valdeón	1.779	2.966	456,71	15%	3,0
Prioro	Prioro	1.643	2.738	421,58	15%	2,8
	Tejerina	2.190	3.650	562,1	15%	3,7
Puebla de Lillo	Cofiñal	3.050	5.083	782,72	15%	5,2
	Isoba	613	1.022	157,39	15%	1,0
	Puebla de Lillo	4.314	7.191	431,43	15%	2,9
	Redipollos	903	1.506	231,87	15%	1,5
	San Cibrián	137	228	35,13	15%	0,2
	Solle	739	1.232	189,71	15%	1,3
Reyero	Pallide	739	1.232	189,71	15%	1,3
	Primajas	208	347	53,4	15%	0,4
	Reyero	821	1.369	210,79	15%	1,4
	Viego	329	548	84,32	15%	0,6
Riaño	Carande	142	237	36,54	15%	0,2
	Horcadas	580	967	148,96	15%	1,0
	Riaño	14.021	23.369	3.598,85	15%	24,0
Valderueda	Caminayo	274	456	27,38	15%	0,2

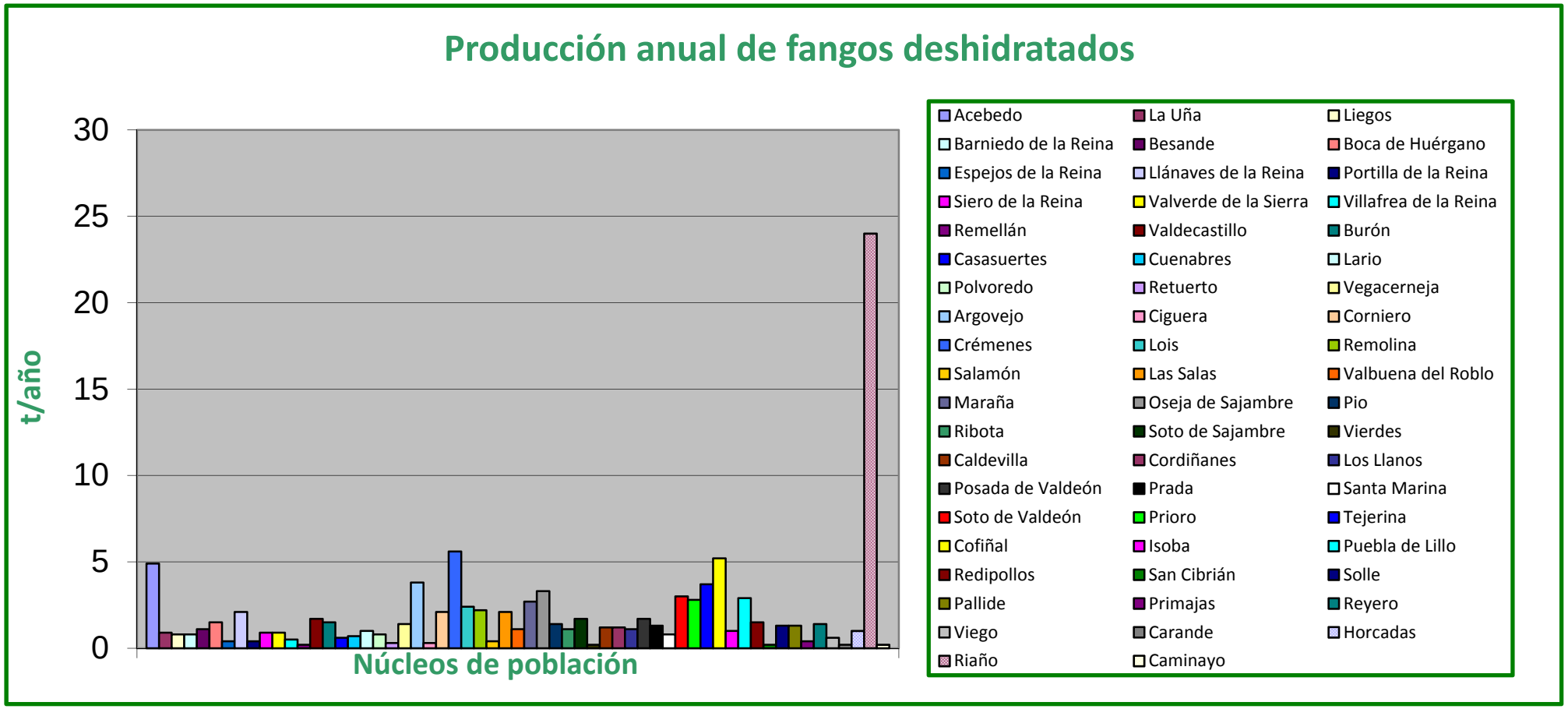


Figura 4.9: Producción anual de fangos deshidratados. (Elaboración propia**).**

4.6 PRODUCCIÓN DE ENERGÍA ELÉCTRICA A PARTIR DEL BIOGÁS OBTENIDO

Se considera también, que el precio de transporte de una tonelada de fango para su transporte son 6 €/t y que el beneficio por kilovatio de energía producido son 5 céntimos de euro. Se deberá tener en cuenta para el cálculo la situación más desfavorable, es decir, tomaremos como poder calorífico inferior 5,5 kW·h/m^3.

En base a todas estas premisas, podremos obtener el beneficio que se podría conseguir mediante el tratamiento de los lodos de las depuradoras del parque regional de Picos de Europa para la obtención de biogás, y dicho proceso se observa en la Tabla 4.8.

Tabla 4.8: Producción de energía eléctrica.

Núcleos de población	T/año	kg DBO/año	kg DQO/año	m^3 (CH_4)	Riqueza (kW·h/m^3)	Energía (kW·h)	Beneficio energético (€)	Coste de transporte (€)	Beneficio (€)
Acebedo	14,80	2.874	5.748	2.011,80	5,50	1.1064,90	553,2450	88,8	464,4450
La Uña	2,60	509	1.018	356,30	5,50	1.959,65	97,9825	15,6	82,3825
Liegos	2,40	460	920	322	5,50	1.771	88,5500	14,4	74,1500
Barniedo de la Reina	2,40	460	920	322	5,50	1.771	88,5500	14,4	74,1500
Besande	3,30	1.643	3.286	1.150,10	5,50	6.325,55	316,2775	19,8	296,4775
Boca de Huérgano	4,40	854	1.708	597,80	5,50	3.287,90	164,3950	26,4	137,9950
Espejos de la Reina	1,10	214	428	149,80	5,50	823,90	41,1950	6,6	34,5950
Llánaves de la Reina	6,30	1.232	2.464	862,40	5,50	4.743,20	237,1600	37,8	199,3600
Portilla de la Reina	1,30	252	504	176,40	5,50	970,20	48,5100	7,8	40,7100
Siero de la Reina	2,60	515	1.030	360,50	5,50	1.982,75	99,1375	15,6	83,5375
Valverde de la Sierra	2,70	1.369	2.738	958,30	5,50	5.270,65	263,5325	16,2	247,3325
Villafrea de la Reina	1,60	307	614	214,90	5,50	1.181,95	59,0975	9,6	49,4975
Remellán([5])	0,70	329	658	230,30	5,50	1.266,65	63,3325	4,2	59,1325
Valdecastillo	5,20	1.013	2.026	709,10	5,50	3.900,05	195,0025	31,2	163,8025
Burón	4,40	2.190	4.380	1.533	5,50	8.431,50	421,5750	26,4	395,1750
Casasuertes	1,70	865	1.730	605,50	5,50	3.330,25	166,5125	10,2	156,3125
Cuenabres	2,20	433	866	303,10	5,50	1.667,05	83,3525	13,2	70,1525
Lario	3,10	608	1.216	425,60	5,50	2.340,80	117,0400	18,6	98,4400
Polvoredo	2,30	449	898	314,30	5,50	1.728,65	86,4325	13,8	72,6325
Retuerto	0,90	181	362	126,70	5,50	696,85	34,8425	5,4	29,4425
Vegacerneja	4,10	2.053	4.106	1.437,10	5,50	7.904,05	395,2025	24,6	370,6025

[5] La depuradora de Remellán se encuentra en la actualidad en fase de estudio, no habiendo sido ejecutada.

Argovejo	11,40	2.217	4.434	1.551,90	5,50	8.535,45	426,7725	68,4	358,3725
Ciguera	1,00	493	986	345,10	5,50	1.898,05	94,9025	6	88,9025
Corniero	6,30	1.232	2.464	862,40	5,50	4.743,20	237,1600	37,8	199,3600
Crémenes	16,90	3.285	6.570	2.299,50	5,50	12.647,25	632,3625	101,4	530,9625
Lois	7,20	1.396	2.792	977,20	5,50	5.374,60	268,7300	43,2	225,5300
Remolina	6,70	1.314	2.628	919,80	5,50	5.058,90	252,9450	40,2	212,7450
Salamón	1,20	602	1.204	421,40	5,50	2.317,70	115,8850	7,2	108,6850
Las Salas	6,30	1.232	2.464	862,40	5,50	4.743,20	237,1600	37,8	199,3600
Valbuena del Roblo	3,20	619	1.238	433,30	5,50	2.383,15	119,1575	19,2	99,9575
Maraña	8,20	1.593	3.186	1.115,10	5,50	6.133,05	306,6525	49,2	257,4525
Oseja de Sajambre	9,80	1.916	3.832	1.341,20	5,50	7.376,60	368,8300	58,8	310,0300
Pio	4,20	821	1.642	574,70	5,50	3.160,85	158,0425	25,2	132,8425
Ribota	3,40	657	1.314	459,90	5,50	2.529,45	126,4725	20,4	106,0725
Soto de Sajambre	5,10	986	1.972	690,20	5,50	3.796,10	189,8050	30,6	159,2050
Vierdes	1,40	274	548	191,80	5,50	1.054,90	52,7450	8,4	44,3450
Caldevilla	3,60	701	1.402	490,70	5,50	2.698,85	134,9425	21,6	113,3425
Cordiñanes	3,60	701	1.402	490,70	5,50	2.698,85	134,9425	21,6	113,3425
Los Llanos	3,20	619	1.238	433,30	5,50	2.383,15	119,1575	19,2	99,9575
Posada de Valdeón	5,10	986	1.972	690,20	5,50	3.796,10	189,8050	30,6	159,2050
Prada	3,80	739	1.478	517,30	5,50	2.845,15	142,2575	22,8	119,4575
Santa Marina	2,50	1.232	2.464	862,40	5,50	4.743,20	237,1600	15	222,1600
Soto de Valdeón	9,10	1.779	3.558	1.245,30	5,50	6.849,15	342,4575	54,6	287,8575
Prioro	8,40	1.643	3.286	1.150,10	5,50	6.325,55	316,2775	50,4	265,8775
Tejerina	11,20	2.190	4.380	1.533	5,50	8.431,50	421,5750	67,2	354,3750
Cofiñal	15,70	3.050	6.100	2.135	5,50	11.742,50	587,1250	94,2	492,9250
Isoba	3,10	613	1.226	429,10	5,50	2.360,05	118,0025	18,6	99,4025
Puebla de Lillo	8,60	4.314	8.628	3.019,8	5,50	1.6608,90	830,4450	51,6	778,8450
Redipollos	4,60	903	1.806	632,1	5,50	3.476,55	173,8275	27,6	146,2275
San Cibrián	0,70	137	274	95,9	5,50	527,45	26,3725	4,2	22,1725
Solle	3,80	739	1.478	517,3	5,50	2.845,15	142,2575	22,8	119,4575

Pallide	3,80	739	1.478	517,3	5,50	2.845,15	142,2575	22,8	119,4575
Primajas	1,10	208	416	145,6	5,50	800,80	40,0400	6,6	33,4400
Reyero	4,20	821	1.642	574,7	5,50	3.160,85	158,0425	25,2	132,8425
Viego	1,70	329	658	230,3	5,50	1.266,65	63,3325	10,2	53,1325
Carande	0,70	142	284	99,4	5,50	546,70	27,3350	4,2	23,1350
Horcadas	3,00	580	1.160	406	5,50	2.233	111,6500	18	93,6500
Riaño	24,00	14.021	2.8042	9.814,7	5,50	53.980,85	2.699,0425	144	2.555,0425
Caminayo	0,50	274	548	191,8	5,50	1.054,90	52,7450	3	49,7450
TOTAL	288,40	74.907	14.9814	52.434,9		288.391,95	14.419,5975	1.730,4	12.689,1975

4.7 SITUACIÓN DE LAS EDAR

Durante la redacción del presente estudio, he podido obtener una serie de conclusiones sobre la situación actual y tecnologías empleadas en el tratamiento de fangos procedentes de EDAR en el parque regional de Picos de Europa, y dichas conclusiones, se pueden sintetizar del siguiente modo:

- **En cuanto al tratamiento de aguas residuales:**

1. El objetivo de dichas depuradoras es minimizar el impacto ecológico sobre los cauces receptores del agua contaminada por la actividad humana en la zona.
2. Se trata de sistemas con un funcionamiento sencillo.
3. En general, se trata de líneas de tratamiento bien dimensionadas.
4. En ocasiones se produce la llegada a las plantas de un caudal superior al estimado para la población de dichas localidades, lo cual, probablemente sea debido a que en la red de saneamiento municipal se produce algún tipo de infiltración o canalización de arroyo, las cuales sería necesario determinar y erradicar para obtener un mejor funcionamiento de las plantas.
5. La detección no autorizada de purín a la entrada de las plantas, en numerosas ocasiones provoca la obstrucción del sistema de bombeo, produciéndose por tanto un mal funcionamiento de la EDAR.
6. Son plantas que requieren de limpieza y mantenimiento constante.
7. En cuanto a la calidad del servicio prestado por el total de instalación de depuración de agua residual urbana, podemos observar en la Figura 4.10 la distribución de funcionamiento, entendiendo como:

-Adecuado: El sistema funciona adecuadamente.

-Inadecuado: El sistema funciona pero necesita algunas mejoras estructurales o de mantenimiento para que la calidad sea adecuada.

-Muy deficiente: El sistema de depuración no funciona y requiere importantes mejoras o nueva construcción.

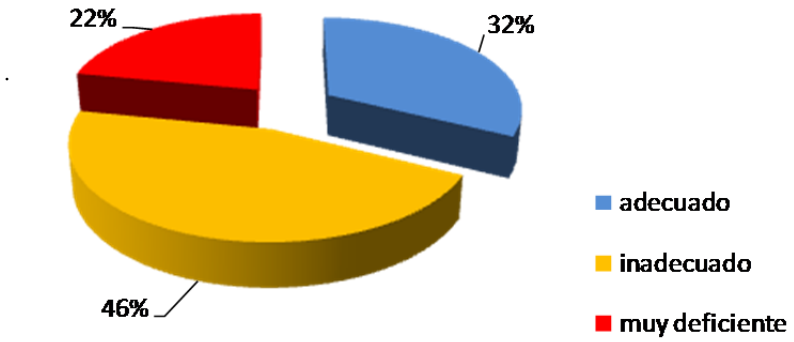


Figura 4.10: Calidad del servicio prestado por el total de instalación de depuración de agua residual. (Elaboración propia).

8. En ocasiones, existen plantas que presentan un funcionamiento que no es el esperado, en la Figura 4.11, se exponen las principales causas:

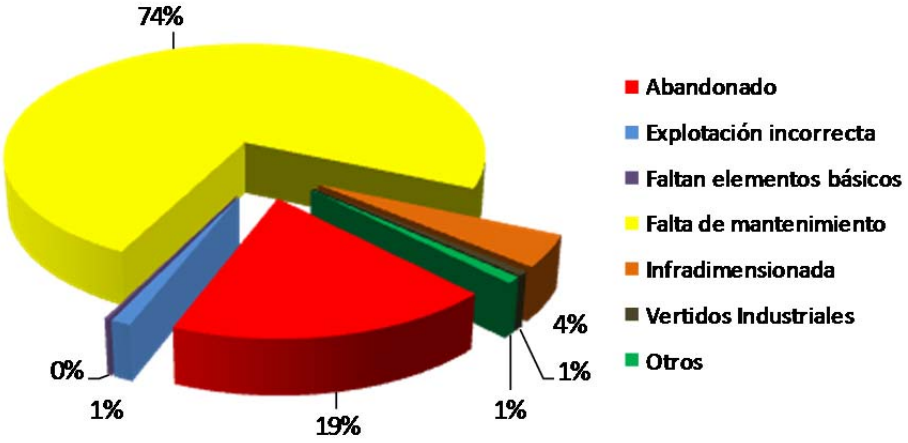


Figura 4.11: Problemática fundamental de los sistemas de depuración que no presentan un funcionamiento adecuado. (Elaboración propia).

9. En cuanto al estado físico de las instalaciones podemos, observar la situación general en la Figura 4.12:

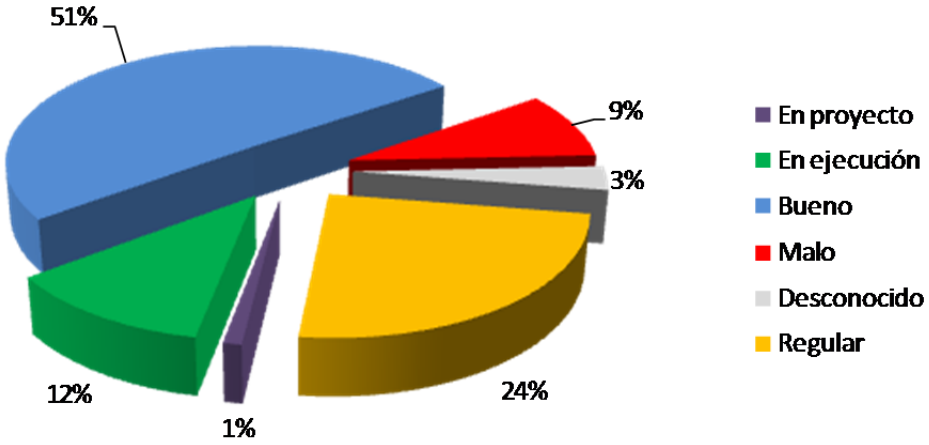


Figura 4.12: Estado físico de las instalaciones de depuración. (Elaboración propia)**.**

En ejecución incluye las instalaciones que actualmente están propiamente ejecutándose así como otras que tienen ya una partida presupuestaria asignada y las obras comenzarán de forma inminente

♦ **En cuanto a la utilización de lodos:**

1. Se puede llevar a cabo, un aprovechamiento agronómico para mejorar las propiedades de los suelos.
2. Es viable el aprovechamiento de los mismos para la obtención de biogás, mediante digestión anaerobia.

♦ **En cuanto a la deshidratación de lodos:** En la actualidad, el proceso de deshidratación de lodos, se está llevando a cabo por medio de un filtro banda, el cual, debería ser sustituido por una centrífuga, la cual, consiste esencialmente en un tambor cilíndrico-cónico que gira sobre un eje horizontal a gran velocidad.

El objetivo de dicha sustitución es incrementar el porcentaje de sequedad del fango deshidratado mecánicamente para reducir así el volumen de biosólidos retirados anualmente. Se podría pasar de un promedio de sequedad del 15%, trabajando con filtros banda, a un 21,5% con la instalación de la nueva centrífuga.

Una vez realizado un análisis de las posibles aplicaciones no agrícolas de los lodos de depuradora, se plantea como opción más adecuada la digestión anaeróbica de estos, provocando la generación de biogás, con alto contenido en CH_4, y su posterior aprovechamiento para generar energía eléctrica.

Con respecto al aprovechamiento energético

En este estudio en concreto la opción más rentable es la utilización de un centro existente dedicado al tratamiento de los residuos sólidos urbanos. Este centro dispone de una planta de digestión anaeróbica al cual se podrían añadir los lodos de depuradora procedentes de las EDAR.

También se ha evaluado el beneficio energético y económico que produciría la energía eléctrica producida y vendida en el "régimen especial de productores de electricidad", en el grupo b.7.2.

Una vez analizados los costes y los beneficios reportados por este tratamiento de obtención de la energía eléctrica, se concluye que la opción tecnológica más adecuada es la codigestión de lodos de depuradora, que puede provocar sinergias que aumenten el biogás producido con respecto a la digestión de la materia orgánica de otro origen.

Esta estrategia de trabajo permite aprovechar instalaciones compatibles existentes, reduciendo los costes de inversión y mantenimiento en instalaciones diferentes con la misma aplicación.

La incorporación de lodos de depuradora para su tratamiento de forma masiva en el Centro de Tratamiento de Residuos no está reflejada actualmente en la autorización ambiental de funcionamiento del mismo.

5 DOCUMENTACIÓN ADMINISTRATIVA ANALIZADA

Independientemente de la bibliografía tratada para el desarrollo de la Tesis Doctoral, necesaria para el establecimiento de las conclusiones alcanzadas, se considera oportuno, para el conocimiento de la situación administrativa que ha provocado un incorrecto funcionamiento de la planta, una relación y somera presentación de la documentación administrativa.

Esta documentación que regula la relación entre la concesionaria de la explotación y la Administración, y han tenido en consideración los documentos que a continuación se relacionan y se extraen la información más relevante.

5.1 PLIEGO DE PREINSCRIPCIONES TÉCNICAS PARTICULARES QUE REGULARÁN EL CONCURSO PÚBLICO PARA LA CONCESIÓN DEL SISTEMA DE GESTIÓN DE RSU EN LA PROVINCIA DE LEÓN, QUE COMPRENDE LA REDACCIÓN DE PROYECTOS, CONSTRUCCIÓN EXPLOTACIÓN Y FINANCIACIÓN. (5 DE MARZO DE 1999)

Este documento establece, junto con el Pliego de cláusulas administrativas particulares (sin mayor relevancia desde el punto de vista técnico), el volumen de residuos a tratar, la estructura del sistema de gestión, incluyendo, entre las obligaciones del adjudicatario, la necesidad de alcanzar entre sus objetivos unos rendimientos mínimos, y dejando abierta la posibilidad de presentar variantes o alternativas que mejoren estos rendimientos (GERSUL, 1999).

En una de estas variantes se amparará el proyecto, tal y como se ejecutó finalmente y existe en la realidad.

Observadas las condiciones de concesión procede destacar, de entre las obligaciones del concesionario, las siguientes:

- Ejecutar las obras con estricta sujeción al proyecto aprobado por el Consorcio…
- Mantener las instalaciones y prestar el servicio con arreglo a la legislación vigente en cada momento.
- Prestar el servicio con precisión y seguridad e ininterrumpidamente, en la forma prevista en el Pliego y la oferta del adjudicatario, y sometiéndose a las instrucciones que le dicten los Servicios del Consorcio.

- Comercializar los productos obtenidos en el proceso de clasificación y tratamiento.

5.2 Proposición económica correspondiente al concurso público para la concesión del sistema de gestión de Residuos Sólidos Urbanos en la provincia de León, que comprende la redacción de proyectos, construcción, explotación y su financiación. (28 de junio de 1999)

El documento analizado señala las ofertas realizadas por la empresa que posteriormente será la adjudicataria del concurso público (50% para Fomento de Construcciones y Contratas, S.A. y 50% para URBASER, antes Técnicas Medioambientales TECMED S.A.).

En este documento se analizan los flujos de caja previstos, estructurados en diferentes capítulos, tanto de gastos como de ingresos, para determinar cuál será el canon de inversión y de explotación (GERSUL, 1999).

La empresa adjudicataria establece, a tenor de los criterios establecidos en el pliego indicado anteriormente, una oferta base y dos variantes.

Para concretar el asunto objeto de análisis, se presentan en el presente informe los datos correspondientes a la variante 1 (que será la que obtenga en el futuro la adjudicación definitiva), y se tendrán en consideración únicamente las cantidades relacionadas con la energía eléctrica, que es el concepto en el que va focalizado el presente informe.

Siguiendo las consideraciones indicadas anteriormente, se extrae, para la variante 1, en el capítulo 4.- Planta de reciclaje y compostaje, para gastos, y en el capítulo 2.- Planta de reciclaje y compostaje, la siguiente información:

Presupuesto de Ingresos - Capítulo 2.- Planta de reciclaje y compostaje. La Tabla 5.1 formula la cantidad de energía eléctrica comprometida para su venta en la proposición y su montante económico.

Tabla 5.1: Venta de energía eléctrica y precio de venta.

Material Recuperado	*Toneladas recuperadas*	*Precio (Ptas/kg)*	*Importe anual (en pesetas)*
(*******)			
Exportación de electricidad	*3 356 172*	*10,46*	*35 105 559*
(*******)			

Aparte de los evidentes errores en las unidades de medida, resulta concluyente el compromiso de la exportación y venta de energía eléctrica por parte de la empresa adjudicataria de una cantidad de más de 3 GW·h al año. El precio de esta energía se ha actualizado a lo largo de los años, de tal manera que en el año 2010 este precio era muy superior al reflejado en la oferta, como se demostrará más adelante.

Presupuesto de Gastos - Capítulo 4.- Planta de reciclaje y compostaje. La Tabla 5.2 ilustra el coste de la energía consumida por la planta.

Tabla 5.2: Coste de adquisición de la energía eléctrica.

Equipo o concepto	*Importe anual*
(*******)	
Consumo de agua y energía eléctrica iluminación	*10 648 500*
(*******)	
Energía eléctrica metanización (kW·h)	*-*
Término de potencia metanización (kW x ptas/kW y año)	*-*
Energía eléctrica puente grúa (kW·h)	*-*
Término de potencia puente grúa (kW x ptas/kW y año)	*-*
Energía eléctrica afino (kW·h)	*-*
Término de potencia afino (kW x ptas/kW y año)	*-*
Energía eléctrica túneles (kW·h)	*-*
Energía eléctrica ventilación-biofiltros túneles (kW·h)	*-*
(*******)	

Observándose claramente que no estaban previstos la mayor parte de los costes de la energía eléctrica, pudiéndose inferir (aunque no se declara expresamente), que esta energía debería provenir del autoconsumo de electricidad generada por la propia planta.

5.3 Resolución de concurso público para la concesión del sistema de gestión de los RSU de la provincia de León, que comprende la redacción de proyectos, construcción explotación y financiación. (30 de noviembre de 1999)

Esta resolución otorga la concesión de mencionada al licitador FCC-TECMED, en su oferta Variante 1, con una puntuación de 79,37 puntos y una valoración económica recomendable. Esta resolución se refrenda en contrato con fecha 13 de enero de 2000.

Esta variante compromete a la empresa adjudicataria a la producción de una cantidad de energía eléctrica de más de 11,5 GW·h al año y a la venta de una cantidad de energía eléctrica de más de 3,35 GW·h al año.

En el contrato figura expresamente que la empresa adjudicataria debe cumplir lo expuesto en el proyecto de ejecución y el proyecto de explotación (GERSUL, 1999).

5.4 Proyecto Modificado número 1 al proyecto de planta de reciclaje y compostaje en San Román de la Vega. (agosto de 2003)

5.4.1 Introducción

El proyecto modificado recoge el diseño de todas las instalaciones y equipos instalados en el CTR en aquella época. En este informe se extraen las características más importantes de los equipos que conforman el sistema de biometanización, cogeneración y producción de electricidad.

En la planta de reciclaje y compostaje de San Román se siguen dos líneas de valorización de la materia orgánica, por un lado la que es susceptible de serlo aeróbicamente en túneles de compostaje y por otro aquella capaz de producir cogeneración eléctrica gracias a un proceso de metanización. Esta última valorización tiene lugar en la línea de biometanización de dicho centro, dónde se somete a un proceso de digestión anaerobia por vía húmeda a toda la fracción orgánica de los Residuos Sólidos Urbanos de fracción menor de 40 mm, procedentes de los trómeles de separación de la línea de tratamiento primario (GERSUL, 2003).

Para el estudio del proceso de biometanización la línea se divide en tres fases:

- Preparación y acondicionamiento de la fracción orgánica menor de 40 mm.
- Metanización.
- Deshidratación del digesto.

5.4.2 DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA

Según el proyecto de la planta el tamaño adecuado para la alimentación corresponde a fracciones inferiores a los 40 mm. La preparación de este residuo se realiza en los trómeles de línea de tratamiento primario desde los que es transportado mediante cintas transportadoras hasta la línea de biometanización.

A continuación se describe el proceso de biometanización con el fin de clarificar la exposición de las diferentes fases del proceso, los condicionantes técnicos existentes y las limitaciones de los equipos instalados.

5.4.2.1 PREPARACIÓN Y ACONDICIONAMIENTO DE LOS RESIDUOS

5.4.2.1.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

La fracción de residuo separada en el trómel de menos de 40 mm llega a través de una cinta (15-03), pasa por un separador electromagnético (15-04), una vez separadas las partes metálicas se descarga sobre una cinta inclinada (17-01), esta cinta lleva el material a una cribadora, ésta realiza una separación por granulometría, el material mayor de 10 mm es enviado a la cinta tipo TFK (17-02), el menor de 10 mm se envía a túneles de fermentación aerobia.

La fracción de RSU obtenida, con una granulometría entre 10 mm y 40 mm, se alimenta a los mezcladores turbo (30-01), en estos mezcladores se les añade agua para formar la suspensión necesaria para el proceso de biometanización.

El agua añadida en los mezcladores es bombeada desde un tanque (33-01) o en su defecto desde el denominado tanque de hidrólisis (31-02), que en la actualidad sirve como depósito de almacenamiento de agua. El depósito de agua está provisto de un agitador de motor sumergible (33-02), para homogeneizar el efluente procedente de la deshidratación y una bomba centrífuga (33-03) para la impulsión hasta los mezcladores.

Los cuatro mezcladores que funcionan en paralelo, envían la solución en suspensión a una balsa decantadora a través de tubos, esta balsa decantadora tiene cuatro compartimentos. Las medidas de esta balsa son 21 m de largo, 8 m de ancho y 4,8 m de profundidad.

En el primer compartimento se decantan todos los materiales pesados y la gran mayoría de los materiales ligeros, que no se han disuelto en el agua del proceso, la suspensión con menores porcentajes de materiales ligeros y pesados pasa al segundo

compartimento. Este primer compartimento tiene unas medidas aproximadas de 17 m por 4 m.

El segundo compartimento, donde existen una serie de agitadores para aumentar la cantidad de materia en suspensión en el agua. En este segundo compartimento existe una cinta que elimina los materiales ligeros, los cuales son extraídos hasta un contenedor. Este compartimento tiene unas medias aproximadas de 8 m por 4 m.

El tercer compartimento contiene la materia con menor cantidad de ligeros, este compartimento a su vez, se divide en otros tres, siendo el último de ellos en el que se encuentra la bomba que envía la disolución al tanque de mezcla. Este tercer compartimento tiene una medida total de 17 m por 4 m, siendo las medidas del compartimento de la bomba de 4 m por 1,8 m.

En esta zona de la planta se ha instalado un puente grúa en el cual se ha acoplado una bivalva, con la que se eliminan ligeros y pesados, que se mandan a vertedero.

5.4.2.1.2 EQUIPAMIENTO DEL PROCESO

En las siguientes tablas, de la Tabla 5.3 a la Tabla 5.11 se pueden observar las características más importantes de los equipos que operan en el proceso de preparación y acondicionamiento.

Tabla 5.3: Separador electromagnético.

Pos.	**Separadores**
15-04	**Separador electromagnético**
Datos básicos	
Marca	FELEMANG
Tipo	SF 100 RC 80
Posición sobre	Posición 15-03
Potencia instalada	4,8+3+0,25 kW
Ancho del separador	930 mm
Longitud del separador	2.230 mm
Posición del separador	Transversal
Altura sobre la transportadora	380 mm
Velocidad de la cinta	2,3 m/s
Peso de separador	1.900 kg

Otros
Estructura metálica del soporte
Tolva de descarga en la zona del separador del material inoxidable
Rodillo giratorio montado en el borde de la tolva

Tabla 5.4: Transportadora repartidora a mezcladores

Pos.	**Transportadora tipo TKF**
17-02	**Transportadora repartidora a mezcladores**
Datos básicos	
Material a tratar	RSU
Longitud	30 m
Inclinación	0 º
Accionamiento	
Motor/reductor	Reductor
Potencia instalada	15+4*0,75 kW
Clase de aislamiento	ISO B
Estación de reenvío	
Sistema de tensar	Por husillo
Rango de tensar	100 mm
Canal de transporte del material	
Cadenas con pasamanos F00425	
Traversias: Traversias con reparto	
Deslizamiento	Sobre chapa
Otros	
Transportadora totalmente cerrada y control de revoluciones	
Accesorios	
1 entrada, 5 salidas y 4 tajaderas	

Tabla 5.5: Transportadora hacia metanización.

Pos.	**Transportadora tipo U**
17-01	**Transportadora hacia metanización**
Datos básicos	

Material a tratar	RSU
Longitud	20 m
Ancho de cinta	800 mm
Inclinación	21 º
Altura del chasis	140 mm
Velocidad	1,2 m/s
Accionamiento	
Diámetro tambor	340 mm
Motor/reductor	Reductor de hueco
Potencia instalada	Aprox. 4 kW
Clase de aislamiento	ISO B
Estación de reenvío	
Diámetro de tambor	320 mm
Sistema de tensar	Por husillo
Pista superior	
Posición (x-reparto, ángulo artesa)	3- Reparto 30 º
Distancia rodillos	1000 mm
Distancia rodillos en zona de carga	333 mm
Diámetro rodillos	89 mm
Pista inferior	
Posición	1-reparto
Distancia rodillos	2000 mm
Diámetro rodillos con amillos	108 mm
Cinta de caucho	
Calidad de la cinta según DIN	EP 400/3 4:2 superficie resistente contra grasa y aceite
Superior cinta	Lisa
Otros	
Altura paredes laterales	200 mm
Tipo de limpieza cinta superior	Rascador
Tipo de limpieza cinta inferior	Rascador triángulo
Accesorios	
Tolva de descarga posición 17-02	
Descarga desde la posición 18-02 y 15-03	

Tabla 5.6: Cribadora Bivitec.

	Cribadora Bivitec
Tipo	KRL/ED 1600x5
Masa	4425 kg
Largo	5940 mm
Ancho	2200 mm
Altura	1510 mm
Inclinación	15º
Superficie de cribado	8 m^2
Motor	
Tipo	IEC B3/160L4/IP55
Potencia instalada	11 kW
Número de revoluciones	1500 rpm
Tensión	400 V/ 50 Hz
Accionamiento	
Número de revoluciones	806 rpm
Juegos de correas trapeciales	5 partes, SPB-1800, DIN 7753
Poleas para correas trapeciales	SW 315 mm
Árbol articulado	GWB 9.687,
Amplitud de oscilación	
Amplitud de oscilación en circulo	5/7 mm
Amplitud de oscilación linear	15
Material a cribar	
Densidad	0,35- 0,5 t/m^3
Rendimiento de carga	20 t/h
Tamaño de grano	0-10 mm
Tamaño de agujero de los paneles	12x 12 mm

Tabla 5.7: Transportadora tipo U.

Pos. 15- 03	**Transportadora tipo U** **Transportadora salida fracción < 40 mm**
Material a tratar	RSU
Longitud	21 m

Ancho de cinta	650 mm
Inclinación	15º
Altura del chasis	140 mm
Velocidad	1,2 m/s
Accionamiento	
Diámetro del tambor	340 mm
Motor/ Reductor	Reductor de hueco
Potencia instalada	3kW
Clase de aislamiento	ISO B
Estación de reenvío	
Diámetro del tambor	320 mm
Sistema de tensar	Por husillo
Pista superior	
Posición	2- Reparto aproximado 20 º
Distancia a rodillos	1000 mm
Distancia rodillos en zona de carga	333
Diámetro rodillos	89 mm
Pista inferior	
Posición	1-reparto
Distancia rodillos	2000 mm
Diámetro rodillos con anillos	108 mm
Cinta de caucho	
Calidad cinta según DIN	EP 400/304:2
Superior cinta	Lisa
Otras	
Altura paredes laterales	200 mm
Tipo de limpieza cinta superior	Rascador
Tipo de limpieza cinta inferior	Rascador triángulo
Tolva descarga	17-01
Descarga desde	15-01
	15-02

Tabla 5.8: Bomba para agua proceso.

Pos.	**Técnicas agua proceso**
33-03	**Bomba para agua proceso**
Datos básicos	
Tipo	Bomba centrífuga
Cantidad	1
Datos técnicos	
Cantidad a transportar	75 m^3/h
Altura a transportar	8,5 m
Temperatura de funcionamiento	5-40 ºC
Revoluciones	1.450 rpm
Peso	130 kg
Conexión	Conexión estándar DN 65/DN 80
Material carcasa	Acero fundido
Material eje	Acero tratado
Material hélice	Acero fundido
Accionamiento	
Potencia en funcionamiento	3,3 kW
Potencia nominal motor	4 kW
Accionamiento desde motor	Directo
Accesorios	
Protección resistencia PTC	

Tabla 5.9: Agitador depósito agua proceso.

Pos.	**Técnicas agua proceso**
33-02	**Agitador depósito agua proceso**
Datos básicos	
Fabricante	
Tipo	Agitador motor sumergibles
Cantidad	1
Datos técnicos	
Diámetro rotor	580 mm
Revoluciones	475 rpm
Tª de funcionamiento	15-55 ºC

Peso	209 kg
Material carcasa	Acero tratado
Material Laufrad	Acero tratado
Accionamiento	
Potencia en funcionamiento	10 kW
Potencia nominal motor	11 kW
Accionamiento desde motor	Directo
Accesorios	
Protección bobina térmica	
Sistema de elevación manual	

Tabla 5.10: Depósito agua proceso.

Pos 33-01	**Técnicas agua proceso** **Depósito agua proceso**
Datos básicos	
Tipo	Depósito con suelo plano
Cantidad	1
Datos técnicos	
Volumen efectivo	450 m^3
Volumen total	480 m^3
Diámetro interno	8.740 mm
Altura depósito	8.000 mm
Temperatura de funcionamiento	5-40 ºC
Sobrepresión de régimen	0 bar
Material de pared	Acero recubierto
Material techo	Acero recubierto
Material suelo	Hormigón recubierto
Accesorios	
Techo libre de carga, construcción en segmento	
Suelo recubierto, 2 capa Epoxi sobre las cimentaciones	
Escalera de gato de acero	
Apertura de revisión en el techo	
Plataforma de hacer	

Apertura de inspección lateral DN 800
Todos las conexiones y empalmes necesarios

Tabla 5.11: Mezclador turbo.

Pos.	**Pretratamiento F.O.**
30-01	**Mezclador turbo**
Datos básicos	
Cantidad	4
Datos técnicos	
Volumen efectivo	15 m^3
Volumen total	16 m^3
Temperatura de funcionamiento	5-55 ºC
Revoluciones	45/90 rpm
Diámetro interno	4.000 mm
Longitud	4.200 mm
Ancho	4.200 mm
Altura	3.075 mm
Peso vacío	9.500 kg
Material depósito	Acero
Material cuchilla	Acero antidesgaste
Accionamiento	
Potencia de funcionamiento	50 kW
Potencia nominal del motor	75 kW
Accionamiento desde el motor	Con correa
Accesorios	
Salida	Conexión estándar DN 250
Apertura de entrada	1000x1000xmm^2
Separador de inertes	DN 300
Otros	
Motor con cambiador de número de polos	

A modo de resumen, los objetivos que se persiguen en esta etapa del proceso son los siguientes:

- El fraccionamiento de las sustancias orgánicas fermentables.
- La separación hidráulica de inertes.
- La preparación de una mezcla con fracción orgánica que puede mezclarse y bombearse.

5.4.2.2 METANIZACIÓN

El objetivo principal es la producción de un biogás formado fundamentalmente por metano que se aprovecha energéticamente en el proceso de cogeneración.

Este proceso de metanización comprende varias etapas:

- Pretratamiento de acidificación
- Hidrólisis
- Formación de metano en reactores anaeróbicos
- Almacenamiento y postfermentación
- Deshidratación del digesto

A continuación se procede a describir cada una de estas etapas.

5.4.2.2.1 PRETRATAMIENTO DE ACIDIFICACIÓN

Una vez separados los inertes, tanto ligeros como pesados, la fase acuosa con la fracción orgánica disuelta que llega al último compartimento de la balsa de arena, donde se envía mediante una bomba (30-04) al tanque de mezcla (30-05), donde se realiza un pretratamiento de acidificación de la mezcla para regular el pH, dicho tanque va equipado con un agitador de palas (30-06) con el que se consigue la mezcla total del sustrato con los reactivos químicos reguladores del pH. Este tanque es de suma importancia ya que sirve de tanque pulmón al resto del sistema, ya que regula el flujo de entrada a los digestores, transformando el flujo discontinuo de entrada de material a la planta en un flujo continuo necesario para el proceso de metanización. El fluido del tanque de mezcla se calienta a través de un intercambiador tubular (35-01), en este intercambiador se utiliza para calentar la caldera de gasoil, que se encuentra detallada más adelante.

Según las reacciones específicas del proceso de biometanización y el esquema de la instalación, el sustrato se debería enviar al tanque de hidrólisis, pero éste se encuentra puenteado mediante un bypass y es utilizado como de depósito de almacenamiento de agua.

5.4.2.2.2 FORMACIÓN DE METANO EN REACTORES ANAEROBIOS

Al estar puenteado mediante un bypass el tanque de hidrólisis el sustrato pasa directamente desde el tanque de mezcla, a los dos reactores anaerobios (31-06) que funcionan en paralelo, estos reactores están provistos de agitadores (31-07) para conseguir la homogenización. Antes de la entrada al tanque de hidrólisis la disolución se calienta en un intercambiador tubular (31-05) que aprovechan el agua caliente de los motores de cogeneración o se calienta con la caldera de gasoil, que ya se ha mencionado anteriormente.

Las temperaturas en los reactores y las condiciones de homogenización conseguidas con los agitadores, deben ser las adecuadas para conseguir que las siguientes reacciones se desarrollen en unas condiciones óptimas, al no existir tanque de hidrólisis, los procesos de descomposición anaerobia se producen todos en el reactor, los procesos producidos son los siguientes:

Hidrólisis:

La etapa de hidrólisis es la limitante de la biodegradabilidad de la FORSU, pues conjuntamente con la materia orgánica más favorable a la acción de las enzimas, existe una fracción refractaria formada por celulosa, hemicelulosas y ligninas que proceden de los restos vegetales y el papel que acompaña al RSU.

Por otra parte, la hidrólisis está condicionada por la granulometría y grado de trituración de la FORSU, que resultan determinantes de la velocidad del proceso.

Acidogénesis:

Consiste en metabolizar los productos de la hidrólisis en el interior celular. De este modo se obtienen los ácidos orgánicos (acetato, propionato, butirato, lactato, etc.) y alcoholes, además de otros subproductos importantes para etapas posteriores (amoniaco, hidrógeno, dióxido de carbono, etc.). Algunas vías metabólicas sólo son posibles a bajas presiones de H_2 y a 5-50 ppm de H_2 existe una preferencia en la formación de acetato. Sin embargo, altas presiones de H_2 pueden dar lugar a que predominen el propionato y el butirato. Incluso, la presión excesiva de hidrógeno puede dar lugar a la inhibición del sistema, hay que reseñar que en el caso de la

degradación de los RSU se producen grandes cantidades de H_2 durante su hidrólisis y acidogénesis, alcanzándose proporciones de hasta un 20-25% respecto del volumen del biogás generado.

Acetogénesis:

Los productos finales de la microbiota acidogénica se transforman en acetato, en la etapa acetogénica o acetogénesis. Esta etapa puede desarrollarse a partir de dos rutas diferentes. Por un lado, la deshidrogenación acetogénica, que genera acetato a partir de otros ácidos grasos y algunos alcoholes. Por otra parte, la ruta de la hidrogenación acetogénica, en las que las bacterias homoacetogénicas sintetizan acetato a partir de H_2 y CO_2.

Metanogénesis:

La metanogénesis es el último paso del proceso de degradación anaerobia de la materia orgánica. En esta etapa, la mayor parte de la energía química contenida en el sustrato es convertida en metano por la actuación de las Archaea metanogénicas. Este grupo no bacteriano requiere unas condiciones ambientales más estrictas para su desarrollo que las necesarias para los microrganismos acidogénicos. Este grupo es el formador de metano a partir de H_2 y CO_2, acetato, metanol y mono-, di- y triaminas fundamentalmente.

El proceso de metanización existente en la planta es la metanización mesofílica.

Las razones teóricas por las que la este proceso es más adecuado para la instalación es:

- Proceso muy simple.
- Alta descomposición del contenido orgánico.
- Funcionamiento seguro a base de un proceso biológico estable en un campo de temperatura mesofílica.
- Consumo de energía más baja que la opción termofílica y por lo tanto costes de explotación más bajos.

El paso al proceso termofílico aunque tendría mucho mayor rendimiento que el mesofílico, sería muy complicado para la planta ya que el control de temperaturas debería ser mucho mayor, y también habría que homogeneizar totalmente el material.

5.4.2.2.3 ALMACENAMIENTO Y POSTFERMENTACIÓN

La suspensión descompuesta en los reactores sale por gravedad y entra en el depósito de almacenamiento (32-01) de 450 m^3 de capacidad. Para evitar las sedimentaciones el depósito está equipado con un agitador tipo Top-Entry (32-02). En este depósito tiene lugar la etapa de postfermentación donde se agota al máximo la producción de metano.

Todo el biogás producido se acumulaba en un depósito de gas (descrito en la parte de cogeneración). Este almacenamiento supone una gran ventaja para la planta ya que soluciona uno de los grandes problemas que tiene la producción de energía eléctrica, el poder almacenarla para consumirla en el momento de su utilización.

Finalmente por la parte inferior del depósito de almacenamiento quedará la suspensión digerida. Mediante un indicador de nivel se tendrá el control de la cantidad de digesto existente en el tanque, y mediante una bomba de émbolo giratorio (32-03), se irá bombeando hacia la etapa de deshidratación.

5.4.2.3 DESHIDRATACIÓN DEL DIGESTO

El digesto del tanque de almacenamiento se bombea hasta la etapa de deshidratación por una conducción de acero al carbono que discurrirá paralela a la conducción que va desde el decantador al tanque de mezcla. De tal forma que la etapa de deshidratación quedará ubicada junto a los mezcladores de la etapa de preparación y acondicionamiento inicial. Esta localización se fundamenta en dos razones fundamentales:

- Ya que el digesto deshidratado se utilizará posteriormente como material estructurante en los túneles de compostaje, quedará acopiado directamente en la zona de recepción para que, junto al triturado del sustrato vegetal, se realice con facilidad la alimentación al proceso de compostaje.

- El agua extraída en la deshidratación, retornará directamente por gravedad hasta el depósito de agua del proceso, situado próximo a las prensas de deshidratación.

La deshidratación del digesto de la metanización se realiza mediante dos prensas vis-sinfines (32-04). Previamente a la deshidratación, se realiza el acondicionamiento del digesto mediante un agente floculante. Como tal se utilizará una disolución de un polímero que se preparará en una estación destinada a ese fin (38-03). La disolución de polímero preparada se va dosificando al digesto mediante una bomba de eje excéntrico (38-04).

Según el proyecto se prevé que se alcanzará una separación del 90%, obteniendo un efluente líquido con menos del 0,5% de sólido en el agua. Este efluente pasará por gravedad al depósito de agua del proceso, donde quedará homogeneizada mediante un agitador sumergible (33-02), que se reutilizará para hacer una nueva mezcla con la fracción orgánica procedente del pretratamiento. Por otro lado el digesto deshidratado se descarga en la nave, para posteriormente ser alimentado en los túneles de compostaje.

En las siguientes tablas, de la Tabla 5.12 a la Tabla 5.29 se pueden observar las características más importantes de los equipos que operan en el proceso de metanización.

Tabla 5.12: Depósito de almacenamiento de mezclas.

Pos.	**Pretratamiento F.O.**
30-05	**Depósito de almacenamiento de mezclas**
Datos básicos	
Tipo	Depósito con suelo plano
Cantidad	1
Datos técnicos	
Volumen efectivo	450 m^3
Volumen total	480 m^3
Diámetro interno	8.740 mm
Altura de depósito	8.000 mm
Temperatura de funcionamiento	5-40 ^oC
Sobrepresión de régimen	0 bar

Material pared	Acero recubierto
Material techo	Acero recubierto
Material suelo	Hormigón recubierto
Accesorios	
Techo, libre de carga, construcción en segmentos	
Suelo recubierto, 2 capas epoxi sobre las cimentaciones	
Escalera de gato de acero	
Apertura de revisión en el techo	
Plataforma de acero	
Apertura de inspección lateral, DN 800	

Tabla 5.13: Depósito de hidrólisis.

Pos.	**Metanización**
31-02	**Depósito de hidrólisis**
Datos básicos	
Tipo	Depósito con suelo plano
Cantidad	1
Datos técnicos	
Volumen efectivo	1400 m^3
Volumen total	1479 m^3
Diámetro interno	11.600 mm
Altura del depósito	14.000 mm
Aislamiento pared	50 mm
Material pared	Acero recubierto
Material techo	Acero recubierto
Material suelo	Hormigón recubierto
Revestimiento pared	Plancha trapecio con pintura
Accesorios	
Techo, libre de carga, construcción en segmentos	
Suelo recubierto, 2 capa Epoxi sobre las cimentaciones	
Escalera de gato de acero	
Apertura de revisión en el techo	
Plataforma de acero	

Apertura de inspección lateral, DN 800

Tabla 5.14: Depósito $FeCl_2$.

Pos.	**Consumibles**
38-01	**Depósito $FeCl_2$**
Datos técnicos	
Volumen efectivo	22,6 m^3
Volumen total	23,8 m^3
Diámetro interior	2.600 mm
Altura depósito	4.500 mm
Peso vacío	1.350 kg
Temperatura de funcionamiento	10-30 ºC
Sobrepresión de régimen	0 bar
Material de pared	HDPE- negro
Material de techo	HDPE- negro
Suelo	HDPE- negro
Accesorios	
Apertura de revisión en el techo(DN 500)	
Estación para los productos químicos	
Otros	
Techo con tapa en forma curvada 15 º	
Base hermetizada	
Techo de protección	

Tabla 5.15: Reactor.

Pos.	**Mecanización**
31-06	**Reactor**
Datos básicos	
Tipo	Depósito con suelo plano
Cantidad	2
Datos técnicos	
Volumen efectivo	2.600 m^3
Volumen total	2.724 m^3

Diámetro interno	14.500 mm
Altura depósito	17.780 mm
Temperatura de funcionamiento	35-60 ºC
Sobrepresión de régimen	25 mbar
Aislamiento pared	50 mm
Material pared	Acero recubierto
Material techo	Acero recubierto
Material suelo	Hormigón recubierto
Revestimiento pared	Plancha trapecio con pintura
Revestimiento techo	Sin
Accesorios	
Techo libre de carga, construcción en segmentos	
Suelo recubierto, 2 capas Epoxi sobre las cimentaciones	
Escalera de gato de acero	
Apertura de revisión en el techo, DN 800	
Plataforma de acero	
Apertura de inspección lateral DN 800	

Tabla 5.16: Depósito de almacenamiento.

Pos.	**Metanización**
32-01	**Depósito de almacenamiento**
Datos básicos	
Tipo	Depósito de suelo plano
Cantidad	1
Datos técnicos	
Volumen efectivo	450 m^3
Volumen total	480 m^3
Diámetro interno	8.740 mm
Altura depósito	8.000 mm
Temperatura de funcionamiento	5-60 ºC
Sobrepresión de régimen	5-25 mbar
Material pared	Acero recubierto
Material techo	Acero recubierto

Material suelo	Hormigón recubierto
Accesorios	
Techo libre de carga, construcción en segmentos	
Suelo recubierto por 2 capas Epoxi sobre las cimentaciones	
Escalera de gato de acero	
Apertura de revisión en el techo, DN 800	
Plataforma de acero	
Apertura de inspección lateral, DN 800	

Tabla 5.17: Bomba para la mezcla.

Pos.	**Pretratamiento F.O.**
30-04	**Bomba para la mezcla**
Datos técnicos	
Cantidad a transportar	90 m^3
Altura a transportar	9,75 m
Temperatura de funcionamiento	5-40 ºC
Revoluciones	1.400 rpm
Peso	315 kg
Conexión	Conexión estándar DN 100
Material carcasa	GG
Material soporte	Inoxidable
Material hélice	NBR
Accionamiento	
Potencia en funcionamiento	16 kW
Potencia nominal motor	18,5 kW
Accionamiento desde el motor	Directo
Material motor	GG
Accesorios	
Protección resistencia PTC	
Presostato	

Tabla 5.18: Bomba de sustrato hacia hidrólisis.

Pos. 31-01	**Metanización**

	Bomba de sustrato hacia hidrólisis
Datos básicos	
Tipo	Bomba de émbolo giratorio
Cantidad	1
Datos técnicos	
Cantidad a transportar	10-20 m^3 /h
Altura a transportar	13,5 m
Temperatura de funcionamiento	5-40 ºC
Revoluciones	130- 220 rpm
Peso	240 kg
Conexión	Conexión estándar DN 125
Material carcasa	Acero fundido
Material émbolo giratorio	Acero fundido con recubrimiento de caucho
Accionamiento	
Potencia en funcionamiento	2,3 kW
Potencia nominal motor	4 kW
Accionamiento desde motor	Embrague elástico
Accesorios	
Protección resistencia PTC	
Presostato	
Convertidor de frecuencia	

Tabla 5.19: Bomba de dosificación $FeCl_2$.

Pos.	**Consumibles**
38-02	**Bomba de dosificación $FeCl_2$**
Datos básicos	
Tipo	Bomba de membrana
Cantidad	2
Datos técnicos	
Cantidad a transportar	12-25 l/h
Altura a transportar	50 m
Temperatura de funcionamiento	15-40 ºC

Peso	20 kg
Material cabezal dosificadora	PVC
Material membranas	PTFE
Accionamiento	
Potencia en funcionamiento	0,1 kW
Tensión de trabajo	380 V

Tabla 5.20: Bomba hacia reactor.

Pos.	**Metanización**
31-04	**Bomba hacia reactor**
Datos básicos	
Tipo	Bomba de émbolo giratorio
Cantidad	1
Datos técnicos	
Cantidad a transportar	10-20 m^3/h
Altura a transportar	13,5 m
Temperatura de funcionamiento	5-40 ^oC
Revoluciones	130-220 rpm
Peso	240 kg
Conexión	Conexión estándar DN 125
Material carcasa	Acero fundido
Material émbolo giratorio	Acero fundido con recubrimiento de caucho
Accionamiento	
Potencia en funcionamiento	2,3 kW
Potencia nominal motor	4,0 kW
Accionamiento desde motor	Embrague elástico
Accesorios	
Protección resistente PTC	
Presostato	
Convertidor de frecuencia	

Tabla 5.21: Bomba de digesto.

Pos.	**Deshidratación**
32-03	**Bomba de digesto**
Datos básico	
Tipo	Bomba de émbolo giratorio
Cantidad	1
Datos técnicos	
Cantidad a transportar	10-20 m^3/h
Altura a transportar	6 m
Tª de funcionamiento	5-40 ^oC
Revoluciones	170- 330 rpm
Peso	240 kg
Conexión	Conexión estándar DN 125
Material carcasa	Acero fundido
Material émbolo giratorio	A. fundido con recubrimiento de caucho
Accionamiento	
Potencia de funcionamiento	1,7 kW
Potencia nominal de motor	4,0 kW
Accionamiento desde motor	Embrague elástico
Accesorios	
Protección resistencia PTC	
Presostato	
Convertidor de frecuencia	

Tabla 5.22: Agitador depósito almacenamiento de mezclas.

Pos. 30-06	**Pretratamiento F.O.** **Agitador depósito almacenamiento de mezclas**
Datos básicos	
Tipo	Agitadora top-entry
Cantidad	1
Datos técnicos	
Diámetro rotor inferior	2.750 mm
Diámetro rotor superior	2.000 mm

Longitud eje	8.000 mm
Revoluciones	37 rpm
Temperatura de funcionamiento	15-40 ºC
Material carcasa	Acero
Material rodamiento	Acero tratado
Material eje	Acero tratado
Accionamiento	
Potencia de funcionamiento	11,0 kW
Potencia nominal motor	8,5 kW
Accionamiento	Reductor

Tabla 5.23: Agitadora depósito de hidrólisis.

Pos. 31-03	**Metanización** **Agitadora depósito de hidrólisis**
Datos básicos	
Tipo	Agitadora Top- Entry
Cantidad	1
Datos técnicos	
Diámetro rotor inferior	3.200 mm
Diámetro rotor superior	2.000 mm
Longitud eje	10.220 mm
Revoluciones	30 rpm
Temperatura de funcionamiento	15-40 ºC
Material carcasa	Acero
Material rodamiento	Acero tratado
Material eje	Acero tratado
Accionamiento	
Potencia de funcionamiento	16,5 kW
Potencia nominal motor	22,0 kW
Accionamiento	Reductor

Tabla 5.24: Agitadora reactor.

Pos.	**Metanización**

31-07	**Agitadora reactor**
Datos básicos	
Tipo	Agitadora top-entry
Cantidad	2
Datos técnicos	
Diámetro rotor inferior	3.850 mm
Diámetro rotor superior	2.500 mm
Longitud eje	12.250 mm
Revoluciones	25 rpm
Temperatura de funcionamiento	38-55 ºC
Material carcasa	Acero
Material rodamiento	Acero
Material eje en la mezcla	Acero
Material eje zona mezcla/gas	Acero tratado
Accionamiento	
Potencia en funcionamiento	22,0 kW
Potencia nominal motor	30,0 kW
Motor	Protección EX** Zona 2
Accionamiento	Reductor
Otros	
2 hélices para agitar con accionamiento, flujo material hacia siguiente estación	
Protección contra explosión	

Tabla 5.25: Agitadora depósito de almacenamiento.

Pos.	**Deshidratación**
32-02	**Agitadora depósito de almacenamiento**
Datos básicos	
Tipo	Agitadora Top-entry
Cantidad	1
Datos técnicos	
Diámetro rotor inferior	2.750 mm
Diámetro rotor superior	8.000 mm
Revoluciones	37 rpm

Temperatura de funcionamiento	38-55 ºC
Material carcasa	Acero
Material rodamiento	Acero
Material eje en la mezcla	Acero
Material eje zona mezcla/gas	Acero tratado
Accionamiento	
Potencia en funcionamiento	11,0 kW
Potencia nominal motor	8,5 kW
Motor	Protección EX** Zona 2
Accionamiento	Reductor
Otros	
2 hélices para agitar con accionamiento, flujo material hacia siguiente estación	
*Protección contra explosión	

Tabla 5.26: Intercambiador de calor de tubo doble.

Pos.	**Metanización**
31-05	**Intercambiador de calor de tubo doble**
Datos básicos	
Tipo	Intercambiador tubo doble
Cantidad	2
Datos técnicos	
Flujo de mezcla	10-20 m^3/h
Flujo de agua caliente	18 m^3/h
Temperatura de alcance	15-60 ºC
Entrada mezcla	20-32 ºC
Salida mezcla	37-42 ºC
Entrada agua	Aprox. 90 ºC
Salida agua	Aprox. 70 ºC
Capacidad térmica máxima	425 kW
Diámetro tubo interior	DN 65
Diámetro tubo recubrimiento	DN 100
Longitud total	Aprox. 150 m
Conexión	DN 65

Material tubo	Acero
Material junta	NBR

Tabla 5.27: Estación preparación de polímeros.

Pos.	**Consumibles**
38-03	**Estación preparación de polímeros**
Datos básicos	
Cantidad	1
Datos técnicos	
Capacidad	2.00 l/h
Volumen total	2 m^3
Dimensiones	2 x 3 x 3 m
Temperatura de funcionamiento	15-45 ºC
Sobrepresión de régimen	0 bar
Material	Plástico
Accesorios	
Dosificador del material básico(seco) con almacenamiento	
Depósito de la suspensión	
Agitador	

Tabla 5.28: Bomba de dosificación de polímeros.

Pos.	**Consumibles**
38-04	**Bomba de dosificación de polímeros**
Datos básicos	
Tipo	Bomba excéntrico
Cantidad	2
Datos técnicos	
Cantidad a transportar	300-600 l/h
Altura a transportar	30 m
Temperatura de funcionamiento	15-40 ºC
Peso	50 kg
Material carcasa	GGG
Material estator	Perbunan

Accionamiento	
Potencia en funcionamiento	0,37 kW
Tensión de trabajo	380 V
Motor con convertidor de frecuencia y protección resistencia PTC	

Tabla 5.29: Sinfín de deshidratación.

Pos.	**Deshidratación**
32-04	**Sinfín de deshidratación**
Datos básicos	
Cantidad	2
Datos técnicos	
Cantidad de entrada	2 x 8 m^3/h
Cantidad de sólidos	1 x 8 t/h
Cantidad de líquidos	2 x 8 m^3/h
Contenido MS	25-35%
Ancho	600 mm
Altura	1.000 mm
Longitud	2.200 mm
Revoluciones	30 rpm
Material contacto con el producto	Acero tratado
Material carcasa	GG
Peso vacío	750 kg
Anchura de cribado	0,5 mm
Conexión eléctrica	
Potencia en funcionamiento	5,5 kW
Potencia nominal motor	5,5 kW
Accionamiento	Reductor

5.4.3 Instalación de cogeneración

En la cogeneración tiene lugar la combustión del gas producido en la etapa de biometanización y la posterior transformación en energía térmica y en energía eléctrica. La energía térmica es aprovechada parcialmente en la planta de biometanización.

Debido a esta circunstancia, la instalación de cogeneración trabaja solamente durante los periodos en los que existe un consumo mínimo de energía eléctrica en la planta. Este modo de funcionamiento reduce sensiblemente el número de horas de producción de la instalación de cogeneración.

Según se ha comprobado en las diferentes visitas a la planta, en ningún momento funcionan los dos motores simultáneamente. A primera hora de la mañana se arranca uno de los motores y suele funcionar a plena carga hasta el final de la mañana o principio de la tarde, si a mitad de la tarde el gasómetro sube de nivel, se arranca el motor hasta bajar la cantidad de biogás almacenado en el gasómetro a niveles adecuados para que no se llene hasta el día siguiente.

El proyecto original estima que el proceso de biometanización es continuo, lo que implica que la cogeneración también debería serlo y estar operando continuamente, parando sólo en periodos de avería y mantenimiento programados. Este modo de operación se conseguiría con un buen grado de automatización de la planta que permita el normal desarrollo del proceso con una mínima vigilancia que podría ser realizado por el mismo personal utilizado en la línea de biometanización.

5.4.3.1 DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA

La descripción de la planta se realizará siguiendo las fases por las que pasa el biogás, a saber:

- Almacenamiento del biogás
- Compresión del biogás
- Combustión y generación de electricidad
- Antorcha de seguridad

5.4.3.2 ALMACENAMIENTO DEL BIOGÁS

El proceso de cogeneración se inicia con el almacenamiento del biogás procedente de los reactores de la etapa de biometanización, donde se consigue un biogás compuesto básicamente por metano, dióxido de carbono y trazas de azufre.

El gas húmedo fluye por las conducciones situadas en la parte superior de los reactores. A medida que avanza por dichas conducciones, se va enfriando y como consecuencia se produce la condensación de la humedad que arrastra. Estos condensados se eliminan en el separador de condensados (34-01), situado en la parte final de la conducción, justo antes de que el biogás pase al tanque de almacenamiento, actualmente sustituido por un gasómetro.

Los condensados una vez separados se devuelven al tanque de almacenamiento de digesto mediante una pequeña bomba centrífuga (34-02) (ejecución antideflagrante). Según proyecto el biogás debería quedar almacenado a una presión de 5 mbar.

El nuevo gasómetro está emplazado entre las instalaciones de digestión existentes y un nuevo aparcamiento de vehículos ligeros, en la zona suroeste del recinto vallado sobre el que se asienta el CTR. Se asienta sobre un octógono regular de 6,86 m de lado. De este octógono, la franja exterior de 1,20 m de anchura forma la viga de cimentación con una altura de 1,00 m. Esta viga está cimentada en terreno natural firme. El resto de la superficie del octógono lo constituye una losa de 0,25 m de espesor sin funciones estructurales. Tanto la viga de cimentación como la losa se realizaron con hormigón armado HA-25, asentado sobre hormigón de limpieza y nivelación de 0,10 m de espesor. La armadura de la losa es pasante hacia la viga de cimentación, al objeto de evitar asientos diferenciales.

En la cimentación quedaron embebidas las tres conducciones de gas:

- Tubería de entrada de gas DN 200 mm de acero AISI 316
- Tubería de salida de gas DN 200 mm de acero AISI 316
- Tubería de salida de condensados DN 50 mm de acero AISI 316

La losa del gasómetro tiene una pendiente del 1% hacia la tubería de salida de condensados, al objeto de facilitar su desagüe.

En la parte exterior del gasómetro está instalada una arqueta de hormigón armado de dimensiones interiores 2,50x2,00x1,90 m, desde donde las tuberías de entrada y

salida de gas pasan a discurrir de modo aéreo. En esta arqueta se encuentra el punto bajo de estas tuberías, por lo que se dispone un desagüe, con la correspondiente llave, conectado a la tubería de condensados que continua discurriendo subterránea hasta el pozo de condensados existente. Para la ejecución de la arqueta y la conducción subterránea de la tubería de condensados, fue preciso demoler la solera de hormigón existente, previo corte de la misma, y proceder a su posterior reposición.

Los criterios seguidos para el diseño de las conducciones fueron:

- El gas generado debe pasar siempre por el nuevo gasómetro antes de dirigirse hacia la antorcha o motogeneradores.
- La purga de condensados debe quedar localizada en un punto de fácil acceso.
- Las conexiones con las conducciones existentes deben realizarse del modo más sencillo y económico.

Como consecuencia de la ejecución de las nuevas instalaciones fue preciso cambiar la ubicación de la antorcha, de modo que sea compatible con las nuevas instalaciones.

La instalación del gasómetro de 2550 m^3 de capacidad está compuesta por los siguientes elementos:

- Una membrana externa constituida por tejido poliéster con recubrimiento interno y externo de PVC, resistente a la abrasión, a la acción bacteriana y a los rayos ultravioleta; formada por gajos cortados, cosidos y soldados en fábrica y con las costuras adicionalmente recubiertas con una banda del mismo material. Resistencia a la rotura por impacto aprox. 9500 N/cm. Peso aproximado 1450 g/m^2, color blanco.
- Una membrana interna fabricada en tejido de poliéster con recubrimiento interno y externo de PVC, von plastificado especial, resistente a la acción bacteriana y a los rayos ultravioletas, elevada resistencia al fuego según DIN 4102 clase B1, resistente a la abrasión; gajos soldados por alta frecuencia y

resistencia a la rotura por impacto aproximado 5.500 N/cm, peso total aproximado 1.150 g/m^2, color amarillo.

- Una membrana de fondo de tejido poliéster con recubrimiento de PVC. Resistente a la acción bacteriana y a los rayos ultravioleta, resistente a la abrasión, fabricado de cortes soldados y cosidos y cubierto adicionalmente por un ribete. Resistencia a la tracción en tiempo limitado de aproximado 3000 N/cm, peso total aproximado 870 g/m^2, color amarillo.
- Dos soplantes de inflado, EEX-d-HB T4, con protección antideflagrante según VDMA 24169. Potencia nominal 0,84 kW, trifásico, 400 V, 50 Hz, para el suministro de hasta 630 m^3/h de aire con una compresión de 10,0 mbar con un tubo flexible de conexión de DN 206 mm. Válvula de retención para ejecución con doble soplante y mangueras de conexión.
- Una válvula antirretorno montada entre la soplante y el gasómetro para mantener la presión de aire en la cámara de regulación de presión a un nivel constante en caso de fallo de la soplante de inflado. El diámetro de conexión es de 206 mm y su construcción es en acero inoxidable AISI 304 (DIN 1.4301).
- Una válvula de seguridad con trampa líquida, 14 mbar, completa con bridas de conexión DN 200 mm según norma DIN 2502. Capacidad de descarga aprox. 630 m^3/hora con un incremento de presión de aproximadamente 2 mbar, boca de llenado roscada e indicador de nivel construido en acero inoxidable AISI 316; cargada con glicol, densidad 1,113 kg/dm^3. Altura chimenea 5,5 m.
- Un tubo para entrada y un tubo para salida de gas DN 200 mm, un tubo de condensado DN 50 mm, ejecución anticorrosiva y antiácida en acero inoxidable AISI 316 con bridas de conexión.
- Un cerco de anclaje en todo el perímetro con armaduras de conexión y estanqueización realizado en acero AIS 304, con tornillos de anclaje, también en acero inoxidable.
- Una mirilla de inspección consistente en un anillo de 550 mm de diámetro dotado de una lámina transparente de material acrílico

- Una placa con forma de cazoleta de 1.000 mm de diámetro para el montaje del sensor ultrasónico
- Un sensor ultrasónico para medida de nivel y regulador formado por sensor y transductor.

En las siguientes tablas, de la Tabla 5.30 a la Tabla 5.38 se pueden observar las características más importantes de los equipos que operan en el proceso de metanización.

Tabla 5.30: Sensor.

SENSOR	
Carcasa	Kynar
Rango de medida	0,3- 10,5 m
Temperatura de trabajo	-40 ºC- 95 ºC
Normas cubiertas CENELC ATEX II 2G T4 FM CLASE 1	

Tabla 5.31: Transductor

TRANSDUCTOR	
Carcasa	Policarbonato
Salida analógica	4-20 mA
Limitación corriente de dispersión	24 mA
Versión con tres relés	2 contactos NC+ 1conmutado
Capacidad de corte	5 A a 250 V
Funcionamiento	100-230 V AC+/-; 50/60 Hz. Protección IP 65
Funciones programables para cada uno de los tres relés de alimentación	

Tabla 5.32: Bomba para condensados.

Pos.	**Técnicas de gas**
34-02	**Bomba para condensados**
Datos técnicos	

Cantidad a transportar	20 l/min
Altura a transportar	16 m
Temperatura de funcionamiento	20-210 ºC
Revoluciones	2900 rpm
Peso	15 kg
Conexión	Rosca Rp 11/4"
Material carcasa	Acero tratado
Material eje	Acero tratado
Material hélice	Acero tratado
Accionamiento	
Potencia en funcionamiento	0,25 kW
Potencia nominal motor	0,37 kW
Accionamiento desde motor	Directo
Motor hermetizado para Eexd IIB T4	

Tabla 5.33: Separador de condensados.

Pos. 34-01	**Técnica de gas** **Separador de condensados**
Pos. 34-01	Técnica de gas Separador de condensados
Tipo	Separador demister
Cantidad	1
Datos técnicos	
Flujo de volumen de gas	670
Flujo de la niebla de gas	16,5
Grado de separación	99 Nm^3/h
Pérdida de presión	150-210 kg/h
Velocidad de soplado	2,40- 3,75 m/s
Ancho nominal	DN 300
Conexión	Conexión estándar DN100
Material carcasa	Acero tratado

Material tejido	Acero tratado

5.4.3.3 COMPRESIÓN DEL BIOGÁS

Una vez almacenado el biogás, libre de condensados, pasa a la etapa de combustión. El transporte hasta esta etapa se realiza mediante un pequeño compresor de ventilador radial (34-04) que, situado a la salida del tanque de almacenamiento se encarga de elevar la presión del biogás hasta la requerida a la entrada de los cogeneradores (según proyecto a 85 mbar).

Tabla 5.34: Compresor de biogás.

Pos.	**Técnica de gas**
34-04	**Compresor de biogás**
Datos básicos	
Tipo	Ventilador radial
Cantidad	1
Datos técnicos	
Conexión aspirar/presión	DN 100/DN 125
Volumen de aspiración máxima	600 Nm^3/h
Volumen de aspiración mínima	165 Nm^3/h
Nivel de presión sonora con protección	66 dB(A)
Nivel de presión sonora sin protección	31 dB(A)
Presión de entrada	950 mbar abs.
Aumento de presión	85Mbar
Temperatura de entrada	Aprox. 40 ºC
Temperatura de salida	Max. 60 ºC
Revoluciones de motor	2900 rpm
Material carcasa	Acero recubierto
Material hélice	Acero recubierto
Accionamiento	

Potencia nominal	6,5 kW

5.4.3.4 COMBUSTIÓN Y GENERACIÓN DE ELECTRICIDAD

La combustión del biogás producido tiene lugar en dos motores a biogás (35-01) de cuatro tiempos de la marca GE Energy Jenbacher. La ignición del gas se produce mediante un sistema de encendido de transistores sin contactos. La mezcla gas/aire queda regulada electrónicamente para garantizar el funcionamiento regular de los motores.

Los motores se acoplan directamente a los generadores (35-02) haciéndoles girar para transformar la energía mecánica en energía eléctrica mediante dinamos integradas. La energía eléctrica así producida se sincroniza y se entrega en media tensión. Tras su paso por un transformador, la electricidad queda lista para ser consumida en la planta.

La energía térmica del sistema de refrigeración de los cogeneradores (circuito de alta temperatura) se aprovecha para calentar el digesto que entra en los reactores. Los gases de escape de la combustión (circuito de máxima temperatura) son expulsados directamente al exterior, no produciéndose ningún aprovechamiento de la energía térmica contenida en ellos.

La energía aprovechada del sistema de refrigeración de alta temperatura no es suficiente para cubrir las necesidades del proceso de biometanización en los meses más fríos, por lo que se hace necesario un aporte adicional de calor. En la actualidad este calor es suministrado mediante una caldera de gasóleo C, marca De Dietrich, modelo GT 530 de 1400 kW de potencia. Dicha caldera está conectada en paralelo con el circuito de refrigeración de las camisas de los motores. La regulación del aporte de calor de cada fuente se realiza de forma manual, mediante un juego de válvulas de mariposa.

La impulsión del fluido caloportador hasta los distintos puntos de intercambio, se realiza mediante bombas de émbolo giratorio (35-03). Las conducciones están calorifugadas para minimizar las pérdidas térmicas.

Recientemente se ha anulado el primer depósito del proceso (tanque hidrólisis), por lo que el calor necesario para el proceso sólo se aporta en los digestores mediante sus correspondientes intercambiadores.

Tabla 5.35: Motor de gas.

Pos.	**Cogeneradores**	
35-01	**Motor de gas**	
Datos básicos		
Fabricante	Jenbacher	
Tipo	JGS 316 GS-B.L.	
Cantidad	2	
Datos técnicos		
Combustible	Gas, CH_4 < 65%	
Nº de cilindros/posición	16/ V70 º	
Diámetro/ Camino de pistón	135/170 mm	
Cilindrada	38,93 cm^3	
Compresión	11,8	
Velocidad pistones media	8,5 m/s	
Carga	100%	50%
Uso combustible	2154kW	1166 kW
Potencia motor	861 kW	431 kW
Potencia eléctrica bornes	836 kW	415 kW
Energía térmica	529 kW	322 kW
Tª gases salida hasta 100 ºC	581 kW	581 kW
Rendimiento eléctrico	0,388	0,356
Rendimiento térmico	0,515	

Rendimiento total	0,903
Consumo de aceite	0,26 kg/h
Accesorios y equipamientos	
Sistema de control de gas DVGW, PN 6	
Motor de gas, sistema 4 tiempos OTTO, con sistema de refrigeración líquida	
Motor básico gas/ OTTO con cargador y sistema de enfriamiento de carga	
Sistema de encendido de transistores sin contactos	
1 bobina por cilindro, sistema de lubricación a presión en circuito cerrado, mezclador gas/aire	
Control electrónico de RPM con accionamiento regulador, volante y cubierta de volante	
Arrancador eléctrico 24 V, 4,5 kW	
Calidad de biogás	
Max	2000 mg sulfuro de hidrógeno/10 kW/h
<	100(Suma Cl+2xsuma F en mg/10 kW/h)
Max	Contenido Si relativo < 0,02
	CH_4 para 6,40 kW/h/Nm^3
Max	50 mg/10 kW/ h contenido de polvo
Max	80% vapor humedad relativo
Max	60% vapores CmHn
Max	Contenido amoniaco 55mg/10 kW/h
Max	Contenido resto aceite 5mg/ 10kW/h

Tabla 5.36: Generador eléctrico.

Pos.	**Técnica de energía**
35-02	**Generador eléctrico**
Generador de corriente trifásico	
Fabricante	Stamford
Tipo	HC1 734 E2

Cantidad	2
Datos técnicos	
Auto control sin cepillos síncronos	
Energía aparente nominal cos φ = 0,8	1034 kVA
Corriente nominal cos φ = 0,8	1493 A
Tensión	400 V
Frecuencia	50 Hz
Potencia real entregado del generador cos φ = 1	836 kW
Potencia real entregado del generador cos φ = 0,8	827 kW
Efectividad cos φ = 1	97,1%
Efectividad cos φ = 0,8	96,1%
Tipo	B3/B14
Grado supresión de interferencia	N según VDE 0875
Clase de protección	IP 23
Clase de aislamiento	H
Accesorios	
Dinamo excitatriz integrado	
Control de carga desactivada automática	
Para funcionamiento en red paralelo, con max. 5% subidas y bajadas en la tensión de la red	
Fijación en el suelo elástica	
Otros	
Sistema de refrigeramiento líquido	
Sistema de escape de gases con tubería y compensador	
Silenciador material St. 37-2	
Escape salida Material 1.4571, altura a partir cimentaciones 10 m	
Sistema de lubricación de aceite con depósito de aceite, tubería y bomba	
Sistema de control	

Tabla 5.37: Caldera de gasóleo C.

Pos.	**Técnica de energía**
30-01	**Caldera de gasóleo C**
Datos básicos	
Fabricante	De Dietrich
Tipo	GT 530
Cantidad	1
Datos técnicos	
Potencia útil	1400 kW
Rendimiento a plena carga	90,9%
Caudal nominal de agua	62,39
Pérdidas en parada	821 kW
Gama de potencia útil	1400-1450 kW
Contenido en agua	1095 l
Pérdida de carga	35 mbar
Volumen cámara de combustión	1,05 m^3
Caudal másico de humos	1970 kg/h
Presión en el hogar	3,5 mbar
Peso en vacío	5297 kg

5.4.3.5 ANTORCHA DE SEGURIDAD

En caso de que los cogeneradores estén fuera de funcionamiento y la presión del depósito de gas alcance su valor máximo, actuará un sensor de presión que desviará el biogás a la antorcha (34- 05) dónde se quemará sin aprovechamiento.

La antorcha se enciende automáticamente en el momento que detecta la presencia de gas. La presión máxima del biogás a partir de la cual se inicia el desvío a la antorcha es de 10 mbar. La canalización de gas desde el depósito hasta la antorcha está construida de forma que todos los cierres se abran automáticamente al producirse un corte de electricidad y la antorcha se encenderá con un sistema de emergencia. De

esta forma queda garantizado que, en caso de emergencia, no se llegue a producir ninguna sobrepresión en el depósito de almacenamiento.

La antorcha está provista de una cámara de combustión no aislada y de un quemador de inyección para evitar posibles emisiones de compuesto orgánicos volátiles derivados de la quema del biogás. La combustión debería ser isotérmica, por reacción de oxidación térmica, de manera que durante el tiempo de residencia en la cámara de combustión, se mantendrá la temperatura constante para garantizar la oxidación completa del biogás minimizando las emisiones contaminantes.

Por último señalar que la conducción del gas hasta el quemador de inyección está equipada con una válvula antirretorno que impide el retroceso de la llama, así como con un contador de temperatura del quemador de inyección.

Tabla 5.38: Antorcha.

Pos.	**Técnica de gas**
34-05	**Antorcha**
Datos básicos	
Fabricante	HAASE
Tipo	LTO 4.1
Cantidad	1
Datos técnicos	
Presión de gas en flujo	5-80 mbar
Capacidad total	160-630 Nm^3/h
Temperatura de funcionamiento	800 ^oC
Conexión de gas	DN 125
Altura total a partir de cimentaciones	5.200 mm
Material cámara de combustión	Acero tratado
Material columna y zócalo	Acero tratado
Material quemador	Acero tratado
Accesorios	

Dispositivos de encendido
Valvuleria de gas
Cuadro eléctrico para el exterior

En el proyecto figura expresamente en su dimensionado la previsión de generación de energía eléctrica:

"La instalación de cogeneración se ha dimensionado para poder garantizar sobradamente la transformación en energía eléctrica de todo el biogás producido en el proceso de biometanización. Para ello se han establecido los siguientes parámetros iniciales:

- *Por ser la biometanización un proceso continuo, la cogeneración también tendrá que serlo, operando por tanto 24 h/día durante los 365 días del año, parando sólo en periodos de avería y mantenimientos programados.*
- *El grado de automatización de la planta permitirá el normal desarrollo del proceso con una mínima vigilancia por parte del personal encargado. Esta automatización permitirá operar la planta con el mismo personal utilizado en la línea de biometanización.*
- *Al estar la línea de biometanización sobredimensionada en un 20%, indirectamente la instalación de cogeneración queda también sobredimensionada en el mismo porcentaje sobre las necesidades reales de materia orgánica fermentable anaeróbicamente.*

Con estas premisas, se ha previsto una instalación capaz de producir 10.044.000 kW·h/año, con un tiempo aproximado de funcionamiento de unas 8.000 h/año y un rendimiento eléctrico del 38%."

5.5 Segunda adenda al contrato de 13 de enero de 2000. (4 de agosto de 2003)

Esta modificación al contrato establece la modificación parcial del proyecto de ejecución inicial, denominado proyecto modificado número 1, consistente en la ampliación de 14 a 20 el número de túneles de compostaje (GERSUL, 2003).

5.6 Solicitud de actualización del canon. (4 de octubre de 2004)

Mediante este documento se solicita la actualización del canon en base a incrementos de costes diversos. En este documento se introducen, por vez primera, como costes los gastos por energía eléctrica consumida (GERSUL, 2004).

5.7 Informe que emite el gerente (de GERSUL) sobre el estado general de las instalaciones (16 de marzo 2006)

En este informe, en el punto número 15, el Gerente del Consorcio expone la ínfima cantidad de residuos aportados al sistema de biometanización, con la consecuente ínfima generación de biogás. A mayor abundamiento, el biogás no se aprovecha energéticamente en sentido alguno, ya que se quema libremente en una antorcha, sin recuperación energética (GERSUL, 2006).

5.8 Informe complementario al realizado con fecha 16 de marzo 2006 (10 de julio de 2006)

En este informe, en el punto número 16, el Gerente del Consorcio hace constar las consecuencias que presenta esta mala praxis suponen: que el Consorcio no obtiene ingresos por la venta de la energía; que el coste de explotación de la planta es superior a lo estipulado en contrato; que se saturen los túneles de compostaje, ya que la materia orgánica se desvía toda a la línea de compostaje (GERSUL, 2006).

5.9 Informe sobre la situación del proceso de biometanización en la planta de reciclaje y compostaje en San Román de la Vega (21 de abril de 2008)

Este informe, formado por cuatro páginas, redactado por el Gerente del Consorcio dedica íntegramente su contenido al estado de las instalaciones de biometanización. En él se indica la inversión dedicada a este proceso (8 235 375,58 €). Además se comenta que el porcentaje dedicado a biometanización es del orden del 7% o del 8%, cuando debería alcanzar el 50%. Por último, hace constar la notificación por parte de la empresa concesionaria de diversas paradas en el funcionamiento de la línea de biometanización a lo largo del mes de enero de 2008. Finalmente recuerda cuáles son las obligaciones de la empresa concesionaria y propone una serie de medidas correctoras de la situación detectada (GERSUL, 2008).

5.10 Informe sobre el estado de las instalaciones y recuperación de productos (08 de abril de 2009)

En este informe, en el epígrafe I, el Gerente del Consorcio expone que hasta la fecha no se ha exportado cantidad alguna de electricidad, y valora económicamente la pérdida económica ocasionada al Consorcio (GERSUL, 2009).

A juicio del autor del presente informe, esta actividad, realizada de manera inadecuada supone consecuencias aún más severas que las plasmadas por la Gerencia del Consorcio en sus cuatro informes:

- El incumplimiento del rendimiento en producción de energía, con independencia de otros aspectos económicos que se tratarán en otros apartados causa un perjuicio al Consorcio porque la planta no cumple la función para la que está diseñada y porque se envían más residuos al vertedero.
- La empresa concesionaria, en su oferta, presentó un estudio de viabilidad económica y la proyección de los resultados de sus cuentas de explotación. En caso de ruptura del equilibrio económico de la concesión el Consorcio está obligado a restituir ese equilibrio económico por causas sobrevenidas (alza de los precios de la energía, laborales, etc.). Cuando se ha roto el equilibrio económico por el aumento desproporcionado de alguno de estos costes, la empresa concesionaria ha exigido (y ha obtenido) la compensación económica correspondiente. La empresa concesionaria no puede reclamar un sobrecoste energético porque en sus cuentas iniciales estableció un coste energético muy bajo debido al autoconsumo de energía eléctrica. El incumplimiento de este rendimiento en la producción de energía eléctrica, quizás no le dé derecho a la empresa concesionaria a reclamar una compensación económica; pero sin duda pone en riesgo la viabilidad de la Concesión. Este aspecto afecta además a la anticipada amortización del vertedero debido a la sobresaturación del mismo indicada en el apartado anterior.
- En definitiva, en los informes reseñados anteriormente la gerencia del Consorcio pone de manifiesto los incumplimientos contractuales de la empresa concesionaria.

Al autor del presente informe no le consta que la empresa concesionaria haya desmentido en ningún extremo la argumentación expuesta por el gerente del Consorcio en sus informes.

5.11 Informe sobre la factura nº UTET059/1000012 (20 de septiembre de 2010)

El informe, redactado por el gerente del Consorcio, y fiscalizado y visto bueno por el interventor del mismo, expone los bajos rendimientos en diversas actuaciones realizadas por la empresa concesionaria. En cuanto a la generación de electricidad, expone que se han generado la cantidad de 156,8 MW·h, frente a los 958,3 MW·h recogidos en el contrato. Por los motivos expuestos, propone a la Presidencia del Consorcio la devolución de la factura nº UTET059/1000012, correspondiente al canon de explotación del mes de mayo 2010 (GERSUL, 2010).

5.12 Informe sobre las facturas nº UTET059/1000018 y UTET059/1000029 (1 de octubre de 2010)

El informe, redactado por el gerente del Consorcio, y fiscalizado y visto bueno por el interventor del mismo, expone los bajos rendimientos en diversas actuaciones realizadas por la empresa concesionaria. En cuanto a la generación de electricidad, expone que se han generado la cantidad de 46,5 MW·h, frente a los 958,3 MW·h recogidos en el contrato. Por los motivos expuestos, propone a la Presidencia del Consorcio la devolución de las facturas nº UTET059/1000018 y UTET059/1000029, correspondientes al canon de explotación del mes de junio de 2010 (GERSUL, 2010).

5.13 Decreto presidencial sobre devolución de la factura nº UTET059/100002 (15 de octubre de 2010)

Esta resolución, dictada por la Presidencia del Consorcio, recoge el informe redactado por el gerente del Consorcio, y fiscalizado y visto bueno por el interventor del mismo, exponiendo los bajos rendimientos en diversas actuaciones realizadas por la empresa concesionaria. En cuanto a la generación de electricidad, expone que se han generado la cantidad de 68,2 MW·h, frente a los 958,3 MW·h recogidos en el contrato. Por los motivos expuestos, resuelve la devolución de la factura nº UTET059/1000002, correspondiente al canon de explotación del mes de enero de 2010 (GERSUL, 2010).

5.14 Decreto presidencial sobre devolución de la factura nº UTET059/100006 (15 de octubre de 2010)

Esta resolución, dictada por la Presidencia del Consorcio, recoge el informe redactado por el gerente del Consorcio, y fiscalizado y visto bueno por el interventor del mismo, exponiendo los bajos rendimientos en diversas actuaciones realizadas por la empresa concesionaria. En cuanto a la generación de electricidad, expone que se han generado la cantidad de 137,7 MW·h, frente a los 958,3 MW·h recogidos en el contrato. Por los motivos expuestos, resuelve la devolución de la factura nº UTET059/1000006, correspondiente al canon de explotación del mes de febrero de 2010 (GERSUL, 2010).

5.15 Decreto presidencial sobre devolución de la factura nº UTET059/100008 (15 de octubre de 2010)

Esta resolución, dictada por la Presidencia del Consorcio, recoge el informe redactado por el gerente del Consorcio, y fiscalizado y visto bueno por el interventor del mismo, exponiendo los bajos rendimientos en diversas actuaciones realizadas por

la empresa concesionaria. En cuanto a la generación de electricidad, expone que se han generado la cantidad de 157,3 MW·h, frente a los 958,3 MW·h recogidos en el contrato. Por los motivos expuestos, resuelve la devolución de la factura nº UTET059/1000008, correspondiente al canon de explotación del mes de marzo de 2010 (GERSUL, 2010).

5.16 Decreto presidencial sobre devolución de la factura nº UTET059/1000010 (15 de octubre de 2010)

Esta resolución, dictada por la Presidencia del Consorcio, recoge el informe redactado por el gerente del Consorcio, y fiscalizado y visto bueno por el interventor del mismo, exponiendo los bajos rendimientos en diversas actuaciones realizadas por la empresa concesionaria. En cuanto a la generación de electricidad, expone que se han generado la cantidad de 125,7 MW·h, frente a los 958,3 MW·h recogidos en el contrato. Por los motivos expuestos, resuelve la devolución de la factura nº UTET059/1000010, correspondiente al canon de explotación del mes de abril de 2010 (GERSUL, 2010).

5.17 Decreto presidencial sobre devolución de la factura nº UTET059/1000012 (15 de octubre de 2010)

Esta resolución, dictada por la Presidencia del Consorcio, recoge el informe redactado por el gerente del Consorcio, y fiscalizado y visto bueno por el interventor del mismo, exponiendo los bajos rendimientos en diversas actuaciones realizadas por la empresa concesionaria. En cuanto a la generación de electricidad, expone que se han generado la cantidad de 156,8 MW·h, frente a los 958,3 MW·h recogidos en el contrato. Por los motivos expuestos, resuelve la devolución de la factura nº UTET059/1000012, correspondiente al canon de explotación del mes de mayo de 2010 (GERSUL, 2010).

5.18 Decreto presidencial sobre devolución de las facturas nº UTET059/1000018 y UTET059/1000029 (15 de octubre de 2010)

Esta resolución, dictada por la Presidencia del Consorcio, recoge el informe redactado por el gerente del Consorcio, y fiscalizado y visto bueno por el interventor del mismo, exponiendo los bajos rendimientos en diversas actuaciones realizadas por la empresa concesionaria. En cuanto a la generación de electricidad, expone que se han generado la cantidad de 46,5 MW·h, frente a los 958,3 MW·h recogidos en el contrato. Por los motivos expuestos, resuelve la devolución de las facturas nº

UTET059/1000018 y UTET059/1000029, correspondientes al canon de explotación del mes de junio de 2010 (GERSUL, 2010).

5.19 Decreto presidencial sobre devolución de la factura Nº UTET059/1000026 (23 de febrero de 2011)

Esta resolución, dictada por la Presidencia del Consorcio, recoge el informe redactado por el gerente del Consorcio, y fiscalizado y visto bueno por el interventor del mismo, exponiendo los bajos rendimientos en diversas actuaciones realizadas por la empresa concesionaria. En cuanto a la generación de electricidad, expone que se han generado la cantidad de 152,7 MW·h, frente a los 958,3 MW·h recogidos en el contrato. Por los motivos expuestos, resuelve la devolución de la factura nº UTET059/1000026, correspondiente al canon de explotación del mes de julio de 2010 (GERSUL, 2011).

5.20 Decreto presidencial sobre devolución de la factura Nº UTET059/1000027 (23 de febrero de 2011)

Esta resolución, dictada por la Presidencia del Consorcio, recoge el informe redactado por el gerente del Consorcio, y fiscalizado y visto bueno por el interventor del mismo, exponiendo los bajos rendimientos en diversas actuaciones realizadas por la empresa concesionaria. En cuanto a la generación de electricidad, expone que se han generado la cantidad de 148,1 MW·h, frente a los 958,3 MW·h recogidos en el contrato. Por los motivos expuestos, resuelve la devolución de la factura nº UTET059/1000027, correspondiente al canon de explotación del mes de agosto de 2010 (GERSUL, 2011).

5.21 Decreto presidencial sobre devolución de la factura Nº UTET059/1000031 (23 de febrero de 2011)

Esta resolución, dictada por la Presidencia del Consorcio, recoge el informe redactado por el gerente del Consorcio, y fiscalizado y visto bueno por el interventor del mismo, exponiendo los bajos rendimientos en diversas actuaciones realizadas por la empresa concesionaria. En cuanto a la generación de electricidad, expone que se han generado la cantidad de 165,9 MW·h, frente a los 958,3 MW·h recogidos en el contrato. Por los motivos expuestos, resuelve la devolución de la factura nº UTET059/1000031, correspondiente al canon de explotación del mes de septiembre de 2010 (GERSUL, 2011).

5.22 Decreto presidencial sobre devolución de la factura nº UTET059/1000033-38 (23 de febrero de 2011)

Esta resolución, dictada por la Presidencia del Consorcio, recoge el informe redactado por el gerente del Consorcio, y fiscalizado y visto bueno por el interventor del mismo, exponiendo los bajos rendimientos en diversas actuaciones realizadas por la empresa concesionaria. En cuanto a la generación de electricidad, expone que se han generado la cantidad de 141,7 MW·h, frente a los 958,3 MW·h recogidos en el contrato. Por los motivos expuestos, resuelve la devolución de la factura nº UTET059/1000033-38, correspondiente al canon de explotación del mes de octubre de 2010 (GERSUL, 2011).

5.23 Decreto presidencial sobre devolución de la factura nº UTET059/1000041 (23 de febrero de 2011)

Esta resolución, dictada por la Presidencia del Consorcio, recoge el informe redactado por el gerente del Consorcio, y fiscalizado y visto bueno por el interventor del mismo, exponiendo los bajos rendimientos en diversas actuaciones realizadas por la empresa concesionaria. En cuanto a la generación de electricidad, expone que se han generado la cantidad de 125,9 MW·h, frente a los 958,3 MW·h recogidos en el contrato. Por los motivos expuestos, resuelve la devolución de la factura nº UTET059/1000041, correspondiente al canon de explotación del mes de noviembre de 2010 (GERSUL, 2011).

5.24 Plan integral de residuos de Castilla y León (julio de 2013)

El Plan integral de residuos de Castilla y León (PIRCyL) se caracteriza principalmente por su carácter integrador, al abordar en un único texto la totalidad de los flujos de residuos generados en la comunidad y amparados por la Ley 11/2012, e intensificar el carácter transversal de la acciones bajo el prisma de una política que considera al mismo nivel los aspectos ambientales (principalmente focalizados en la prevención), económicos y sociales (Junta de Castilla y León, 2013).

La Tabla 5.39 y las Figuras 5.1 a 5.3 ilustran los ratios comparativos de generación de biogás y energía eléctrica producidos en cada CTR de Castilla y León.

Tabla 5.39. Comparativa de la generación de biogás y energía eléctrica en los distintos procesos de biometanización existentes en Castilla y León.

Instalación	Entrada Biometanización (t)	Biogás producido (m^3)	Potencia eléctrica generada (kW·h/año)
CTR Urraca Miguel(Ávila)	5.081	651.756	592.827
CTR San Román de la Vega (León)	17.382	686.277	1.641.400
CTR Palencia	13.052	709.438	1.635.097
CTR Valladolid	4.663	803.910	668.708

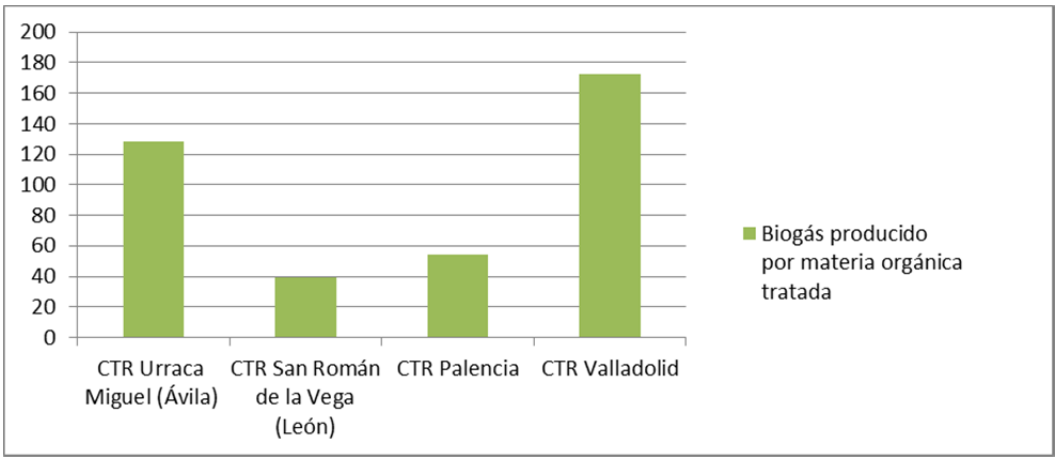


Figura 5.1. Comparativa de la producción de biogás (m^3) en función de la foRSU tratada (t) en los distintos procesos de biometanización existentes en Castilla y León. (Elaboración propia)**.**

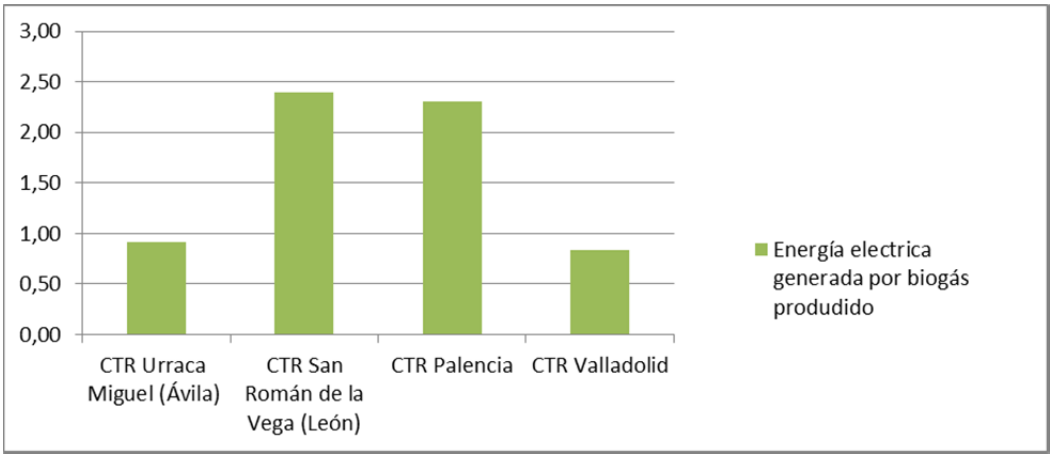


Figura 5.2. Comparativa de la generación de energía eléctrica (kW·h/año) en función biogás producido (m^3) en los distintos procesos de biometanización existentes en Castilla y León (Elaboración propia)**.**

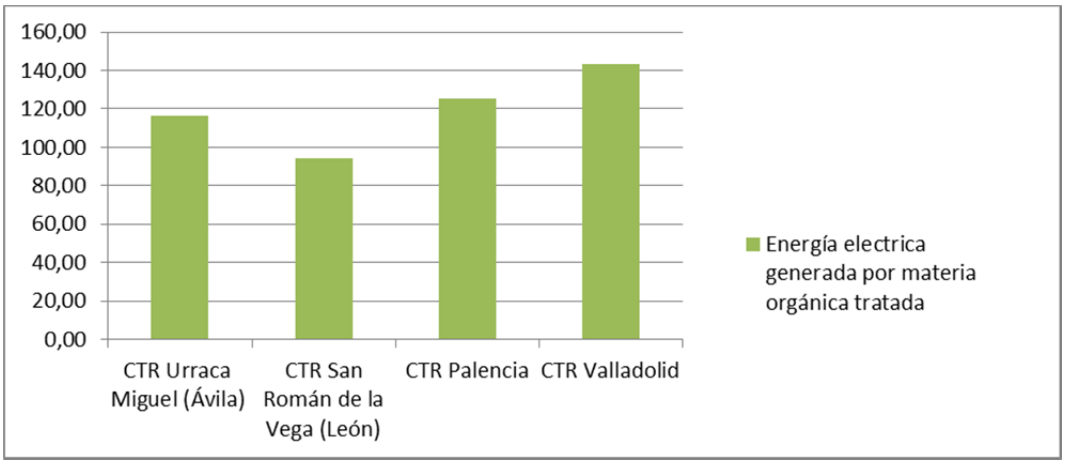


Figura 5.3. Comparativa de la generación de energía eléctrica (kW·h/año) en función de la foRSU tratada (t) en los distintos procesos de biometanización existentes en Castilla y León. (Elaboración propia)**.**

La consulta de este documento permite observar, a modo comparativo, el pobre balance de biogás producido, y de energía eléctrica generada en comparación con otros Centros de Tratamiento de Residuos que disponen de la tecnología de extracción energética de la materia orgánica existente en la fracción orgánica de residuos sólidos urbanos.

5.25 CONCLUSIONES

La empresa adjudicataria del concurso público (50% para Fomento de Construcciones y Contratas, S.A. y 50% para URBASER, antes Técnicas Medioambientales TECMED S.A.) no cumplió a lo largo del periodo de estudio sus compromisos de generación, exploración venta y autoconsumo de electricidad.

Estas obligaciones figuran en el proyecto de la planta de reciclaje y compostaje, y recogidas en el contrato de concesión.

El incumplimiento del rendimiento en producción de energía, con independencia de otros aspectos económicos causa un perjuicio al Consorcio porque la planta no cumple la función para la que está diseñada y porque se envían más residuos al vertedero.

La empresa concesionaria, en su oferta, presentó un estudio de viabilidad económica y la proyección de los resultados de sus cuentas de explotación. En caso de ruptura del equilibrio económico de la concesión el Consorcio está obligado a restituir ese equilibrio económico por causas sobrevenidas (alza de los precios de la energía, laborales, etc.). Cuando se ha roto el equilibrio económico por el aumento

desproporcionado de alguno de estos costes, la UTE ha exigido (y ha obtenido) la compensación económica correspondiente. La empresa concesionaria no puede reclamar un sobrecoste energético porque en sus cuentas iniciales estableció un coste energético muy bajo debido al autoconsumo de la energía eléctrica generada en los motores de biogás. El incumplimiento de este rendimiento en la producción de energía eléctrica, quizás no le dé derecho a la empresa concesionaria a reclamar una compensación económica; pero sin duda pone en riesgo la viabilidad de la Concesión. Este aspecto afecta además a la anticipada amortización del vertedero debido a la sobresaturación del mismo.

El Real Decreto 1481/2001, de 27 de diciembre, por el que se regula la eliminación de residuos mediante depósito en vertedero establece un máximo de vertido de materia orgánica. Según información indicada por GERSUL, la UTE reconoce que se superan estos límites. De hecho, es la propia UTE la que solicitó un sistema de captación de biogás en vertedero, y presentó a GERSUL un documento en el que consta que espera recuperar más biogás que el históricamente captado en la línea de biometanización. Este sistema de captación está actualmente en ejecución.

La eliminación a vertedero de rechazos de una cantidad de material con una elevada concentración de materia orgánica, como ha quedado patente, ya que se hace necesaria la instalación de un sistema de captación de biogás en el vertedero, supone los siguientes perjuicios:

- Llenado prematuro del vaso dimensionado para albergar solamente a materiales de rechazo.
- Generación de bolsas en el subsuelo de gas, potencialmente muy dañino para el medio ambiente, en concreto para el efecto invernadero.
- Problemas de desestabilización del terreno del vertedero, una vez sellado.

6 RECOGIDA DE DATOS

6.1 INTRODUCCIÓN

La planta dispone de un software, denominado ACRON, que almacena para un posterior tratamiento datos diarios.

De este modo, ACRON pone a disposición del usuario datos, para obtener estadísticas, regímenes de funcionamiento, incluso indicadores de calidad de rendimientos de la planta.

Además, dichos datos se han utilizado para determinar parámetros de estacionalidad y calcular la cantidad de energía necesaria y disponible para su aprovechamiento, bien como venta de la energía eléctrica, bien como autoconsumo de la energía eléctrica, o bien como aprovechamiento del calor residual que puede aprovecharse en el proceso de biometanización o en otras instalaciones de la planta.

Una vez se ha detectado que los datos registrados en la planta no son suficientes para conocer el funcionamiento de las instalaciones se diseñó un programa de visitas.

A lo largo de estas visitas he detectado que muchos parámetros pueden visualizarse en diversos SCADA, pero no son almacenados en el sistema ACRON. También se ha detectado que el personal de la planta anota esta información, pero no la comunica a GERSUL.

Los datos recogidos se presentan registrados con fecha y con hora de visita, lo que permite comparar los resultados obtenidos entre días a la misma hora. Por otra parte, conviene hacer constar que muchas de las visitas no fueron fructíferas, debido a que no se permitió el acceso a la planta, por diversos motivos, o bien, el acceso no permitió la toma de datos, ya que la planta estaba completamente detenida.

De este modo, dentro de los datos obtenidos, se pueden observar dos diferentes tipos:

- Datos puntuales: instantáneos, realizados en el momento de la toma.
- Datos acumulados: tomados del programa ACRON, que es el que almacena los datos de todo el proceso. La base de datos archiva diariamente los datos acumulados.

6.2 DATOS REGISTRADOS EN LA PLANTA

Los parámetros registrados son los siguientes, y se reflejan en las siguientes tablas, desde la Tabla 6.1 a la Tabla 6.7.

- Realización de mixers.
- Alimentación al tanque de mezclas.
- Temperatura tanque de mezcla.
- Alimentación a digestores.
- Producción de motores.
- Horas de funcionamiento.
- Consumo de gasóleo para la caldera.

Tabla 6.1: Realización de mixers hasta septiembre de 2011.

	Ene	Feb	Mar	Abril	May	Jun	Jul	Ago	Sep
1		28,00	31,00	31,00		25,00	25,00	11,00	30,00
2		24,00	30,00	14,00	22,00	29,00	12,00	6,00	33,00
3	27,00	17,00	34,00		16,00	13,00		19,00	15,00
4	28,00	31,00	30,00	6,00	20,00	10,00	25,00	15,00	
5	28,00	14,00	24,00	30,00	16,00		27,00	25,00	24,00
6		12,00		31,00	18,00	16,00	29,00	6,00	30,00
7	29,00	30,00	35,00	34,00	17,00	24,00	17,00		27,00
8	21,00	30,00	30,00	29,00		13,00	28,00	19,00	16,00
9		26,00	30,00	19,00	26,00	26,00	20,00	1,00	10,00
10	30,00	30,00	27,00		26,00	24,00		24,00	17,00
11	30,00	32,00	36,00	24,00	12,00	13,00	26,00		
12	27,00	22,00	22,00	12,00	24,00		8,00	16,00	9,00
13	30,00	6,00		34,00	20,00	25,00	25,00	17,00	
14	30,00	27,00	34,00	32,00	17,00	22,00	31,00		
15	20,00	30,00	33,00	33,00		22,00	29,00		
16		30,00	31,00	21,00	26,00	17,00	16,00	30,00	5,00
17	27,00	31,00	32,00		20,00	28,00		23,00	17,00
18	24,00	30,00	32,00	34,00		7,00	29,00	30,00	
19	27,00	18,00	24,00	19,00			29,00	27,00	25,00
20	24,00			31,00	24,00	11,00	30,00	16,00	26,00
21	26,00	30,00	24,00		14,00	28,00	30,00		30,00
22	14,00	26,00	30,00			23,00	32,00	29,00	19,00
23		30,00	33,00	21,00	20,00	29,00	17,00	30,00	29,00
24	30,00	30,00	30,00		16,00			27,00	18,00
25	30,00	20,00	33,00	21,00	14,00	14,00		19,00	

26	17,00	16,00	21,00	32,00	28,00		28,00	26,00	26,00
27	30,00			32,00	26,00	27,00	18,00	17,00	21,00
28	30,00	27,00	30,00	29,00	8,00	28,00	4,00		26,00
29	27,00		31,00	31,00		26,00		23,00	24,00
30	6,00		32,00	16,00	9,00	29,00	9,00	26,00	34,00
31	25,00		30,00		25,00			18,00	
	637,00	**647,00**	**809,00**	**595,00**	**464,00**	**529,00**	**544,00**	**500,00**	**511,00**

Comentarios:

El número de mixers realizados diariamente es un dato básico para determinar la productividad del proceso, a partir de éste se determinan el agua a introducir en proceso y el material introducido a la trampa de arena. Este parámetro es controlado manualmente por los operarios, no siendo introducido en el programa de forma automática, aunque se trata de una variable fundamental en el control del proceso.

Sólo en el mes de marzo se observa una estabilidad en el proceso, lo que conlleva a un valor de 809 mixers realizados, sin embargo el resto de los meses queda muy por debajo de este máximo (valor medio, 580 mixers/mes).

El máximo número de mixers realizados en un día ha sido 36, (11/03/2011), muy lejos del valor medio, que son 23,48 mixers/día.

Los domingos y festivos se para el proceso.

Tabla 6.2: Alimentación al tanque de mezclas hasta septiembre de 2011 (m^3).

	Ene	Feb	Mar	Abril	May	Jun	Jul	Ago	Sep
1		348,20	328,10	276,10	128,30	325,60	251,10	90,30	319,50
2		314,40	369,30	219,50	206,80	288,40	251,50	83,00	290,10
3	288,00	284,00	335,40	175,30	241,60	131,00	74,40	83,00	218,10
4	243,60	378,90	364,80	167,40	214,30	126,40	180,30	250,40	35,10
5	311,00	257,00	248,80	119,80	192,60		293,90	184,50	109,50
6	116,80	221,50	134,00	343,60	148,20	99,10	265,00	226,50	328,90
7	276,90	267,10	294,80	339,10	151,60	288,30	272,20	28,50	293,20
8	220,10	327,40	316,30	345,00	162,50		170,80	130,20	197,50
9	108,50	308,10	369,80	174,50	207,10	149,70	245,70	31,70	274,10
10	304,30	301,10	288,40	130,00	233,40	261,00	213,10	140,10	68,10
11	352,50	340,80	323,40	184,80	58,80	194,00	137,00	112,40	115,30
12	276,10	237,40	282,30	104,30	185,80	187,20	120,70	160,10	89,10
13	310,80	220,80	198,50	310,00	280,00	177,10	133,70	136,30	
14	323,70	221,70	260,50	355,70	176,50	275,70	273,90	17,60	

15	241,70	323,20	369,30	348,00	159,20	207,90	308,20	5,40	
16	193,50	343,90	340,80	258,40	155,50	208,10	293,20	205,20	
17	244,90	357,80	364,30	197,60	234,70	258,50	73,90	291,90	157,40
18	249,80	332,90	342,10	223,20	92,60	219,70	182,20	338,30	92,00
19	290,70	317,70	203,10	283,10		81,00	340,90	277,90	196,50
20	291,50	45,00	138,30	246,50	113,60		303,40	225,80	309,20
21	238,70	218,30	252,60	201,50	199,10	145,70	309,20	94,90	307,80
22	275,30	299,00	295,80	22,30	152,40	295,30	300,00	181,30	206,40
23	196,10	369,10	359,00	122,40	73,30	40,00	198,00	256,90	262,30
24	191,30	368,10	357,70	99,90	199,50	191,90	154,10	249,10	130,70
25	347,70	220,20	299,30	99,30	235,30	116,50		251,60	234,20
26	298,10	114,80	209,50	342,30	188,70	41,20	171,90	241,70	173,30
27	406,30	144,40	164,40	350,70	279,70	153,90	287,40	211,50	228,70
28	421,40	261,50	286,40	328,50	217,40	314,00	70,50	79,20	207,60
29	238,70		343,90	307,60	12,10	297,50		182,70	238,00
30	193,20		340,80	212,22	15,70	298,20	65,00	285,10	258,60
31	332,50					325,60		217,30	
	7783,7	**7744,3**	**8781,7**	**7164,72**	**4916,3**	**5698,5**	**5941,2**	**5270,4**	**5341,2**

Comentarios:

La alimentación al tanque de mezcla debería ser proporcional al número de mixers.

La media de alimentación diaria es de 225 m^3, el máximo diario de alimentación fue el día 28 de enero y fueron 421,4 m^3.

Tabla 6.3: Temperatura del tanque de mezcla hasta septiembre de 2011 (°C).

	Ene	Feb	Mar	Abril	May	Jun	Jul	Ago	Sep
1	23,97	22,06	23,87	29,24	27,86	29,72	34,10	30,63	31,08
2	24,10	23,47	24,03	28,43	28,14		35,00	29,75	31,95
3	24,22	23,99	25,13	27,26	28,44	30,56	32,84	30,89	32,20
4	24,55	24,86	25,06	26,91	28,96	29,75	32,73	31,21	30,61
5	25,13	26,87	25,06	26,33	28,99	29,17	32,87	31,97	30,48
6	22,80	26,17	23,68	29,01	29,33	29,33	32,28	30,77	31,28
7	23,21	24,73	25,81	31,03	28,94	29,38	31,18	29,33	32,19
8	23,58	24,61	26,35	32,55	27,56	29,46	31,64	29,35	32,05
9	23,52	25,48	27,11	31,96	28,57	29,15	31,95	29,01	31,89
10	24,09	26,10	27,13	29,66	30,44	30,22	31,97	30,09	31,61
11	24,83	26,46	28,07	29,18	28,70	30,74	30,92	30,31	30,56
12	26,29	26,20	28,23	29,37	31,21	30,05	28,63	31,48	30,67
13	26,33	22,22	26,26	30,15	31,50	30,45	28,17	32,00	30,02

14	26,62	21,25	26,72	30,90	30,84	31,28	29,57	31,88	29,67
15	26,69	22,16	26,82	31,34	29,82	31,55	31,79	31,13	29,11
16	25,19	23,31	26,58	31,32	30,51	31,74	32,90	33,04	28,36
17	22,93	24,16	26,63	30,54	31,12	31,96	32,20	33,80	29,07
18	22,51	25,59	27,88	28,17	29,28	31,28		35,01	26,72
19	23,51	26,82	28,30	27,79	28,15	30,77	31,13	35,79	28,67
20	23,81	24,41	27,58	28,28	29,28	30,40	31,79	35,76	29,79
21	23,22	23,52	27,01	26,87	29,82	31,38	32,22	33,15	30,30
22	22,22	23,31	25,91	25,30	29,86	32,26	32,00	33,16	31,18
23	19,81	25,56	25,59	27,01	30,54	31,45	31,81	33,30	31,17
24	19,90	26,75	25,61	25,16	31,32	31,64	31,50	33,44	31,34
25	19,74	27,04	26,70	25,04	30,67	31,86	31,61	33,37	30,99
26	22,05	26,35	27,56	27,55	31,38	32,61	31,05	31,83	31,32
27	23,61	23,61	26,27	28,41	32,29	33,43	31,29	30,34	31,83
28	24,48	23,35	26,90	30,61	32,03	33,22	31,17	29,43	31,90
29	24,75		27,49	30,74	31,06	33,15	30,54	28,78	31,84
30	23,13		28,30	29,79	29,33	33,48	30,67	29,64	32,83
31	20,85		28,73		30,10		30,51	30,61	

Tabla 6.4: Volumen de alimentación a digestores hasta septiembre de 2011 (m^3).

	Ene	Feb	Mar	Abril	May	Jun	Jul	Ago	Sep
1	-	388,80	368,20	312,90	145,40	365,81	282,40	101,20	357,50
2	177,20	349,70	410,50	245,70	224,50	268,50	283,60	94,00	327,80
3	322,50	315,20	379,20	199,70	273,20	146,30	82,90	88,50	245,40
4	274,70	256,70	410,00	189,90	242,90	141,60	204,10	279,30	39,20
5	351,80	292,70	276,10	141,70	220,00	-	331,50	208,60	124,00
6	130,60	265,60	157,50	383,40	178,50	112,30	296,80	256,60	370,00
7	311,10	298,90	333,10	379,30	213,10	332,10	308,30	32,30	328,20
8	243,50	365,20	353,60	387,30	179,40	264,00	193,70	146,60	221,20
9	123,90	344,80	415,20	195,60	242,60	275,80	282,80	36,70	307,30
10	337,70	342,00	324,60	137,20	267,00	299,20	244,00	164,60	78,30
11	392,20	380,90	361,60	208,40	68,30	216,30	165,30	125,40	128,20
12	308,50	268,70	286,20	119,30	210,40	215,80	138,70	179,80	100,10
13	345,10	254,50	226,70	351,20	313,70	187,70	155,90	153,60	
14	357,90	249,50	295,00	398,10	187,50	308,30	314,20	19,80	
15	275,30	363,70	411,90	390,80	173,30	256,00	342,60	5,70	
16	228,00	386,40	382,20	290,70	183,10	236,70	324,60	233,00	
17	280,40	400,00	409,00	226,10	274,90	293,20	81,90	327,30	179,40
18	282,30	372,20	382,80	252,20	105,40	246,60	203,90	379,10	105,90
19	332,20	357,00	226,00	318,00	-	90,50	381,50	313,90	221,80
20	327,10	51,50	158,20	276,50	131,30	-	341,60	252,00	350,00

21	268,30	257,40	288,60	224,10	222,60	166,30	347,20	105,90	346,20
22	308,60	342,90	329,90	26,20	175,00	337,50	312,00	205,70	232,10
23	225,80	417,50	403,80	145,50	86,50	44,30	220,50	287,00	295,30
24	213,70	412,10	405,60	114,30	219,40	215,40	173,80	329,40	146,30
25	389,10	247,10	333,80	121,40	265,50	132,40	-	282,20	261,50
26	334,70	129,70	237,60	385,60	212,20	47,90	188,20	273,50	206,10
27	454,50	175,20	190,00	393,50	312,30	168,30	321,40	237,40	256,40
28	472,30	297,50	324,30	369,00	244,00	334,70	78,60	89,40	235,80
29	283,90		390,00	351,70	13,50	353,90	-	204,50	268,20
30	236,20		382,30	240,00	17,20	333,20	72,20	319,50	288,50
31	372,40		367,80		224,60			242,40	
	8961,5	**9637,1**	**10221,3**	**8088,2**	**5827,3**	**6756,42**	**6674,2**	**5974,9**	**6378,2**

Comentarios:

La alimentación a digestores sí es totalmente proporcional a la alimentación realizada al tanque de mezcla. La media de alimentación al tanque de mezcla es de 255 m^3, la alimentación máxima 472,3 m^3 correspondiente al 28 de enero de 2011.

Tabla 6.5: Producción de generadores hasta septiembre de 2011 (kW·h).

	Ene	Feb	Mar	Abril	May	Jun	Jul	Ago	Sep
1		7,10	8,90	9,70	12,10	13,90	11,10	2,60	12,40
2		7,30	12,70	13,80	12,90	12,80	11,80	4,30	10,80
3	7,40	7,90	13,70	11,00	13,70	13,80	9,00	2,70	11,70
4	9,80	8,40	13,40	11,00	12,80	11,80	10,00	6,50	3,10
5	10,20	4,80	12,90	10,30	13,00	3,80	11,10	8,50	5,70
6	5,20		9,00	6,50	11,00	2,00	10,80	6,90	8,60
7	9,60	9,30	12,40	9,10	11,50	9,50	14,70	5,20	11,20
8	5,30	8,00	12,60	13,50	8,60	11,30	6,30	4,20	11,70
9	9,30	8,00	12,80	11,50	9,10	8,80	12,70	4,70	13,30
10	10,10	8,70	12,90	12,30	12,50	11,90	7,90	2,60	7,50
11	9,50	8,50	14,30	10,90	10,90	12,70	5,90	6,60	5,60
12	9,60	4,70	12,00	12,50	6,20	9,10	7,00	3,80	6,10
13	9,30	4,10	10,20	10,60	15,70	5,60	3,60	3,80	1,10
14	11,10	5,80	9,80	9,60	12,00	12,50	10,40	4,60	
15	6,60	7,90	12,10	10,80	11,00	9,00	9,70		2,10
16	10,80	8,80	12,50	7,50	8,00	11,00	13,00	4,50	
17	12,40	9,80	13,00	4,20	11,70	13,00	6,80	6,90	1,10
18	7,90	8,40	13,90	7,70	9,20	12,80	5,30	9,70	5,00
19	8,50	11,80	11,20	3,30	2,60	10,50	12,70	10,40	8,20
20	9,30	10,70	9,70	8,90	4,00	2,80	12,90	13,40	7,70

21	11,00	6,40	10,30	13,10	8,00	0,10	13,20	8,20	9,10
22	6,10	10,00	9,10	12,50	10,00	11,70	13,20	8,30	10,30
23		11,40	9,40	14,00	4,00	11,10	10,90	11,80	13,00
24	6,00	9,40	13,00	14,40	7,80	10,60	10,60	10,80	9,40
25	6,90	12,70	13,70	9,70	11,60	5,00	1,10	12,00	10,40
26	8,00	11,70	12,20	13,80	8,50	4,00	3,40	11,10	7,80
27	9,20	4,40	9,30	11,00	13,90	5,70	11,10	11,50	10,00
28	11,20	11,20	8,90	11,00	12,80	7,40	9,30	7,40	9,40
29	6,20	7,10	10,20	10,30	7,80	7,50	2,00	4,20	10,30
30		7,30	13,70	6,50	3,40	11,00	3,20	7,30	9,10
31	8,50	7,90	12,50	9,10	3,40	13,90	11,10	8,90	12,40
	235	**249,5**	**362,3**	**320,1**	**299,7**	**286,6**	**281,8**	**213,4**	**244,1**

Tabla 6.6: Horas de funcionamiento de los generadores hasta septiembre de 2011.

	Ene	Feb	Mar	Abril	May	Jun	Jul	Ago	Sep
1		14,00	16,00	22,00	24,00	23,00	16,00	5,00	20,00
2		14,00	23,00	25,00	19,00	20,00	20,00	10,00	15,00
3	14,00	15,00	24,00	24,00	22,00	22,00	20,00	4,00	21,00
4	17,00	15,00	24,00	19,00	20,00	19,00	15,00	10,00	7,00
5	18,00	9,00	24,00	8,00	20,00	8,00	16,00	12,00	8,00
6	11,00		24,00	23,00	7,80	5,00	16,00	11,00	13,00
7	16,00	17,00	24,00	19,00	20,00	15,00	23,00	12,00	15,00
8	11,00	16,00	24,00	24,00	19,00	18,00	9,00	8,00	19,00
9	19,00	16,00	24,00	18,00	17,00	12,00	24,00	10,00	19,00
10	18,00	17,00	24,00	23,00	20,00	19,00	17,00	6,00	15,00
11	17,00	17,00	24,00	19,00	17,00	23,00	11,00	11,00	12,00
12	17,00	11,00	24,00	13,00	9,00	20,00	14,00	7,00	9,00
13	16,00	11,00	24,00	19,00	24,00	9,00	4,00	7,00	2,00
14	20,00	11,00	20,00	23,00	22,00	22,00	17,00	10,00	
15	10,00	15,00	20,00	20,00	24,00	12,00	15,00		4,00
16	24,00	15,00	23,00	24,00	14,00	20,00	23,00	10,00	
17	23,00	18,00	24,00	24,00	17,00	8,40	15,00	11,00	2,00
18	14,00	16,00	24,00	24,00	14,00	24,00	7,00	16,00	11,00
19	15,00	24,00	24,00	20,00	6,00	21,00	20,00	15,00	13,00
20	15,00	24,00	22,00	18,00	8,00	4,00	20,00	24,00	11,00
21	20,00	10,00	18,00	24,00	14,00	1,00	24,00	18,00	12,00
22	13,00	18,00	16,00	22,00	21,00	19,00	21,00	14,00	19,00
23		23,00	17,00	9,00	8,00	16,00	21,00	19,00	19,00
24	11,00	24,00	24,00	20,00	15,00	24,00	23,00	16,00	18,00
25	14,00	16,00	24,00	6,00	20,00	7,00	3,00	21,00	24,00
26	15,00	24,00	24,00	16,00	14,00	9,00	6,00	20,00	11,00

27	16,00	12,00	23,00	22,00	22,00	9,00	17,00	20,00	15,00
28	21,00	19,00	18,00	20,00	21,00	12,00	15,00	16,00	13,00
29	12,00		21,00	24,00	17,00	13,00	3,00	9,00	16,00
30			22,00	23,00	7,00	20,00	6,00	10,00	14,00
31	15,00		22,00		7,00		16,00	11,00	20,00
	432	**441**	**689**	**595**	**509,8**	**454,4**	**477**	**373**	**397**

Tabla 6.7: Consumo de gasóleo por parte de la caldera hasta septiembre de 2011 (l).

Enero	15.500
Febrero	11.300
Marzo	6.000
Abril	3.500
Mayo	1.000
Junio	1.000
Julio	0
Agosto	0
Septiembre	0

6.3 DATOS RECOGIDOS EN PLANTA

La metodología de las visitas fue programada según lo descrito a continuación:

- Las visitas estaban previstas con una frecuencia de dos a la semana.
- Se realizaría una toma de datos directa de las pantallas de los motores de cogeneración.
- Se realizaría una toma directa de datos de los SCADA de la sala de motores.
- Se realizaría una toma directa de información desde la hoja del operario de la sala de control de la trampa de arena.
- Se realizaría una toma directa de datos de los SCADA de la sala de control de la trampa de arena.

Los datos tomados en cada visita han sido los siguientes:

- Fecha de la visita.
- Hora de la visita.
- Numero de mixer.
- Alimentación al tanque de mezcla.
- Temperatura tanque de mezcla.

- Altura tanque de mezcla.
- Alimentación al digestor 1.
- Altura digestor 1.
- Temperatura digestor 1.
- Alimentación al digestor 2.
- Altura digestor 2.
- Temperatura digestor 2.
- Producción motor 1.
- Producción motor 2.
- Tiempo de funcionamiento motor 1.
- Tiempo de funcionamiento motor 2.
- Potencia instantánea del motor.
- Gasómetro.

A continuación se presentan los datos obtenidos a partir de las diferentes visitas realizadas a la instalación. Estos datos están ilustrados entre la Tabla 6.8 y la Tabla 6.21**.**

Por otra parte, se ha tomado nota de las incidencias consideradas como graves, que repercuten en el correcto funcionamiento de la planta.

Tabla 6.8: Datos tomados de la visita realizada el 5 de agosto de 2011.

Fecha de la visita	5 de agosto de 2011	
Hora de la visita		11:15
Numero de mixer	10	unidades
Alimentación al tanque de mezcla	78,4	m^3
Temperatura tanque de mezcla	29,63	ºC
Altura tanque de mezcla	5,92	m
Alimentación al digestor 1	138,4	m^3
Altura digestor 1	14,49	m
Temperatura digestor 1	35,14	ºC
Alimentación al digestor 2	140,9	m^3
Altura digestor 2	14,74	m
Temperatura digestor 2	36,53	ºC
Producción motor 1	2173	MW·h
Producción motor 2	2285,2	MW·h

Tiempo de funcionamiento motor 1	5190	h
Tiempo de funcionamiento motor 2	5587	h
Potencia instantánea del motor	697	kW
Gasómetro	65,28	%

Tabla 6.9: Datos tomados de la visita realizada el 9 de agosto de 2011.

Fecha de la visita	**9 de agosto de 2011**	
Hora de la visita		12:25
Numero de mixer	0	unidades
Alimentación al tanque de mezcla	0	m^3
Temperatura tanque de mezcla	29,63	ºC
Altura tanque de mezcla	6,46	m
Alimentación al digestor 1	0	m^3
Altura digestor 1	14,96	m
Temperatura digestor 1	35,77	ºC
Alimentación al digestor 2	0	m^3
Altura digestor 2	15	m
Temperatura digestor 2	36,19	ºC
Producción motor 1	2174	MW·h
Producción motor 2	2309,2	MW·h
Tiempo de funcionamiento motor 1	5192	h
Tiempo de funcionamiento motor 2	5631	h
Potencia instantánea del motor	499	kW
Gasómetro	71,88	%

Observaciones:

No se había realizado ningún mixer debido a una avería en el sistema neumático de las válvulas. También hubo una avería en la cinta transportadora de reparto a los mixer.

Tabla 6.10: Datos tomados de la visita realizada el 11 de agosto de 2011.

Fecha de la visita	**11 de agosto de 2011**
Hora de la visita	18:35

Numero de mixer	0	unidades
Alimentación al tanque de mezcla	0	m^3
Temperatura tanque de mezcla	30,58	ºC
Altura tanque de mezcla	5,84	m
Alimentación al digestor 1	0	m^3
Altura digestor 1	15,10	m
Temperatura digestor 1	36,26	ºC
Alimentación al digestor 2	0	m^3
Altura digestor 2	15,1	m
Temperatura digestor 2	36,6	ºC
Producción motor 1	2175,1	MW·h
Producción motor 2	2319,6	MW·h
Tiempo de funcionamiento motor 1	5193	h
Tiempo de funcionamiento motor 2	5651	h
Potencia instantánea del motor	0	kW
Gasómetro	14,96	%

Observaciones:

El motor se detuvo a las 18:35.

No se realizaron mixer en todo el día debido a una avería en la tubería que va de las centrífugas al tanque de agua del proceso.

Tabla 6.11: Datos tomados de la visita realizada el 17 de agosto de 2011.

Hora de la visita		11:30
Numero de mixer	12	unidades
Alimentación al tanque de mezcla	157,4	m^3
Temperatura tanque de mezcla	33,41	ºC
Altura tanque de mezcla	6,25	m
Alimentación al digestor 1	89,1	m^3
Altura digestor 1	14,35	m
Temperatura digestor 1	35,65	ºC

Alimentación al digestor 2	89,4	m^3
Altura digestor 2	14,41	m
Temperatura digestor 2	36,79	ºC
Producción motor 1	2175,1	MW·h
Producción motor 2	2339,4	MW·h
Tiempo de funcionamiento motor 1	5193	h
Tiempo de funcionamiento motor 2	5691	h
Potencia instantánea del motor	600-750	kW
Gasómetro	52,19	%

Observaciones:

A las 11:35 cambiaron la potencia del motor de 600kW a 750 kW, debido a que se había estabilizado la entrada de material y el gasómetro se había llenado hasta un porcentaje mayor.

Tabla 6.12: Datos tomados de la visita realizada el 23 de agosto de 2011.

Hora de la visita		13:30
Numero de mixer	17	unidades
Alimentación al tanque de mezcla	136,8	m^3
Temperatura tanque de mezcla	33,43	ºC
Altura tanque de mezcla	6,53	m
Alimentación al digestor 1	77,9	m^3
Altura digestor 1	14,32	m
Temperatura digestor 1	37,5	ºC
Alimentación al digestor 2	74,9	m^3
Altura digestor 2	14,29	m
Temperatura digestor 2	37,4	ºC
Producción motor 1	2175,1	MW·h
Producción motor 2	2399,9	MW·h
Tiempo de funcionamiento motor 1	5193	h
Tiempo de funcionamiento motor 2	5794	h
Potencia instantánea del motor	750	kW

Gasómetro	53,35	%

Tabla 6.13: Datos tomados de la visita realizada el 25 de agosto de 2011.

Hora de la visita		18:10
Numero de mixer	19	unidades
Alimentación al tanque de mezcla	202,6	m^3
Temperatura tanque de mezcla	33,43	ºC
Altura tanque de mezcla	6,15	m
Alimentación al digestor 1	112,5	m^3
Altura digestor 1	14,06	m
Temperatura digestor 1	35,33	ºC
Alimentación al digestor 2	114,8	m^3
Altura digestor 2	14,03	m
Temperatura digestor 2	36,92	ºC
Producción motor 1	2176,5	MW·h
Producción motor 2	2423,6	MW·h
Tiempo de funcionamiento motor 1	5196	h
Tiempo de funcionamiento motor 2	5831	h
Potencia instantánea del motor	0	kW
Gasómetro	44,99	%

Observaciones:

La alimentación ese día se encontraba a 3,5 t por mixer, en lugar de la habitual de 4.

En el momento de la visita la alimentación al tanque de mezcla se encontraba parada debido a una avería en la bomba que envía la sustancia al tanque de mezcla.

Tabla 6.14: Datos tomados de la visita realizada el 26 de agosto de 2011.

Hora de la visita		13:30
Temperatura tanque de mezcla	33,43	ºC
Altura tanque de mezcla	6,14	m

Alimentación al digestor 1	77,9	m^3
Altura digestor 1	14,32	m
Temperatura digestor 1	37,5	ºC
Alimentación al digestor 2	74,9	m^3
Altura digestor 2	14,29	m
Temperatura digestor 2	37,4	ºC
Producción motor 1	2175,1	MW·h
Producción motor 2	2399,9	MW·h
Tiempo de funcionamiento motor 1	5193	h
Tiempo de funcionamiento motor 2	5794	h
Potencia instantánea del motor	750	kW
Gasómetro	53,35	%

Tabla 6.15: Datos tomados de la visita realizada el 29 de agosto de 2011.

Hora de la visita		18:20
Numero de mixer	17	unidades
Alimentación al tanque de mezcla	108,4	m^3
Temperatura tanque de mezcla	21,24	ºC
Altura tanque de mezcla	6,52	m
Alimentación al digestor 1	60,6	m^3
Altura digestor 1	15,06	m
Temperatura digestor 1	35,17	ºC
Alimentación al digestor 2	60,9	m^3
Altura digestor 2	15,02	m
Temperatura digestor 2	36,47	ºC
Producción motor 1	2176,5	MW·h
Producción motor 2	2457,7	MW·h
Tiempo de funcionamiento motor 1	5196	h
Tiempo de funcionamiento motor 2	5895	h
Potencia instantánea del motor	0	kW
Gasómetro	37,44	%

Observaciones:

El motor no funcionó hasta la hora de la visita, debido a una intervención en el gasómetro, en el que se había desplazado la membrana interior, provocando un error en el medidor del gasómetro.

También se hicieron pocos mixer debido a una avería en los cables de la bomba que envía el fluido de la trampa de arena al tanque de mezcla, por lo que se tuvo que vaciar la trampa de arena, para poder tener acceso a la avería.

Tabla 6.16: Datos tomados de la visita realizada el 2 de septiembre de 2011.

Hora de la visita		18:40
Numero de mixer	33	unidades
Alimentación al tanque de mezcla	231,5	m^3
Temperatura tanque de mezcla	32,83	ºC
Altura tanque de mezcla	6,94	m
Alimentación al digestor 1	129,4	m^3
Altura digestor 1	14,66	m
Temperatura digestor 1	35,55	ºC
Alimentación al digestor 2	130,9	m^3
Altura digestor 2	14,65	m
Temperatura digestor 2	36,59	ºC
Producción motor 1	2184,3	MW·h
Producción motor 2	2490	MW·h
Tiempo de funcionamiento motor 1	5210	h
Tiempo de funcionamiento motor 2	5942	h
Potencia instantánea	300	kW
Gasómetro	27,55	%

Tabla 6.17: Datos tomados de la visita realizada el 5 de septiembre de 2011.

Hora de la visita		18:25
Numero de mixer	24	unidades
Alimentación al tanque de mezcla	95,8	m^3
Temperatura tanque de mezcla	31,16	ºC

Altura tanque de mezcla	6,78	m
Alimentación al digestor 1	53,7	m^3
Altura digestor 1	14,46	m
Temperatura digestor 1	34,72	ºC
Alimentación al digestor 2	54,8	m^3
Altura digestor 2	14,50	m
Temperatura digestor 2	36,41	ºC
Producción motor 1	2184,3	MW·h
Producción motor 2	2511	MW·h
Tiempo de funcionamiento motor 1	5210	h
Tiempo de funcionamiento motor 2	5977	h
Potencia instantánea del motor	830	kW
Gasómetro	57.03	%

Observaciones:

El proceso se comenzó más tarde de lo programado debido al intento de cambio en el caudalímetro para medir el biogás, lo que no se pudo realizar debido a que la tubería no era la adecuada, por lo que no se ha podido instalar todavía.

Tabla 6.18: Datos tomados de la visita realizada el 9 de septiembre de 2011.

Hora de la visita		11:40
Numero de mixer	9	unidades
Alimentación al tanque de mezcla	152,2	m^3
Temperatura tanque de mezcla	31,92	ºC
Altura tanque de mezcla	6,35	m
Alimentación al digestor 1	84,8	m^3
Altura digestor 1	14,76	m
Temperatura digestor 1	35,07	ºC
Alimentación al digestor 2	87,1	m^3
Altura digestor 2	14,74	m
Temperatura digestor 2	36,55	ºC
Producción motor 1	2192,2	MW·h

Producción motor 2	2536,7	MW·h
Tiempo de funcionamiento motor 1	5229	h
Tiempo de funcionamiento motor 2	6017	h
Potencia instantánea del motor	830	kW
Gasómetro	57,03	%

Observaciones:

Avería en la cinta de distribución de RSU a los mixers.

Se seguía arreglando uno de los agitadores, debido a la entrada de agua en la zona de lubricación de la mezcladora.

Tabla 6.19: Datos tomados de la visita realizada el 13 de septiembre de 2011.

Hora de la visita		18:00
Numero de mixer	0	unidades
Alimentación al tanque de mezcla	0	m^3
Temperatura tanque de mezcla	30,67	ºC
Altura tanque de mezcla	4,32	m
Alimentación al digestor 1	66	m^3
Altura digestor 1	14,82	m
Temperatura digestor 1	35,89	ºC
Alimentación al digestor 2	33,8	m^3
Altura digestor 2	14,93	m
Temperatura digestor 2	36,2	ºC
Producción motor 1	2214,2	MW·h
Producción motor 2	2547,5	MW·h
Tiempo de funcionamiento motor 1	5255	h
Tiempo de funcionamiento motor 2	6040	h
Potencia instantánea del motor	0	kW
Gasómetro	31,25	%

Observaciones:

Parada toda la producción debido al cambio en la cadena de alimentación a los mezcladores turbo.

La alimentación al digestor 1 y 2 que se ven son recirculaciones que se hacen para mantener la temperatura en los digestores, esta recirculación es de 6.5 m^3/h.

Tabla 6.20: Datos tomados de la visita realizada el 23 de septiembre de 2011.

Hora de la visita		14:15
Numero de mixer	21	unidades
Alimentación al tanque de mezcla	142,1	m^3
Temperatura tanque de mezcla	32	ºC
Altura tanque de mezcla	6,61	m
Alimentación al digestor 1	79,2	m^3
Altura digestor 1	14,79	m
Temperatura digestor 1	35,68	ºC
Alimentación al digestor 2	80,8	m^3
Altura digestor 2	14,82	m
Temperatura digestor 2	36,69	ºC
Producción motor 1	2254,7	MW·h
Producción motor 2	2558,3	MW·h
Tiempo de funcionamiento motor 1	5320	h
Tiempo de funcionamiento motor 2	6058	h
Potencia instantánea del motor	0	kW
Gasómetro	48,18	%

Observaciones:

Parado el motor por avería en la batería.

Tabla 6.21: Datos tomados de la visita realizada el 13 de octubre de 2011.

Hora de la visita		14:15
Numero de mixer	9	unidades

Alimentación al tanque de mezcla	47,8	m^3
Temperatura tanque de mezcla	30,38	ºC
Altura tanque de mezcla	4,94	m
Alimentación al digestor 1	26,8	m^3
Altura digestor 1	14,68	m
Temperatura digestor 1	35,97	ºC
Alimentación al digestor 2	26,9	m^3
Altura digestor 2	14,74	m
Temperatura digestor 2	36,52	ºC
Producción motor 1	2422,5	MW·h
Producción motor 2	2558,3	MW·h
Tiempo de funcionamiento motor 1	5602	h
Tiempo de funcionamiento motor 2	6058	h
Potencia instantánea del motor	749	kW
Gasómetro	36,47	%

6.4 CONCLUSIONES

Las conclusiones tomadas de las visitas realizadas son las siguientes:

- Aproximadamente el 50% de los días programados no pudo ser realizada la visita, ya que fui avisado para no realizarla porque el sistema estaba fuera de servicio, o una vez presentado en el CTR, no estaba permitido el acceso a las instalaciones, alegándose motivos de seguridad.
- Casi un 50% de los días de visita ha existido alguna avería en alguna parte de la instalación.
- La entrada de materia orgánica al proceso debería ser continua. Sin embargo, la cinta que transporta dicha materia (de calibre de 10 a 40 mm) a los mixers se para cuando la trampa de arena está saturada por lo que la totalidad del material orgánico es desviado al proceso de fermentación aeróbica, de esta manera se pierde parte de la materia orgánica potencialmente metanizable.
- Existe un sistema de acopio de material menor de 40 mm para su posterior reenvío al proceso de biometanización. No obstante, en ninguna de las visitas realizadas se constató que se utilizara dicho material acopiado, sino que se para completamente el proceso (desde el trómel), aumentando la cantidad de materia que se envía al proceso de fermentación.

En la trampa de arena se producen dos problemas que hacen que el proceso no alcance los niveles esperados de generación:

- Para eliminar los materiales inertes hay que extraer gran cantidad de agua que contiene mucha materia orgánica disuelta. Esta actuación provoca la pérdida de una cantidad importante de materia orgánica.
- La trampa de arena es el cuello de botella del proceso, llenándose con los ciclos de trabajo realizados por tres mixer, no siendo necesario el funcionamiento del cuarto mixer. Por este motivo, gran parte de la materia orgánica no llega a introducirse en los mixer, siendo enviada a un acopio provisional que está diseñado para ser utilizado en caso de avería. Si no se renvía a los mixers al cabo de varios días se destina al proceso de fermentación aerobia. Se estima que se puede perder un 20% de materia.
- El control de alimentación a los mixers se realiza mediante un mecanismo que regula la entrada de materia orgánica a los mixers durante cinco minutos (independientemente de la cantidad de materia orgánica que entra), debería regularse en función de la materia orgánica que entre.
- Resultaría muy conveniente diseñar una nueva trampa de arena capaz de tratar toda la materia orgánica existente.

Sería necesario buscar un proceso de eliminación de inertes anterior a la trampa de arena, y a la vez un proceso de utilización de mayor cantidad de materia orgánica. De esta forma se eliminarían los dos problemas anteriores, aumentando la calidad del sustrato que se envía a biometanización.

Por otra parte, se ha detectado que en ocasiones estando el gasómetro próximo al llenado, y con sólo un motor funcionando el personal de la planta no pone en funcionamiento el segundo motor y decide parar el proceso de biometanización. Una vez puesta en marcha la exportación de la energía eléctrica, los dos motores podrían funcionar simultáneamente a plena carga.

La capacidad para la cual está diseñada la línea de biometanización del Centro de Tratamiento de Residuos de San Román de la Vega asciende a 45 000 t. Conviene destacar que en la oferta económica de la UTE se insiste que, en el caso de no llegar a una cantidad de materia orgánica entrante en la línea de biometanización de 45 000 t, se invertirá en los medios necesarios para alcanzar esta cifra, desviando materia orgánica de la otra línea de tratamiento, los túneles de compostaje, mediante la incorporación de un equipo triturador.

El proceso de biometanización se realiza las 24 h, sin embargo el proceso de tratamiento de residuos solo se hace durante 12 horas al día, lo que impide mantener constante el proceso de biometanización. También lo dificulta la gran cantidad de averías que se producen en todo el proceso. Para ello sería necesario mejorar el proceso de mantenimiento preventivo que se realiza durante la noche, cuando se encuentra parado el proceso de tratamiento de residuo.

Existe muy poca automatización del proceso, aunque la mayoría de los parámetros se visualicen mediante SCADA, no existe un automatismo de las acciones, sino que todas se controlan manualmente. Para realizar una mayor automatización sería necesaria una serie de medidores de temperatura de humos de escape, y realizar la calibración de los medidores ya existentes.

El Real Decreto 1481/2001, de 27 de diciembre, por el que se regula la eliminación de residuos mediante depósito en vertedero establece un máximo de vertido de materia orgánica. Según información indicada por GERSUL, la UTE reconoce que se superan estos límites. De hecho, es la propia UTE la que solicitó un sistema de captación de biogás en vertedero, y presentó a GERSUL un documento en el que consta que espera recuperar más biogás que el históricamente captado en la línea de biometanización. Este sistema de captación está actualmente en ejecución.

La eliminación a vertedero de rechazos de una cantidad de material con una elevada concentración de materia orgánica, como ha quedado patente, ya que se hace necesaria la instalación de un sistema de captación de biogás en el vertedero, supone los siguientes perjuicios:

- Llenado prematuro del vaso dimensionado para albergar solamente a materiales de rechazo.
- Generación de bolsas en el subsuelo de gas, potencialmente muy dañino para el medio ambiente, en concreto para el efecto invernadero.
- Problemas de desestabilización del terreno del vertedero, una vez sellado.
- El proyecto original estima que el proceso de biometanización es continuo, lo que implica que la cogeneración también debería serlo y estar operando continuamente, parando sólo en periodos de avería y mantenimiento programados. Este modo de operación se conseguiría con un buen grado de automatización de la planta que permita el normal desarrollo del proceso con una mínima vigilancia que podría

ser realizado por el mismo personal utilizado en la línea de biometanización.

- Recientemente se ha anulado el primer depósito del proceso (tanque hidrólisis), por lo que el calor necesario para el proceso sólo se aporta en los digestores mediante sus correspondientes intercambiadores.
- La instalación proyectada ha sufrido modificaciones, y no precisamente para mejorar sus rendimientos. Ejemplos de esto son la instalación de una caldera para mantener la temperatura en los depósitos de biometanización o la anulación del proceso del tanque de hidrólisis.

7 TRATAMIENTO DE LOS DATOS

7.1 INTRODUCCIÓN

Posterior a la adquisición de la información monitorizada o registrada en el CTR. El presente, se presenta en el capítulo su análisis y tratamiento. Los objetivos perseguidos en este análisis son:

- Detectar los flujos energéticos, en forma de calor y de electricidad, existentes en el la línea de biometanización y cogeneración del CTR.
- Observar la cantidad de energía no aprovechada eficientemente, o directamente desperdiciada.
- Valorar económicamente las prácticas efectuadas en los balances energéticos efectuados en las líneas anteriormente indicadas.
- Optimizar energéticamente el proceso de biometanización y cogeneración, cuantificando la energía necesaria para el proceso
- Promover el aprovechamiento de las energías residuales generadas en los procesos.

El alcance de los objetivos indicados supone la evaluación de la cantidad de esta energía aportada por los motores de cogeneración, procedente del circuito de alta temperatura y de los gases de escape, así como la producida por la caldera de gasóleo C.

Este capítulo se desarrolla en los siguientes apartados:

- **Estado de la instalación:** resumen de cómo fue proyectada la instalación y qué modificaciones ha sufrido hasta llegar a su estado actual.
- **Datos de partida:** histórico de los datos con los que se ha trabajado.
- **Tratamiento de los datos:** metodología de trabajo desarrollada para el tratamiento de los datos presentados en el epígrafe anterior. Se mostrarán, además, los diferentes balances energéticos realizados para la justificación de las conclusiones.
- **Análisis de los resultados:** conclusiones a las que se llegan a partir de los resultados del tratamiento de los datos.

7.2 ESTADO DE LA INSTALACIÓN

7.2.1 CÓMO FUE PROYECTADA LA INSTALACIÓN

La fracción orgánica de menor de 40 mm pasa por un separador metálico de la línea de tratamiento primario. Una vez separadas las partes metálicas se descarga sobre una cinta inclinada que a su vez desemboca en otra cinta horizontal que es la que se encarga de alimentar a los mezcladores.

La fracción de RSU así obtenida está en gran parte libre de inertes y con una granulometría inferior a 40 mm está en unas buenas condiciones para ser alimentada a los mezcladores turbo, donde se le añade agua de proceso para producir una suspensión de residuos biógenos. Esta suspensión está en condiciones de ser bombeada y mezclada y puede ser manipulada fácilmente durante el proceso de metanización.

El agua de proceso añadida en los mezcladores es bombeada desde un tanque enterrado situado junto a los fosos de recepción de la línea tratamiento primario.

La suspensión mezclada sale por la parte inferior de los mezcladores y fluye por gravedad hasta un separador de fracción inerte, consistente en una criba giratoria o trómel de 20 mm, donde se elimina la fracción ligera, formada por material flotante en suspensión y material grueso, como madera, plástico o metal, con una granulometría mayor de 20 mm. Esta fracción, inerte, se deshidrata, compacta y descarga en un contenedor para su posterior incorporación a la prensa de rechazos.

El efluente líquido con la materia orgánica en suspensión cae a través del tamiz hasta el separador de fracción arena, o también llamado trampa de arena, consistente en un depósito rectangular semienterrado, dividido longitudinalmente por un tabique separador para formar dos canales que permiten la circulación del líquido desde el extremo donde se sitúa el trómel de inertes, hasta el extremo opuesto, donde queda ubicada la bomba de impulsión del líquido hacia la etapa de hidrólisis. De esta manera se facilita la decantación de los materiales inorgánicos tipo arena y restos de vidrio y metales que no deben ser alimentados al proceso de fermentación.

Una vez separados los inertes, la fase acuosa con la fracción orgánica disuelta que llega al final del decantador, es bombeada hasta la etapa de hidrólisis. Antes de pasar a la etapa de hidrólisis, se debe realizar un pretratamiento de acidificación de la mezcla para regular el pH. Este pretratamiento se realiza en un tanque de mezcla, de 450 m^3 de capacidad.

Después del pretratamiento de acidificación, el sustrato se impulsa con una bomba de émbolo giratorio a través de una conducción de acero al carbono que lleva directamente al tanque de hidrólisis, el cual está equipado con dos agitadores sumergibles tipo Top-Entry para conseguir una completa homogenización del sustrato. A la entrada del tanque se encuentra un intercambiador tubular, que aprovecha el calor de refrigeración de los motores de cogeneración para calentar el sustrato a una temperatura adecuada para el proceso.

Tras la etapa de hidrólisis, el sustrato sería enviado hasta los reactores anaeróbicos, provistos de agitadores para conseguir la homogenización, por una bomba de émbolo giratorio. Previamente a la entrada general de los reactores, el sustrato se calienta en un intercambiador tubular que aprovecha el agua caliente de la refrigeración de los motores de cogeneración. Estos tanques trabajan en serie y el biogás producido pasaría del primero al segundo y de este al tanque de agotamiento para finalmente almacenarlo en un depósito de gas.

La suspensión descompuesta en los reactores sale por gravedad y entra en el depósito de almacenamiento de 450 m^3 de capacidad. Para evitar las sedimentaciones el depósito está equipado con un agitador tipo Top-Entry. En este depósito tiene lugar la etapa de postfermentación donde se agota al máximo la producción de metano.

Finalmente, por la parte inferior del depósito de almacenamiento quedará la suspensión digerida. Mediante un indicador de nivel se tendrá el control de la cantidad de digesto existente en el tanque, y mediante una bomba de émbolo giratorio, se irá bombeando hacia la etapa de deshidratación.

7.2.2 Estado actual de la instalación

La instalación ha sufrido importantes cambios de cómo fue proyectada hasta su estado actual.

Actualmente se está generando una parte del calor necesario para mantener las condiciones óptimas del proceso de biometanización a partir de la combustión de gasóleo C en una caldera de 1600 kW. Esta caldera está funcionando a un régimen de temperaturas aproximado de 45 ºC en verano, y 55 ºC en invierno, para mantener una temperatura estable en los digestores anaeróbicos de 37 ºC aproximadamente.

La instalación de la caldera indicada viene motivada porque hasta el año 2008 no se utilizó la cogeneración en ningún momento y el biogás producido fue quemado

directamente en la antorcha. A partir de la puesta en funcionamiento de los motores de cogeneración, se está utilizando el calor procedente del circuito de alta de los motores junto con el producido por la caldera.

Por otra parte, no se está aprovechando el calor residual de los gases de escape de los motores de biogás.

Actualmente el tanque de hidrólisis está anulado y se utiliza como depósito de almacenamiento de agua.

Los digestores actualmente se encuentran conectados en paralelo y el biogás producido en ellos pasa directamente al tanque de almacenamiento, que también se ha sustituido por uno de mayor volumen (gasómetro).

7.3 CONSIDERACIONES PREVIAS

- Se ha partido de la producción eléctrica como dato fiable para determinar el resto de parámetros.
- Los cálculos se han realizado bajo el supuesto de un solo motor funcionando a plena carga.
- Se admite una pequeña dispersión en el tratamiento del gasoil, ya que los datos corresponden a entradas de gasoil C y no a consumos de gasoil C, pero que al ser tratados anualmente los datos el error puede ser despreciable.
- El PCI del biogás es de 13.286 kJ/Nm^3(3,69 kW·h/Nm^3) y tiene una riqueza de metano del 65%
- El gasóleo C utilizado en la caldera tiene las siguientes características
    - PCI: 9.731 kcal/kg(11,317 kW·h/kg)
    - Densidad: 0,85 kg/l
- Las características de los motores de cogeneración son los siguientes:
    - Potencia eléctrica: 834 kW
    - Potencia térmica: 901 kW
    - Rendimiento eléctrico: 39,89%
    - Rendimiento térmico: 43,09%
    - Potencia térmica de los escapes: 445 kW
    - Potencia térmica circuito de alta: 456 kW

- Las características más importantes de la caldera de gasóleo C se destacan:
  - Potencia útil: 1400 kW
  - Rendimiento sobre el PCI: 90, 70%

7.4 METODOLOGÍA

Teniendo en cuenta todo lo expuesto en el epígrafe anterior, la Ecuación 7.1 permite el cálculo de biogás consumido por los motores de cogeneración, a partir de la energía eléctrica generada por los mismos:

$$Consumo\ gas\ (m^3) = \frac{Producción\ eléctrica\ (kWh)}{PCI_{biogás}\left(kWh/_{m^3}\right).\eta_{eléctrico}}$$

Ecuación 7.1

Este dato se podría asumir como válido, sin riesgo de cometer errores elevados, a la producción útil de biogás de la planta, al considerarse que todo el biogás producido es consumido en un motor a plena carga.

No existen datos del biogás consumido por los motores ya que el gasómetro que existía no estaba adecuadamente calibrado y no era el válido para la instalación proyectada en el momento del estudio.

En la actualidad está construido un nuevo gasómetro, por lo que se podrá tomar los datos de biogás consumidos directamente, no siendo necesario realizar esta aproximación matemática. Esta medida, además de reducir los errores de cálculo, permitiría detectar desvíos de biogás a destinos no aprovechados, como su combustión en la antorcha.

La aplicación de los datos obtenidos y registrados en el CTR, aplicando la Ecuación 7.1 ofrece como resultado los datos mostrados en la Tabla 7.1.

Tabla 7.1: Cálculo de biogás aprovechado en los motores de cogeneración (m³).

	Ene	Feb	Mar	Abril	May	Jun	Jul	Ago	Sep
1	0,00	4823,56	6046,44	6589,94	8220,44	9443,31	7541,06	1766,38	8424,25
2	0,00	4959,44	8628,06	9375,38	8763,94	8696,00	8016,63	2921,31	7337,25
3	5027,38	5367,06	9307,44	7473,13	9307,44	9375,38	6114,38	1834,31	7948,69
4	6657,88	5706,75	9103,63	7473,13	8696,00	8016,63	6793,75	4415,94	2106,06
5	6929,63	3261,00	8763,94	6997,56	8831,88	2581,63	7541,06	5774,69	3872,44

6	3532,75	0,00	6114,38	4415,94	7473,13	1358,75	7337,25	4687,69	5842,63
7	6522,00	6318,19	8424,25	6182,31	7812,81	6454,06	9986,81	3532,75	7609,00
8	3600,69	5435,00	8560,13	9171,56	5842,63	7676,94	4280,06	2853,38	7948,69
9	6318,19	5435,00	8696,00	7812,81	6182,31	5978,50	8628,06	3193,06	9035,69
10	6861,69	5910,56	8763,94	8356,31	8492,19	8084,56	5367,06	1766,38	5095,31
11	6454,06	5774,69	9715,06	7405,19	7405,19	8628,06	4008,31	4483,88	3804,50
12	6522,00	3193,06	8152,50	8492,19	4212,13	6182,31	4755,63	2581,63	4144,19
13	6318,19	2785,44	6929,63	7201,38	10666,1	3804,50	2445,75	2581,63	747,31
14	7541,06	3940,38	6657,88	6522,00	8152,50	8492,19	7065,50	3125,13	0,00
15	4483,88	5367,06	8220,44	7337,25	7473,13	6114,38	6589,94	0,00	1426,69
16	7337,25	5978,50	8492,19	5095,31	5435,00	7473,13	8831,88	3057,19	0,00
17	8424,25	6657,88	8831,88	2853,38	7948,69	8831,88	4619,75	4687,69	747,31
18	5367,06	5706,75	9443,31	5231,19	6250,25	8696,00	3600,69	6589,94	3396,88
19	5774,69	8016,63	7609,00	2241,94	1766,38	7133,44	8628,06	7065,50	5570,88
20	6318,19	7269,31	6589,94	6046,44	2717,50	1902,25	8763,94	9103,63	5231,19
21	7473,13	4348,00	6997,56	8899,81	5435,00	67,94	8967,75	5570,88	6182,31
22	4144,19	6793,75	6182,31	8492,19	6793,75	7948,69	8967,75	5638,81	6997,56
23	0,00	7744,88	6386,13	9511,25	2717,50	7541,06	7405,19	8016,63	8831,88
24	4076,25	6386,13	8831,88	9783,00	5299,13	7201,38	7201,38	7337,25	6386,13
25	4687,69	8628,06	9307,44	6589,94	7880,75	3396,88	747,31	8152,50	7065,50
26	5435,00	7948,69	8288,38	9375,38	5774,69	2717,50	2309,88	7541,06	5299,13
27	6250,25	2989,25	6318,19	7473,13	9443,31	3872,44	7541,06	7812,81	6793,75
28	7609,00	7609,00	6046,44	7473,13	8696,00	5027,38	6318,19	5027,38	6386,13
29	4212,13	4823,56	6929,63	6997,56	5299,13	5095,31	1358,75	2853,38	6997,56
30	0,00	4959,44	9307,44	4415,94	2309,88	7473,13	2174,00	4959,44	6182,31
31	5774,69	5367,06	8492,19	6182,31	2309,88	9443,31	7541,06	6046,44	8424,25
	159653	169504	246137	217467	203608	194708	191447	144978	165835

Posteriormente, a partir de las horas reales de funcionamiento, se han calculado las horas de funcionamiento a plena carga y el factor de carga de los motores, según lo estipulado en la Ecuación 7.2 y la Ecuación 7.3.

$$Horas\ de\ carga = \frac{Producción\ eléctrica(kWh)}{Potencia\ útil\ motor\ (kW)}$$

Ecuación 7.2

$$Factor\ de\ carga(f) = \frac{Horas\ a\ plena\ carga}{Horas\ reales\ de\ funcionamiento}$$

Ecuación 7.3

La aplicación de los datos obtenidos y registrados en el CTR, aplicando la Ecuación 7.2 y la Ecuación 7.3 ofrece como resultado los datos mostrados en la Tabla 7.2 **y** la Tabla 7.3.

Tabla 7.2: Cálculo del número de horas de funcionamiento a plena carga.

	Ene	Feb	Mar	Abril	May	Jun	Jul	Ago.	Sep.
1	0,00	8,51	10,67	11,63	14,51	16,67	13,31	3,12	14,87
2	0,00	8,75	15,23	16,55	15,47	15,35	14,15	5,16	12,95
3	8,87	9,47	16,43	13,19	16,43	16,55	10,79	3,24	14,03
4	11,75	10,07	16,07	13,19	15,35	14,15	11,99	7,79	3,72
5	12,23	5,76	15,47	12,35	15,59	4,56	13,31	10,19	6,83
6	6,24	0,00	10,79	7,79	13,19	2,40	12,95	8,27	10,31
7	11,51	11,15	14,87	10,91	13,79	11,39	17,63	6,24	13,43
8	6,35	9,59	15,11	16,19	10,31	13,55	7,55	5,04	14,03
9	11,15	9,59	15,35	13,79	10,91	10,55	15,23	5,64	15,95
10	12,11	10,43	15,47	14,75	14,99	14,27	9,47	3,12	8,99
11	11,39	10,19	17,15	13,07	13,07	15,23	7,07	7,91	6,71
12	11,51	5,64	14,39	14,99	7,43	10,91	8,39	4,56	7,31
13	11,15	4,92	12,23	12,71	18,82	6,71	4,32	4,56	1,32
14	13,31	6,95	11,75	11,51	14,39	14,99	12,47	5,52	0,00
15	7,91	9,47	14,51	12,95	13,19	10,79	11,63	0,00	2,52
16	12,95	10,55	14,99	8,99	9,59	13,19	15,59	5,40	0,00
17	14,87	11,75	15,59	5,04	14,03	15,59	8,15	8,27	1,32
18	9,47	10,07	16,67	9,23	11,03	15,35	6,35	11,63	6,00
19	10,19	14,15	13,43	3,96	3,12	12,59	15,23	12,47	9,83
20	11,15	12,83	11,63	10,67	4,80	3,36	15,47	16,07	9,23
21	13,19	7,67	12,35	15,71	9,59	0,12	15,83	9,83	10,91
22	7,31	11,99	10,91	14,99	11,99	14,03	15,83	9,95	12,35
23	0,00	13,67	11,27	16,79	4,80	13,31	13,07	14,15	15,59
24	7,19	11,27	15,59	17,27	9,35	12,71	12,71	12,95	11,27
25	8,27	15,23	16,43	11,63	13,91	6,00	1,32	14,39	12,47
26	9,59	14,03	14,63	16,55	10,19	4,80	4,08	13,31	9,35
27	11,03	5,28	11,15	13,19	16,67	6,83	13,31	13,79	11,99
28	13,43	13,43	10,67	13,19	15,35	8,87	11,15	8,87	11,27
29	7,43		12,23	12,35	9,35	8,99	2,40	5,04	12,35
30	0,00		16,43	7,79	4,08	13,19	3,84	8,75	10,91
31	10,19		14,99		4,08		13,31	10,67	
	281,77	299,16	434,41	383,81	359,35	343,65	337,89	255,88	292,69

Tabla 7.3: Cálculo del factor de carga de la instalación de cogeneración.

	Ene	Feb	Mar	Abril	May	Jun	Jul	Ago.	Sep.
1		0,61	0,67	0,53	0,60	0,72	0,83	0,62	0,74
2		0,63	0,66	0,66	0,81	0,77	0,71	0,52	0,86
3	0,63	0,63	0,68	0,55	0,75	0,75	0,54	0,81	0,67

4	0,69	0,67	0,67	0,69	0,77	0,74	0,80	0,78	0,53
5	0,68	0,64	0,64	1,54	0,78	0,57	0,83	0,85	0,85
6	0,57		0,45	0,34	1,69	0,48	0,81	0,75	0,79
7	0,72	0,66	0,62	0,57	0,69	0,76	0,77	0,52	0,90
8	0,58	0,60	0,63	0,67	0,54	0,75	0,84	0,63	0,74
9	0,59	0,60	0,64	0,77	0,64	0,88	0,63	0,56	0,84
10	0,67	0,61	0,64	0,64	0,75	0,75	0,56	0,52	0,60
11	0,67	0,60	0,71	0,69	0,77	0,66	0,64	0,72	0,56
12	0,68	0,51	0,60	1,15	0,83	0,55	0,60	0,65	0,81
13	0,70	0,45	0,51	0,67	0,78	0,75	1,08	0,65	0,66
14	0,67	0,63	0,59	0,50	0,65	0,68	0,73	0,55	
15	0,79	0,63	0,73	0,65	0,55	0,90	0,78		0,63
16	0,54	0,70	0,65	0,37	0,69	0,66	0,68	0,54	
17	0,65	0,65	0,65	0,21	0,83	1,86	0,54	0,75	0,66
18	0,68	0,63	0,69	0,38	0,79	0,64	0,91	0,73	0,55
19	0,68	0,59	0,56	0,20	0,52	0,60	0,76	0,83	0,76
20	0,74	0,53	0,53	0,59	0,60	0,84	0,77	0,67	0,84
21	0,66	0,77	0,69	0,65	0,69	0,12	0,66	0,55	0,91
22	0,56	0,67	0,68	0,68	0,57	0,74	0,75	0,71	0,65
23		0,59	0,66	1,87	0,60	0,83	0,62	0,74	0,82
24	0,65	0,47	0,65	0,86	0,62	0,53	0,55	0,81	0,63
25	0,59	0,95	0,68	1,94	0,70	0,86	0,44	0,69	0,52
26	0,64	0,58	0,61	1,03	0,73	0,53	0,68	0,67	0,85
27	0,69	0,44	0,48	0,60	0,76	0,76	0,78	0,69	0,80
28	0,64	0,71	0,59	0,66	0,73	0,74	0,74	0,55	0,87
29	0,62		0,58	0,51	0,55	0,69	0,80	0,56	0,77
30			0,75	0,34	0,58	0,66	0,64	0,88	0,78
31	0,68		0,68		0,58		0,83	0,97	0,74
	0,65	**0,68**	**0,63**	**0,65**	**0,70**	**0,76**	**0,71**	**0,69**	**0,74**

Registradas las horas de funcionamiento de los motores de cogeneración y su consumo de biogás, y conocidas las características de rendimientos energéticos de los motores, que permiten realizar un balance de potencia y energía del mismo, es posible el cálculo la producción de calor residual generado en los siguientes procesos:

- Calor perdido en el circuito de refrigeración de alta temperatura, calculado según lo ilustrado en la Ecuación 7.4.
- Calor perdido en el circuito de refrigeración de baja temperatura. No se propone la recuperación de esta energía, de escasísima cantidad.

- Calor perdido en el escape de los motores de combustión calculado según lo ilustrado en la Ecuación 7.5.
- Calor total perdido en el motor, calculado según lo ilustrado en la Ecuación 7.6.

$$Q_{circuito\ de\ alta}(k.Wh) = H_{plena\ carga}(h).P_{termica}(kW)$$

Ecuación 7.4

$$Q_{escapes}(kWh) = h_{plena\ carga}(h).P_{termescapes}(kW)$$

Ecuación 7.5

$$Q_{total}(kWh) = V_{biogás}(m^3).PCI\left({}^{kWh}/_{m^3}\right).\eta_{térmico}$$

Ecuación 7.6

La aplicación de los datos obtenidos y registrados en el CTR, aplicando la Ecuación 7.4, Ecuación 7.5 y la Ecuación 7.6 ofrece como resultado los datos mostrados en la Tabla 7.4, la Tabla 7.5 y la Tabla 7.6.

Tabla 7.4: Cálculo del calor perdido en los gases de escape de la instalación de cogeneración.

	Ene	Feb	Mar	Abril	May	Jun	Jul	Ago.	Sep.
1	0	3786,95	4748,15	5175,35	6456,95	7418,15	5922,95	1388,4	6617,15
2	0	3893,75	6777,35	7364,75	6884,15	6830,75	6296,75	2296,2	5762,75
3	3947,15	4214,15	7311,35	5869,55	7311,35	7364,75	4801,55	1441,8	6243,35
4	5228,75	4481,15	7151,15	5869,55	6830,75	6296,75	5335,55	3466,55	1655,4
5	5442,35	2563,2	6884,15	5495,75	6937,55	2029,2	5922,95	4534,55	3039,35
6	2776,8	0	4801,55	3466,55	5869,55	1068	5762,75	3680,15	4587,95
7	5121,95	4961,75	6617,15	4854,95	6136,55	5068,55	7845,35	2776,8	5976,35
8	2825,75	4267,55	6723,95	7204,55	4587,95	6029,75	3359,75	2242,8	6243,35
9	4961,75	4267,55	6830,75	6136,55	4854,95	4694,75	6777,35	2509,8	7097,75
10	5388,95	4641,35	6884,15	6563,75	6670,55	6350,15	4214,15	1388,4	4000,55
11	5068,55	4534,55	7631,75	5816,15	5816,15	6777,35	3146,15	3519,95	2985,95
12	5121,95	2509,8	6403,55	6670,55	3306,35	4854,95	3733,55	2029,2	3252,95
13	4961,75	2189,4	5442,35	5655,95	8374,9	2985,95	1922,4	2029,2	587,4
14	5922,95	3092,75	5228,75	5121,95	6403,55	6670,55	5549,15	2456,4	0
15	3519,95	4214,15	6456,95	5762,75	5869,55	4801,55	5175,35	0	1121,4
16	5762,75	4694,75	6670,55	4000,55	4267,55	5869,55	6937,55	2403	0
17	6617,15	5228,75	6937,55	2242,8	6243,35	6937,55	3626,75	3680,15	587,4
18	4214,15	4481,15	7418,15	4107,35	4908,35	6830,75	2825,75	5175,35	2670

19	4534,55	6296,75	5976,35	1762,2	1388,4	5602,55	6777,35	5549,15	4374,35
20	4961,75	5709,35	5175,35	4748,15	2136	1495,2	6884,15	7151,15	4107,35
21	5869,55	3413,15	5495,75	6990,95	4267,55	53,4	7044,35	4374,35	4854,95
22	3252,95	5335,55	4854,95	6670,55	5335,55	6243,35	7044,35	4427,75	5495,75
23	0	6083,15	5015,15	7471,55	2136	5922,95	5816,15	6296,75	6937,55
24	3199,55	5015,15	6937,55	7685,15	4160,75	5655,95	5655,95	5762,75	5015,15
25	3680,15	6777,35	7311,35	5175,35	6189,95	2670	587,4	6403,55	5549,15
26	4267,55	6243,35	6510,35	7364,75	4534,55	2136	1815,6	5922,95	4160,75
27	4908,35	2349,6	4961,75	5869,55	7418,15	3039,35	5922,95	6136,55	5335,55
28	5976,35	5976,35	4748,15	5869,55	6830,75	3947,15	4961,75	3947,15	5015,15
29	3306,35	0	5442,35	5495,75	4160,75	4000,55	1068	2242,8	5495,75
30	0	0	7311,35	3466,55	1815,6	5869,55	1708,8	3893,75	4854,95
31	4534,55	0	6670,55	0	1815,6	0	5922,95	4748,15	0
	125387	**133126**	**193312**	**170795**	**159910**	**152924**	**150361**	**113866**	**130247**

Tabla 7.5: Cálculo del calor perdido en el circuito de alta temperatura de la instalación de cogeneración.

	Ene	Feb	Mar	Abril	May	Jun	Jul	Ago	Sep
1	0	3880,56	4865,52	5303,28	6616,56	7601,52	6069,36	1422,72	6780,72
2	0	3990	6944,88	7546,8	7054,32	6999,6	6452,4	2352,96	5905,2
3	4044,72	4318,32	7492,08	6014,64	7492,08	7546,8	4920,24	1477,44	6397,68
4	5358	4591,92	7327,92	6014,64	6999,6	6452,4	5467,44	3552,24	1696,32
5	5576,88	2626,56	7054,32	5631,6	7109,04	2079,36	6069,36	4646,64	3114,48
6	2845,44	0	4920,24	3552,24	6014,64	1094,4	5905,2	3771,12	4701,36
7	5248,56	5084,4	6780,72	4974,96	6288,24	5193,84	8039,28	2845,44	6124,08
8	2895,6	4373,04	6890,16	7382,64	4701,36	6178,8	3442,8	2298,24	6397,68
9	5084,4	4373,04	6999,6	6288,24	4974,96	4810,8	6944,88	2571,84	7273,2
10	5522,16	4756,08	7054,32	6726	6835,44	6507,12	4318,32	1422,72	4099,44
11	5193,84	4646,64	7820,4	5959,92	5959,92	6944,88	3223,92	3606,96	3059,76
12	5248,56	2571,84	6561,84	6835,44	3388,08	4974,96	3825,84	2079,36	3333,36
13	5084,4	2243,52	5576,88	5795,76	8581,92	3059,76	1969,92	2079,36	601,92
14	6069,36	3169,2	5358	5248,56	6561,84	6835,44	5686,32	2517,12	0
15	3606,96	4318,32	6616,56	5905,2	6014,64	4920,24	5303,28	0	1149,12
16	5905,2	4810,8	6835,44	4099,44	4373,04	6014,64	7109,04	2462,4	0
17	6780,72	5358	7109,04	2298,24	6397,68	7109,04	3716,4	3771,12	601,92
18	4318,32	4591,92	7601,52	4208,88	5029,68	6999,6	2895,6	5303,28	2736
19	4646,64	6452,4	6124,08	1805,76	1422,72	5741,04	6944,88	5686,32	4482,48
20	5084,4	5850,48	5303,28	4865,52	2188,8	1532,16	7054,32	7327,92	4208,88
21	6014,64	3497,52	5631,6	7163,76	4373,04	54,72	7218,48	4482,48	4974,96
22	3333,36	5467,44	4974,96	6835,44	5467,44	6397,68	7218,48	4537,2	5631,6
23	0	6233,52	5139,12	7656,24	2188,8	6069,36	5959,92	6452,4	7109,04
24	3278,64	5139,12	7109,04	7875,12	4263,6	5795,76	5795,76	5905,2	5139,12
25	3771,12	6944,88	7492,08	5303,28	6342,96	2736	601,92	6561,84	5686,32
26	4373,04	6397,68	6671,28	7546,8	4646,64	2188,8	1860,48	6069,36	4263,6
27	5029,68	2407,68	5084,4	6014,64	7601,52	3114,48	6069,36	6288,24	5467,44
28	6124,08	6124,08	4865,52	6014,64	6999,6	4044,72	5084,4	4044,72	5139,12
29	3388,08	0	5576,88	5631,6	4263,6	4099,44	1094,4	2298,24	5631,6
30	0	0	7492,08	3552,24	1860,48	6014,64	1751,04	3990	4974,96
31	4646,64	0	6835,44	0	1860,48	0	6069,36	4865,52	0

	128487	**136416**	**198090**	**175017**	**163863**	**156704**	**154077**	**116681**	**133466**

Tabla 7.6: Cálculo del calor total perdido en la instalación de cogeneración.

	Ene	Feb	Mar	Abril	May	Jun	Jul	Ago	Sep
1	0,00	7669,56	9613,97	10478,1	13070,6	15015,0	11990,4	2808,58	13394,7
2	0,00	7885,61	13718,8	14907,0	13934,8	13826,8	12746,6	4644,94	11666,3
3	7993,64	8533,74	14799,0	11882,4	14799,0	14907,0	9721,99	2916,59	12638,5
4	10586,17	9073,85	14474,9	11882,4	13826,8	12746,6	10802,2	7021,44	3348,68
5	11018,26	5185,06	13934,8	11126,2	14042,8	4104,85	11990,4	9181,88	6157,26
6	5617,15	0,00	9721,99	7021,44	11882,4	2160,44	11666,3	7453,53	9289,90
7	10370,12	10046,0	13394,7	9830,00	12422,5	10262,0	15879,2	5617,15	12098,4
8	5725,17	8641,76	13610,7	14582,9	9289,90	12206,5	6805,39	4536,93	12638,5
9	10046,05	8641,76	13826,8	12422,5	9830,00	9505,94	13718,8	5077,03	14366,9
10	10910,23	9397,91	13934,8	13286,7	13502,7	12854,6	8533,74	2808,58	8101,65
11	10262,09	9181,88	15447,1	11774,4	11774,4	13718,8	6373,30	7129,46	6049,23
12	10370,12	5077,03	12962,6	13502,7	6697,38	9830,00	7561,55	4104,85	6589,35
13	10046,05	4428,91	11018,2	11450,3	16959,3	6049,23	3888,79	4104,85	1188,24
14	11990,44	6265,29	10586,1	10370,1	12962,6	13502,7	11234,2	4969,02	0,00
15	7129,46	8533,74	13070,6	11666,3	11882,4	9721,99	10478,1	0,00	2268,47
16	11666,38	9505,94	13502,7	8101,65	8641,76	11882,4	14042,8	4861,00	0,00
17	13394,73	10586,1	14042,8	4536,93	12638,5	14042,8	7345,50	7453,53	1188,24
18	8533,74	9073,85	15015,0	8317,70	9938,03	13826,8	5725,17	10478,1	5401,11
19	9181,88	12746,6	12098,4	3564,73	2808,58	11342,3	13718,8	11234,2	8857,82
20	10046,05	11558,3	10478,1	9613,97	4320,88	3024,62	13934,8	14474,9	8317,70
21	11882,43	6913,41	11126,2	14150,8	8641,76	108,03	14258,9	8857,82	9830,00
22	6589,35	10802,2	9830,00	13502,7	10802,2	12638,5	14258,9	8965,83	11126,2
23	0,00	12314,5	10154,0	15123,0	4320,88	11990,4	11774,4	12746,6	14042,8
24	6481,32	10154,0	14042,8	15555,1	8425,73	11450,3	11450,3	11666,3	10154,0
25	7453,53	13718,8	14799,0	10478,1	12530,5	5401,11	1188,24	12962,6	11234,2
26	8641,76	12638,5	13178,7	14907,0	9181,88	4320,88	3672,76	11990,4	8425,73
27	9938,03	4752,97	10046,0	11882,4	15015,0	6157,26	11990,4	12422,5	10802,2
28	12098,47	12098,4	9613,97	11882,4	13826,8	7993,64	10046,0	7993,64	10154,0
29	6697,38	7669,56	11018,2	11126,2	8425,73	8101,65	2160,44	4536,93	11126,2
30	0,00	7885,61	14799,0	7021,44	3672,76	11882,4	3456,71	7885,61	9830,00
31	9181,88	8533,74	13502,7	9830,00	3672,76	15015,0	11990,4	9613,97	13394,7
	253851	**269515**	**391364**	**34577**	**323742**	**309591**	**304406**	**230519**	**263681**

Por último se hace necesario el cálculo de la energía necesaria para mantener la temperatura adecuada de funcionamiento en los digestores de la instalación de biometanización.

Actualmente no se está aprovechando el calor residual de los motores de cogeneración. Por el contrario, se hace necesario el uso de una caldera de gasóleo que aporte la energía necesaria. Está energía se calcula siguiendo la operación matemática desarrollada en la Ecuación 7.7.

$$Q_{caldera}(kWh) = V_{gasóelo}(l).PCI\left({}^{kWh}/_{l}\right).\eta_{caldera}$$

Ecuación 7.7

La aplicación de los datos obtenidos y registrados en el CTR, aplicando la Ecuación 7.7 ofrece como resultado los datos mostrados en la Tabla 7.7.

Tabla 7.7: Cálculo aportado por la caldera de gasóleo (kW·h).

Calor aportado por la caldera (kW·h)	
Enero	135235,04
Febrero	98590,70
Marzo	52349,05
Abril	30536,94
Mayo	8724,84
Junio	8724,84
Julio	0
Agosto	0
Septiembre	0

7.5 Conclusiones

A tenor del desarrollo matemático indicado en el presente capítulo se derivan las siguientes conclusiones:

- Existe un histórico de datos amplio pero no lo suficientemente representativo como para realizar estudios en más profundidad, ya que existe una gran disparidad en éstos debida a la intervención por parte del personal, operando de forma manual, los periodos de paro, no registrados, por averías o mantenimiento y las sucesivas modificaciones que ha ido sufriendo la instalación en el periodo del trabajo, por lo que entre éstos no se pueden establecer relaciones fiables que sirvan para determinar futuras condiciones de operación.
- Se propone una calibración de toda la instrumentación de la planta.
- Dado que los datos a comparar deberían pertenecer a las mismas condiciones de operación, se propone realizar un plan de mediciones en un único régimen de explotación durante un periodo aproximado de un año y volver a realizar los correspondientes cálculos.

- Se recomienda realizar análisis mensuales del biogás producido, por un laboratorio externo, como por ejemplo LARECOM, ya que existe bastante diferencia entre la indicación del metanómetro de la planta.
- A partir del tratamiento de los datos se ha obtenido un factor de carga medio del 69%. Con este régimen de funcionamiento de los motores lo que se prioriza es la generación de calor, frente a la producción eléctrica. Los motores están diseñados para la producción eléctrica y aprovechamiento del calor residual como un subproducto para el proceso por lo que la filosofía de explotación debería corresponderse con un factor de carga del 100%.
- La producción de biogás, obtenida a partir de la producción eléctrica, no es proporcional a la cantidad de materia tratada.
- En las condiciones de funcionamiento actuales, comparando el calor producido y el teórico, se infiere un mayor aprovechamiento del calor residual de los motores de cogeneración, aumentando considerablemente la eficiencia de la instalación, siguiendo el procedimiento descrito en la Tabla 7.8.

Tabla 7.8: Pautas de aprovechamiento de la energía residual.

COBERTURA DE CALOR	
Mes	**Procedencia calor**
Enero	Circuito de los Escapes + Circuito de Alta Temperatura + Caldera de Gasóleo C
Febrero	Circuito de los Escapes + Circuito de Alta Temperatura + Caldera de Gasóleo C
Marzo	Circuito de los Escapes + Circuito de Alta Temperatura + Caldera de Gasóleo C
Abril	Circuito de los Escapes + Circuito de Alta Temperatura
Mayo	Circuito de los Escapes + Circuito de Alta Temperatura
Junio	Circuito de los Escapes + Circuito de Alta Temperatura
Julio	Circuito de Alta Temperatura
Agosto	Circuito de Alta Temperatura
Septiembre	Circuito de Alta Temperatura
Octubre	Circuito de los Escapes + Circuito de Alta Temperatura
Noviembre	Circuito de los Escapes + Circuito de Alta Temperatura + Caldera de Gasóleo C
Diciembre	Circuito de los Escapes + Circuito de Alta Temperatura + Caldera de Gasóleo C

- Adicionalmente, un correcto funcionamiento del sistema de generación eléctrica, según las clausulas estipuladas, supondría un aumento de sus horas de funcionamiento, con el consiguiente incremento del calor residual generado. En estas condiciones, se propondría una supresión del consumo de gasóleo en la caldera. Esta actuación supondría un ahorro en combustible de

aproximadamente 62.000 l de gasóleo C, que al precio actual (0,80 €/l), implicaría un ahorro económico superior a los 55.000 € al año.

- Se recomienda usar el tanque de hidrólisis en el proceso, como estaba diseñado originalmente, y el posible biogás que se produzca en él reconducirlo a los digestores para enriquecerlo con el producido en éstos. Esta fase de hidrólisis estaba proyectada con el fin de obtener el máximo rendimiento en la producción de metano, ya que dicha etapa sería en la que se produce la disgregación de las moléculas orgánicas de alto peso molecular, en compuestos más sencillos, descompuestos por la acción de las enzimas. La importancia de este paso radica en que en él se forman las diferentes bacterias anaeróbicas, ácidos orgánicos (de cadena corta), alcoholes, hidrógeno y dióxido de carbono.
- Si aun así se opta por seguir funcionando sin el mencionado tanque, se propone utilizarlo como tanque de mezcla, ya que al estar aislado no se produciría pérdida de calor. Al estar cerca del intercambiador de los digestores las pérdidas de calor en las tuberías sería menor y habría que calentar la materia a digerir a una menor temperatura.
- La conexión actual caldera-motores-proceso se sigue realizando de forma manual e inadecuada, lo que implica un bajo aprovechamiento del calor residual. Por otra parte no se está aprovechando el calor residual procedente de los gases de escape.
- Se plantean las siguientes forma de operación:
    - Utilizar el calor del circuito de alta temperatura de los motores de cogeneración para calentar el intercambiador 1 (localizable antes del tanque de hidrólisis) y el calor de la caldera de gasóleo C utilizarlo en el intercambiador de recirculación (alimentador de los digestores) para aportar el calor que no haya sido capaz de cubrir el circuito de los motores. Esta solución no requiere ninguna instalación nueva sino que lo único que se debe de realizar es cerrar las llaves del circuito de la caldera de gasóleo que van al circuito del primer intercambiador y precintarlas para que no se puedan manipular.
    - En caso de querer aprovechar el calor de los humos de escape se debería instalar un intercambiador gas-agua en serie con el intercambiador de placas del circuito de alta temperatura aportando el calor al circuito del primer intercambiador. Se instalará en la conducción de escape una válvula automática, para que cuando la demanda quede cubierta con el circuito de alta temperatura no se aporte calor procedente de los humos de escape.

Además sería necesaria la instalación de válvulas automáticas de tres vías para conectar el circuito que alimenta el intercambiador 1 (primario motores) con el del intercambiador de recirculación (primario caldera). Esta actuación permitiría aportar calor procedente de los motores al intercambiador de recirculación, si fuese necesario, en lugar de utilizar calor producido por la caldera.

En la Figura 7.1 se muestran las modificaciones introducidas para abordar las nuevas funciones indicadas en los epígrafes anteriores.

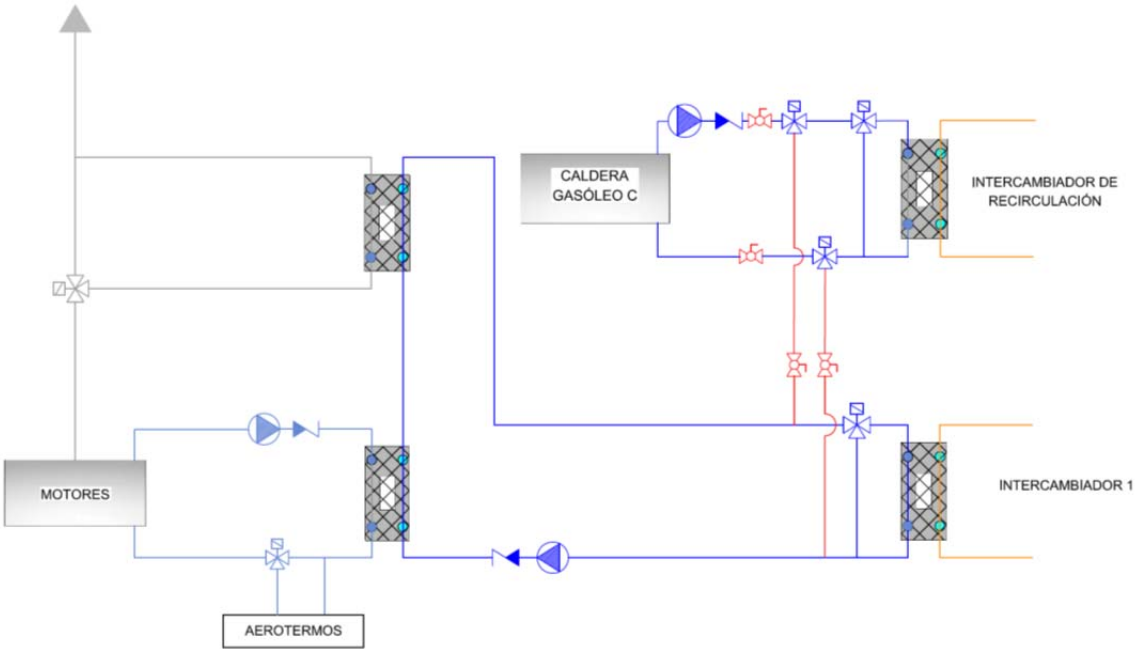


Figura 7.1. Esquema de la instalación con las modificaciones introducidas.

(Elaboración propia).

8 PRODUCCIÓN ELÉCTRICA EN EL CTR

En el presente capítulo se presenta una valoración económica del impacto negativo que ha tenido la no venta de energía entre los años 2007 y 2012, ambos incluidos, actualizado a fecha diciembre de 2012.

Se calcula entonces, el daño patrimonial causado a GERSUL por la no venta de la energía eléctrica a partir del biogás generado en la planta del CTR de San Román de la Vega, realizando una simulación para los años solicitados, consistentes en el período de estos seis años.

Se realizará un cálculo de ingresos por la venta de electricidad en régimen especial.

Cada una de las opciones que se van tomando a medida que se avanza en el proceso de decisión, sobre la base de su influencia en los ingresos que se esperan obtener de la venta de electricidad en régimen especial.

8.1.1 PREVISIÓN DE LA OPERACIÓN

La correcta operación de la planta, según queda estimado en el contrato, debería haber permitido la venta de una cantidad de energía de 3.356.172 kW·h/año.

En ambos escenarios, debido a que la potencia nominal de los motores es sustancialmente superior a la energía generada, es posible generar la energía eléctrica, en seis horas diarias aproximadamente, suponiendo un funcionamiento a plena carga.

La situación propuesta en el apartado anterior se hace posible ya que el nuevo gasómetro almacena todo el biogás generado con una autonomía de más de un día, pudiendo éste ser transformado en energía eléctrica en unas pocas horas al día.

La potencia máxima de los motores de biogás permite generar un máximo de más de 1,6 MWe.

La primera cuestión a plantear es si se puede cumplir el rendimiento mínimo para obtener la calidad de cogeneradores. Es decir, si se alcanza un determinado valor de rendimiento eléctrico equivalente la planta puede encuadrarse en el grupo a.1.3; si no, se incluiría en el grupo b.7.2. La acreditación del REE exige el aprovechamiento de la energía térmica generada en los motores. Aunque la tarifa a.1.3 tiene un mejor régimen retributivo se exige no sólo la obtención, sino también la acreditación de un

REE superior al 50%, mediante la instalación de calorímetros, su seguimiento y la justificación de su empleo en el proceso productivo. Por este motivo resulta recomendable acogerse al grupo b.7.2.

8.1.2 Flujos de caja para los años 2007-2012

De forma resumida, los precios de venta de electricidad, se forman según lo dispuesto en la Ecuación 8.1 y la Ecuación 8.2, según la opción seleccionada:

OPCIÓN 1. Tarifa regulada única

$$PFT = Ptr + CR + DH + Cef - Des$$

Ecuación 8.1

Donde:

PFT = precio final opción a tarifa.

Ptr = precio tarifa base:

- 9,68 c€/kW·h, actualizados al año 2007, por aplicación del R.D. 661/2007
- 10,0043 c€/kW·h actualizados al 2008 , por aplicación del R.D. 222/2008
- 10,335 c€/kW·h actualizados al 2009 , por aplicación de la Orden ITC/3801/2008
- 10,2429 c€/kW·h actualizados al 2010 , por aplicación de la Orden ITC/3519/2009
- 10,4541 c€/kW·h actualizados al 2011 , por aplicación de la Orden ITC/3353/2010
- 10,7431 c€/kW·h actualizados al 2012 , por aplicación de la Orden ITC/3586/2011

Para el año 2007:

3356172 kW·h/año x 9,68 c€/kW·h x 0,01 c€/€ = 324877,45 €/año

Para el año 2008:

3356172 kW·h/año x 10,0043 c€/kW·h x 0,01 c€/€ = 335761,52 €/año

Para el año 2009:

3356172 kW·h/año x 10,335 c€/kW·h x 0,01 c€/€ =346860,38 €/año

Para el año 2010:

3356172 kW·h/año x 10,2429 c€/kW·h x 0,01 c€/€ =343769,34 €/año

Para el año 2011:

3356172 kW·h/año x 10,4541 c€/kW·h x 0,01 c€/€ =350857,58 €/año

Para el año 2012:

3356172 kW·h/año x 10,7431 c€/kW·h x 0,01 c€/€ =360556,91 €/año

CR = complemento por reactiva. Suponiendo un factor de potencia igual a 0,95 o inferior, capacitivo las horas de funcionamiento, se produce una bonificación del 8% sobre la energía producida en horas punta, correspondientes a la totalidad de la energía generada. La bonificación es:

Para el año 2007:

0,08 x 324877,45 €/año = 25990,20 €/año

Para el año 2008:

0,08 x 335761,52 €/año = 26860,92 €/año

Para el año 2009:

0,08 x 346860,38 €/año = 27748,83 €/año

Para el año 2010:

0,08 x 343769,34 €/año = 27501,55 €/año

Para el año 2011:

0,08 x 350857,58 €/año = 28068,61 €/año

Para el año 2012:

0,08 x 360556,91 €/año = 28844,55 €/año

DH = suponiendo una producción constante a lo largo de todas las horas del día, el balance entre descuentos y bonificaciones es del 4,62% sobre el Ptr, es decir:

Para el año 2007:

0,0462 x 324877,45 €/año = 15009,33 €/año

Para el año 2008:

0,0462 x 335761,52 €/año = 15512,18 €/año

Para el año 2009:

0,0462 x 346860,38 €/año = 16024,94 €/año

Para el año 2010:

0,0462 x 343769,34 €/año = 15882,14 €/año

Para el año 2011:

0,0462 x 350857,58 €/año = 16209,62 €/año

Para el año 2012:

0,0462 x 360556,91 €/año = 16657,72 €/año

Cef = complemento por eficiencia. No aplica al no cumplirse el REE mínimo.

Des = coste del desvío. No se considera por simplificación y porque su cuantía sería mínima, ya que la instalación del nuevo gasómetro permite una exacta previsión de la energía generada al día siguiente.

La retribución anual consistiría en la adición de los términos calculados anteriormente, esto es:

Para el año 2007:

365876,98 €/año

Para el año 2008:

378134,62 €/año

Para el año 2009:

390634,16 €/año

Para el año 2010:

387153,03 €/año

Para el año 2011:

395135,80 €/año

Para el año 2012:

406059,20 €/año

Por último, y para dar una idea de la retribución acumulada se actualizan todas las cifras a fecha de diciembre de 2012, teniendo en cuenta las tasas de variación de cada año en estudio desde su correspondiente mes de diciembre a diciembre de 2012 (datos tomados del Instituto Nacional de Estadística):

Para el año 2007:

10,9%

Para el año 2008:

9,3%

Para el año 2009:

8,5%

Para el año 2010:

5,3%

Para el año 2011:

2,9%

Para el año 2012:

0%

Teniendo en cuenta estas tasas de actualización, la retribución anual actualizada a diciembre de 2012 será:

Para el año 2007:

405757,57 €/año

Para el año 2008:

413301,13 €/año

Para el año 2009:

423838,05 €/año

Para el año 2010:

407672,14 €/año

Para el año 2011:

406594,74 €/año

Para el año 2012:

406059,19 €/año

En conclusión, la retribución total que habría sido obtenida por la venta de la energía en modo de tarifa regulada actualizada a diciembre de 2012 será de 2 463 223 € (dos millones cuatrocientos sesenta y tres mil doscientos veintitrés euros).

OPCIÓN 2. Mercado.

$$PFM = PMD + P + GP + CR + Cef - Des.$$

Ecuación 8.2

PFM = precio final opción a mercado.

PMD = precio mercado diario. Este valor se ha extraído de la aplicación web http://www.omel.es/files/flash/ResultadosMercado.swf, y se ha calculado la media anual para cada año objeto de estudio a partir del precio medio diario aritmético para España.

Tabla 8.1. Valores del Precio Medio Aritmético para España.

Mes	2007	2008	2009	2010	2011	2012
Ene	38,48	70,22	49,93	29,06	41,19	51,06
Feb	38,48	68,53	40,71	27,68	48,03	53,48
Mar	38,48	59,01	38,31	19,62	46,70	47,57
Abr	38,48	56,18	37,2	27,42	45,45	41,21
May	38,48	56,28	36,97	37,28	48,90	43,58
Jun	38,48	58,34	36,82	40,12	50,00	53,5
Jul	38,48	68,19	34,62	42,91	50,82	50,29
Ago	35,05	70,1	34,68	42,94	53,53	49,34
Sep	35,8	73,03	35,87	46,44	58,47	47,59
Oct	38,38	69,77	35,78	42,63	57,46	45,65
Nov	47,3	66,53	32,39	40,93	48,38	42,07
Dic	58,11	57,11	30,43	46,34	50,07	41,73
Valor medio	**40,33**	**64,44**	**36,98**	**36,95**	**49,92**	**47,26**

Estos datos vienen presentados en €/MW·h

El precio medio diario para cada año, expresado en las unidades adecuadas será:

Para el año 2007:

4,03 c€/kW·h

Para el año 2008:

6,44 c€/kW·h

Para el año 2009:

3,70 c€/kW·h

Para el año 2010:

3,69 c€/kW·h

Para el año 2011:

4,99 c€/kW·h

Para el año 2012:

4,72 c€/kW·h

P = prima correspondiente:

- 5,7774 c€/kW·h, actualizados al año 2007, por aplicación del R.D. 661/2007
- 6,4348 c€/kW·h actualizados al 2008, por aplicación del R.D. 222/2008
- 6,6475 c€/kW·h actualizados al 2009, por aplicación de la Orden ITC/3801/2008
- 6,5870 c€/kW·h actualizados al 2010, por aplicación de la Orden ITC/3519/2009
- 6,7241 c€/kW·h actualizados al 2011, por aplicación de la Orden ITC/3353/2010
- 6,9100 c€/kW·h actualizados al 2012, por aplicación de la Orden IET/3586/2011

La suma de pool más prima, si está dentro de los límites superior e inferior, será el precio de venta de la energía:

Para el año 2007:

3356172 kW·h/año x (5,7774+4,03) c€/kW·h x 0,01 c€/€ = 329265,09 €/año

Para el año 2008, el valor queda acotado por el límite superior:

3356172 kW·h/año x 11,3995 c€/kW·h x 0,01 c€/€ = 382586,83 €/año

Para el año 2009:

3356172 kW·h/año x (6,6475+3,70) c€/kW·h x 0,01 c€/€ = 347198,79 €/año

Para el año 2010:

3356172 kW·h/año x (6,587+3,69) c€/kW·h x 0,01 c€/€ = 345073,21 €/año

Para el año 2011:

3356172 kW·h/año x (6,7241+4,99) c€/kW·h x 0,01 c€/€ = 393201,28€/año

Para el año 2012:

3356172 kW·h/año x (6,91+4,73) c€/kW·h x 0,01 c€/€ = 390510,19 €/año

GP = garantía de potencia. 2 €/ MW·h x 1,6 MW x 7500 horas = 24000 €/año

CR = complemento por reactiva. Suponiendo un factor de potencia igual a 0,95 o inferior, capacitivo las horas de funcionamiento, se produce una bonificación del 8% sobre la energía producida en horas punta, correspondientes a la totalidad de la energía generada. La bonificación es:

Para el año 2007:

0,08 x 329265,09 €/año = 26341,21 €/año

Para el año 2008:

0,08 x 382586,83 €/año = 30606,95 €/año

Para el año 2009:

0,08 x 347198,79 €/año = 27775,90 €/año

Para el año 2010:

0,08 x 345073,21 €/año = 27605,86 €/año

Para el año 2011:

0,08 x393201,28 €/año = 31456,10 €/año

Para el año 2012:

0,08 x 390510,19 €/año = 31240,82 €/año

DH = suponiendo una producción constante a lo largo de todas las horas del día, el balance entre descuentos y bonificaciones es del 4,62% sobre el Ptr, es decir:

Para el año 2007:

0,0462 x 329265,09 €/año = 15212,05 €/año

Para el año 2008:

0,0462 x 382586,83 €/año = 17675,51 €/año

Para el año 2009:

0,0462 x 347198,79 €/año = 16040,58 €/año

Para el año 2010:

0,0462 x 345073,21 €/año = 15942,38 €/año

Para el año 2011:

0,0462 x393201,28 €/año = 18165,90 €/año

Para el año 2012:

0,0462 x 390510,19 €/año = 18041,57 €/año

Cef = complemento por eficiencia. No aplica al no cumplirse el REE mínimo.

Des = coste del desvío. No se considera por simplificación y porque su cuantía sería mínima, ya que la instalación del nuevo gasómetro permite una exacta previsión de la energía generada al día siguiente.

La retribución anual consistiría en la adición de los términos calculados anteriormente, esto es:

Para el año 2007:

370818,34 €/año

Para el año 2008:

430869,28 €/año

Para el año 2009:

391015,28 €/año

Para el año 2010:

388621,45 €/año

Para el año 2011:

442823,28 €/año

Para el año 2012:

439792,58 €/año

Por último, y para dar una idea de la retribución acumulada se actualizan todas las cifras a fecha de diciembre de 2012, teniendo en cuenta las tasas de variación de cada año en estudio desde su correspondiente mes de diciembre a diciembre de 2012 (datos tomados del Instituto Nacional de Estadística):

Para el año 2007:

10,9%

Para el año 2008:

9,3%

Para el año 2009:

8,5%

Para el año 2010:

5,3%

Para el año 2011:

2,9%

Para el año 2012:

0%

Teniendo en cuenta estas tasas de actualización, la retribución anual actualizada a diciembre de 2012 será:

Para el año 2007:

411237,54 €/año

Para el año 2008:

470940,13 €/año

Para el año 2009:

424251,58 €/año

Para el año 2010:

409218,39 €/año

Para el año 2011:

455665,16 €/año

Para el año 2012:

439792,58 €/año

En conclusión, la retribución total que habría sido obtenida por la venta de la energía en modo de mercado actualizada a diciembre de 2012 será de 2 611 105 € (dos millones seiscientos once mil ciento cinco euros).

8.2 MODIFICACIONES A LA INSTALACIÓN ELÉCTRICA ACTUAL

La instalación eléctrica actual no está preparada para la venta de energía eléctrica a la red. Actualmente, la energía se autoconsume, como se ha indicado anteriormente.

De este modo, se considera primordial la adaptación de las instalaciones eléctricas existentes con los oportunos sistemas de medida y protección.

El sistema que se propone en este momento es un sistema ***"Todo-Todo"*** en el que toda la energía generada se factura a un precio bonificado, y la energía consumida, así como las pérdidas que pudiesen producirse en las instalaciones serán facturadas por la empresa suministradora de electricidad al precio de mercado que negociado entre la empresa distribuidora de electricidad y la UTE Legio VII.

Por lo tanto, el conjunto de celdas necesarias para adaptar la instalación al sistema ***"Todo-Todo"*** serán las que se indican en la Figura 8.1**.**

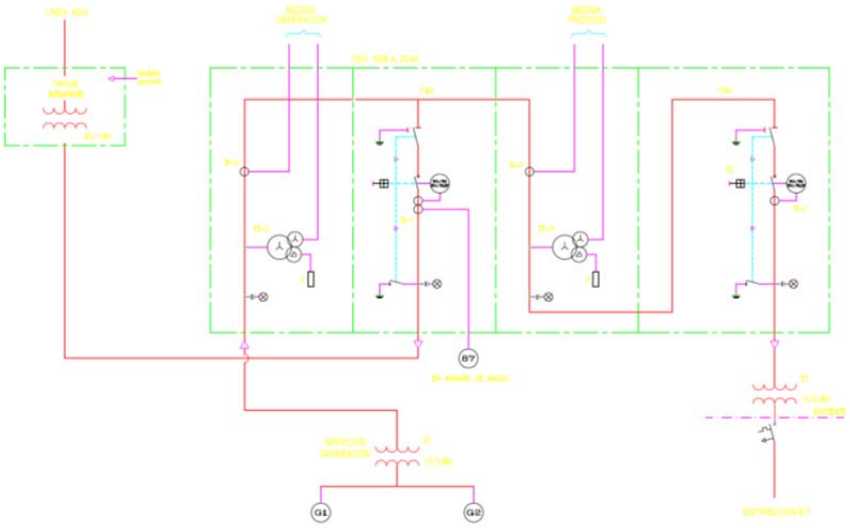


Figura 8.1. Instalaciones eléctricas necesarias para la adaptación al sistema Todo-Todo. (Elaboración propia)**.**

Descripción de las instalaciones necesarias:

Conjunto de cabinas eléctricas de tensión nominal 20 kV, intensidad nominal 630 amperios e intensidad de cortocircuito 25 kA, compuesto por:

1. Una cabina de conexión a transformador de línea (nº 2 en el esquema), alojando en su interior:
    a. Un interruptor seccionador de 20 kV, 630 A, 25 kA, mando manual y enclavamiento por llave tanto en posición abierto como cerrado. Estará equipado con bobina de disparo a 220 V c.a. y bloque de contactos auxiliares.
    b. Seccionador de puesta a tierra.
    c. Señalización de presencia de tensión.
    d. Un relé de protección 50/51-50/51N, instalado y cableado para la apertura del interruptor (tensión auxiliar disponible 220 Vc.a.).

e. Tres transformadores de intensidad, un polo aislado, relación de transformación 500/5-5 A, potencia de precisión en ambos secundarios 15VA-5P10. Un secundario se utilizará para el relé de protección citado y el otro se cableará a bornas de medida disponibles para cableado exterior.
f. Se dispondrá, en bornas para conexión externa, de señales libres de potencial de, al menos, las siguientes circunstancias: estado del interruptor (2NA+2NC), del seccionador de tierra (1NA+1NC), del disparo del relé de protección, de la situación de fallo de funcionamiento o de alimentación del relé de protección y de fallo de presión del fluido aislante o cualquier otra anomalía en la cabina.
g. En el circuito de la bobina de disparo se dispondrá de dos bornas para poder cablear en ellas una contacto libre de potencial (NA) para provocar la apertura desde el exterior.

2. Una cabina de alimentación a transformador de servicios auxiliares (nº 4 en el esquema), alojando en su interior:
   a. Un interruptor seccionador de 20 kV, 400 A, 25 kA. Estará equipado con bobina de disparo a 220 V c.a. y bloque de contactos auxiliares.
   b. Seccionador de puesta a tierra.
   c. Señalización de presencia de tensión.
   d. Un relé de protección 50/51-50/51N, instalado y cableado para la apertura del interruptor (tensión auxiliar disponible 220 Vc.a.).
   e. Tres transformadores de intensidad, un polo aislado, relación de transformación 200/5 A, potencia de precisión 15VA-5P10.
   f. Se dispondrá, en bornas para conexión externa, de señales libres de potencial de, al menos, las siguientes circunstancias: estado del interruptor (2NA+2NC), del seccionador de tierra (1NA+1NC), del disparo del relé de protección, de la situación de fallo de funcionamiento o de alimentación del relé de protección y de fallo de presión del fluido aislante o cualquier otra anomalía en la cabina.
   g. En el circuito de la bobina de disparo se dispondrá de dos bornas para poder cablear en ellas una contacto libre de potencial (NA) para provocar la apertura desde el exterior.

Dos cabinas de medida para compraventa de energía eléctrica, alojando en su interior, cada una de ellas, tres transformadores de tensión y tres transformadores de intensidad, de las características indicadas en el esquema, cableados a bornas de medida. Tanto los transformadores de medida como toda la construcción y cableado

de estas cabinas deben ser homologados y conformes para la compañía suministradora Unión Fenosa.

3. Una cabina de protección de compensadores de la energía reactiva.
4. Una cabina de compensación de la energía reactiva

El presupuesto aproximado de ejecución por contrata, consultados instaladores especializados en este tipo de trabajos y con contrastada experiencia en este tipo de instalaciones es de 90000 €.

8.3 CONCLUSIONES

Entre los años 2008 y 2012 (junio), el Centro de Tratamiento de Residuos de San Román de la Vega se encontró en situación de autoconsumo de la energía eléctrica generada en los motores de biogás, no exportándose cantidad alguna.

La retribución total que habría sido obtenida por la venta de la energía en modo de tarifa regulada actualizada a diciembre de 2012 será de 2 463 223 € (dos millones cuatrocientos sesenta y tres mil doscientos veintitrés euros).

La retribución total que habría sido obtenida por la venta de la energía en modo de mercado actualizada a diciembre de 2012 será de 2 611 105 € (dos millones seiscientos once mil ciento cinco euros).

El no abono a la administración de los subproductos generados, en este caso la electricidad no vendida, y por tanto no cobrada, ha supuesto un daño patrimonial al Consorcio, y por ende, un perjuicio económico para el contribuyente en general.

La energía generada, desagregada mensualmente asciende a las cantidades mostradas en la Tabla 8.2.

Esta información proviene de los datos aportados por la U.T.E a la Junta de Castilla y León. Por otra parte, como se ha hecho constar en otros epígrafes del presente informe, hasta junio de 2012 no ha comenzado la exportación y venta de la energía eléctrica. Es evidente que esta cifra es inferior a los 11 500 MW·h comprometidos en la variante 1 de la oferta.

La relación existente entre la energía generada y la materia orgánica tratada para biometanización, desagregada anualmente asciende a las cantidades mostradas en la Tabla 8.3.

Tabla 8.2. Horas de funcionamiento y energía eléctrica producida en los motores de biogás.

MES	Producción 2012		Producción 2011		Producción 2010		Producción 2009		Producción 2008		Producción OFERTA
	Horas	Energía kW·h	Horas	Energía kW·h	Horas	Energía kW·h	Horas	Energía kW·h	Horas	Energía kW·h	Energía kW·h
Ene	527	333,50	432	235.000	134	68.200	161	78.700	0	0	958.333
Feb	331	215,50	441	227.200	239	137.700	325	190.500	52	23.500	958.333
Mar	274	177,40	689	362.300	266	157.300	517	261.100	71,5	35.500	958.333
Abr	354	232,20	595	308.800	214	125.700	79	52.200	110	48.800	958.333
May	348	230,10	509,8	299.700	265	156.800	167	83.900	96,5	39.800	958.333
Jun	395	290,60	454,4	272.700	80	47.300	247	123.000	100	47.600	958.333
Jul	448	308,40	461	270.700	261	152.700	471	271.900	199	87.400	958.333
Ago	380	286,60	373	213.400	267	148.100	371	204.200	256	118.500	958.333
Sep	341	241,30	377	231.700	287	165.900	253	125.500	287	150.800	958.333
Oct	441	322,60	422	251.100	258	141.700	66	33.000	294	166.400	958.333
Nov	466	343,80	261	165.200	218	125.900	35	16.800	158	77.700	958.333
Dic	513	375,50	452	281.100	335	187.100	0	0	18	8.700	958.333
Total…	**4.818,0**	**3.357,50**	**5.467,2**	**3.118.900**	**2.824**	**1.614.400**	**2.692**	**1.440.800**	**1.642**	**804.700**	**11.500.000**

Tabla 8.3. Relación de energía eléctrica vs tonelada tratada en la línea de biometanización.

Año	Energía generada (MW·h)	Materia orgánica tratada (t)	Relación energía generada vs materia tratada (kW·h/t)
2008	804,7	34869,06	23,078
2009	1440,8	17814,71	80,877
2010	1614,4	17382,40	92,876
2011	3118,9	27788,80	112,236
2012	3357,5	31012,90	108,261
Valor medio	**2067,3**	**25773,57**	**80,21**
Compromiso oferta	**11500,0**	**45000,00**	**255,56**

Anteriormente al año 2008 no se ha producido energía eléctrica alguna en el Centro de Tratamiento de Residuos de San Román de la Vega.

La relación entre la energía generada y la materia orgánica tratada es un parámetro muy significativo de eficiencia del sistema. En todo caso ratios obtenidos en el Centro de Tratamiento de Residuos son clarísimamente inferiores a los 255 kW·h generados por tonelada tratada.

Conviene hacer constar de manera expresa que los dos equipos generadores de electricidad existentes e instalados, con una potencia útil de 836 kW, funcionando a plena carga, a lo largo de 7500 horas al año (85,6% de funcionamiento), y un 95% de rendimiento, tienen una capacidad para producir una energía eléctrica de 11 913 MW·h al año.

De este modo, se considera primordial la adaptación de las instalaciones eléctricas existentes con los oportunos sistemas de medida y protección.

El sistema que se propone en este momento es un sistema ***"Todo-Todo"*** en el que toda la energía generada se factura a un precio bonificado, y la energía consumida, así como las pérdidas que pudiesen producirse en las instalaciones serán facturadas por la empresa suministradora de electricidad al precio de mercado negociado entre la empresa distribuidora de electricidad y la UTE Legio VII.

El presupuesto aproximado de ejecución por contrata, consultados instaladores especializados en este tipo de trabajos y con contrastada experiencia en este tipo de instalaciones es de 90000 €.

La instalación es económicamente muy rentable, estimándose unas tasas de rentabilidad aproximadas del 55%, en un escenario de producción eléctrica a partir de biogás de vertedero de 500 MW·h/año.

9 MODELO SEMIEMPÍRICO DE PRODUCCIÓN DE METANO EN EL CTR

9.1 INTRODUCCIÓN

A lo largo de las últimas décadas se ha acentuado el interés en el desarrollo de nuevas fuentes de energía renovable, especialmente aquellas que ofrecen como resultado un vector energético, almacenable para ser transformado en otra fuente de energía cuando su demanda aumente. Una de estas fuentes, especialmente atractiva, es el aprovechamiento de la foRSU para la generación de gas, posteriormente transformable en otras formas de energía. Por su parte, millones de toneladas de desechos orgánicos biodegradables son generados cada año por los sectores agropecuarios, municipales e industriales en todo el mundo. Una posible sinergia que englobe ambos enfoques podría ser la digestión anaeróbica (Cruz, 2004) (Fernandez, y otros, 2005) (Forster-Carneiro, 2008).

El aprovechamiento de metano contenido en el biogás generado en un proceso digestión anaeróbica puede reemplazar a otras energías renovables y, lo que es más importante, los combustibles fósiles, debido a la rentabilidad especifica que genera la producción de este biocombustible y su característica de generación de carbono nulo (Lubken, 2007).

De la eficiencia del proceso bioquímico que depende de la cantidad de metano generado durante la digestión anaeróbica, por lo que es necesario realizar la optimización operacional de las instalaciones (Gallert, y otros, 2003).

En el CTR de San Román se siguen dos líneas de tratamiento de la materia orgánica. Por un lado, un proceso de compostaje aeróbico y, por otro, un proceso de digestión anaeróbica que conlleva la generación de biogás transformable en energía térmica y eléctrica en una instalación aquella capaz de producir cogeneración eléctrica gracias a un proceso de metanización. Esta última valorización tiene lugar en la línea de biometanización de dicho centro, dónde se somete a un proceso de digestión anaerobia por vía húmeda a toda la foRSU de fracción menor de 40 mm, procedentes de los trómeles de separación de la línea de tratamiento primario (GERSUL, 2003).

El diseño inicial del CTR ha tenido en cuenta solamente como criterio de determinación del destino que debe seguir la materia orgánica tratada su tamaño. Se ha propuesto como mejora del rendimiento esperado de la planta la instalación de

una trituradora de la materia orgánica, que permitiese destinar una mayor parte, o incluso la totalidad, de la materia orgánica al proceso de digestión.

Las principales ventajas que ofrece esta actuación, son las siguientes:

- Ofrece una valorización energética a la foRSU, ya que sólo la digestión anaeróbica permite su transformación en energía.
- El compost generado es regalado a agricultores locales, debido a que no hay mercado para este producto, mientras que la energía eléctrica generada es vertida a la red, obteniéndose un beneficio económico de su venta. Además, el calor residual procedente de las máquinas eléctricas de cogeneración puede utilizarse para el propio proceso, o como instrumento de ahorro energético en otra instalación de la planta.
- La Ley 22/2011, de 28 de julio, de residuos y suelos contaminados no permite la utilización para fines agrícolas, que ha venido siendo la principal aplicación del compost producido, debido a que la foRSU no es separada en origen en un sistema de recogida exclusivo para materia orgánica (Boletín Oficial del Estado, 2011).

El único requisito técnico previsto en las cláusulas de licitación administrativa, que pretendía garantizar un correcto modo de funcionamiento de la línea de digestión anaeróbica de la planta un correcto de producción de energía durante todos los años de vida útil de la planta. Resulta concluyente el compromiso por parte de la empresa adjudicataria, por una parte de generación de 11, 5 GW·h al año (GERSUL, 1999) y, por otra parte, de la exportación y venta de energía eléctrica de una cantidad de más de 3,35 GW·h al año (GERSUL, 1999) (Margarit i Roset, 2011).

Este compromiso no ha sido alcanzado ninguno de los meses de funcionamiento de la panta, alcanzándose un ratio de producción, contra el compromiso adquirido previamente, de entre el 15% y el 20%.

9.2 NECESIDAD DE MODELIZAR EL PROCESO

La no consecución de los objetivos planteados es permanentemente justificada por la UTE adjudicataria de la concesión. Las principales razones aducidas históricamente, han sido:

- Inconvenientes relacionados con la materia orgánica entrada en la planta:
    - Inadecuada cantidad de la materia orgánica entrada en la planta.
    - Inadecuada calidad de la materia orgánica entrada en la planta.

    - Presencia de inhibidores del proceso de digestión de la planta.
- Inconvenientes relacionados con el funcionamiento inadecuado de los equipos de los que consta la línea de digestión:
    - Atascos en la trampa de arena, que no permiten que realice correctamente su función de eliminación de materia impropia.
    - Problemas en el mantenimiento de equipos, que provocan averías intempestivas.
    - Averías varias en diversos equipos de la línea de digestión, que impiden el funcionamiento de forma continua de la línea.

Independiente de la búsqueda de un responsable de las inefiencias del proceso, objeto de un proceso judicial, resulta evidente que un simple compromiso de producción y/o exportación de energía eléctrica no es suficiente para comprobar si el proceso estudiado se está desarrollando de forma correcta y eficiente.

Resulta conocida la cantidad y los porcentajes de composición de materia, orgánica e inorgánica, que entra en el CTR, en la línea de digestión y en la línea de compostaje es posible plantear una caracterización de la materia tratada, y observar cómo se modificaría esta composición si, previa trituración de la materia, se desviase materia orgánica desde la línea de compostaje a la línea de digestión (Zhang, 2007).

Con esta información preliminar se propone el desarrollo de un modelo que permita:

- Valorar la eficiencia del proceso.
- Determinar si se están cumpliendo unos mínimos estándares de funcionamiento.
- Optimizar sus resultados en función de la caracterización de los residuos de entrada.
- Determinar la conveniencia de triturar materia orgánica.
- Determinar la conveniencia de introducir algún otro tipo de residuo para realizar codigestión, qué tipo de residuo y en qué cantidad.

9.3 MODELOS DEL PROCESO DE DIGESTIÓN ANAERÓBICA

A partir de la década de 1970 surgió la necesidad de utilizar modelos matemáticos para:

- Facilitar la compresión del proceso.
- Comprender y reproducir los experimentos.

- Comprender las complejas interrelaciones de los diferentes parámetros del proceso y su influencia en la digestión, lo que da lugar a un proceso optimizado.
- Analizar la naturaleza biológica, química y física del proceso.
- Aplicar los resultados experimentales de plantas industriales y mejorar el diseño.
- Mejorar viejas plantas de biogás.
- Comprender y seleccionar adecuadamente los sustratos y mezclas de sustratos.
- Comparar y seleccionar adecuadamente procesos y componentes.
- Análisis económico de la planta.

Inicialmente se desarrollaron modelos muy simples de carácter puramente experimental o completamente empíricos. Estos modelos preliminares se basaban principalmente de un conjunto reducido de ecuaciones, las cuales permitían simular el comportamiento del consumo de un metabolito específico y paralelamente estimaban el comportamiento de la población microbiana de forma generalizada mediante tasas cinéticas sencillas. Posteriormente se han desarrollado modelos matemáticos más complejos como resultado del avance en el conocimiento de las etapas desde el punto de vista microbiológico y bioquímico; sumado al gran progreso tecnológico en la capacidad de cálculo computacional. El modelado del proceso de digestión anaeróbica como un proceso de múltiples etapas, se enfoca en la descripción de las etapas limitantes del proceso y su influencia sobre la razón global del mismo, a pesar de que la etapa limitante del proceso puede variar de acuerdo a las condiciones de operación. La mayor parte de modelos para la producción de biogás incluyen todas las etapas, aunque sólo la etapa limitante es realmente importante para el modelado del proceso (Hill, 1982) .

Los modelos se han vuelto cada vez más y más complejos, pero por más complejos no son necesariamente mejores. El nivel de complejidad necesario depende de la finalidad del modelo y de la información a tratar (Eva Ericson, 2010).

9.3.1 Modelos para calcular la producción de biogás

Los modelos sencillos predicen la producción de biogás mediante la resolución algebraica de ecuaciones empíricas sin tener en cuenta las reacciones bioquímicas fundamentales que intervienen en el proceso. Además, debido a que los modelos no son de carácter general, estos modelos son solo aceptables para mezclas de composición química conocida.

Buswell y Mueller realizaron una estequiometria química basada en la Ecuación 9.1 (Buswell, 1952).

$$C_aH_bO_c + \left(a - \frac{b}{4} - \frac{c}{2}\right) H_2O \rightarrow \left(\frac{a}{2} + \frac{b}{8} - \frac{c}{4}\right) CH_4 + \left(\frac{a}{2} - \frac{b}{8} + \frac{c}{4}\right) CO_2$$

Ecuación 9.1

La Ecuación 9.1 permite puede calcular la producción de metano y dióxido de carbono, conocida la composición química de la materia orgánica, con una incertidumbre aproximadamente del 5%.

Esta ecuación sólo puede considerarse de aplicación si no se tiene en cuenta una degradación previa de la materia orgánica, por lo sólo puede ser válida un proceso de digestión completa. De acuerdo con esta relación, la degradación de glucosa proporciona como resultado una concentración de metano del 50%.

Esta ecuación resulta útil en el campo científico, por ejemplo para la evaluación de las pruebas de fermentación que utilizan sustancias puras.

Boyle incluyó nitrógeno y azufre en la ecuación de Buswell y Mueller para obtener los rendimientos teóricos de biogás y metano, además de las concentraciones de amoniaco y sulfuro de hidrogeno (Boyle, 1976).

Baserga clasifica la materia orgánica de los cosustratos (sustratos orgánicos que se utilizan además de los residuos animales) en carbohidratos, grasas y proteínas. De esta manera define la producción de gas y la fracción de metano de estos tres componentes por separado (Baserga, 1998).

Tabla 9.1. Producción de gas y la fracción de metano de estos tres componentes.

	Producción de gas (m^3/t)	CH_4 (%)
Carbohidratos	790	50
Grasas	1250	68
Proteínas	700	71

Keymer & Schilcher desarrollaron un modelo computacional para la estimación de la producción de biogás a partir de sustratos agrícolas. El método se basaba en las siguientes suposiciones (Keymer, y otros, 2003):

- Se determina el rendimiento del gas a partir de la degradación del contenido en proteínas, grasas y carbohidratos.

- La digestión de la materia orgánica es similar al proceso de digestión de los alimentos en el estómago de los rumiantes (ganado bovino, ovino y caprino).

Determinan empíricamente la producción de biogás a partir de las diferentes fracciones de nutrientes de un gran número de piensos.

Amon y otros dividió la materia orgánica en cuatro componentes básicos (proteína, grasa, fibra y extractos libres de Nitrógeno) para estimar los valores de energía del metano de los cultivos energéticos como el maíz, los cereales o la hierba. Además consideró un coeficiente de regresión, el cual se determinó con pruebas de lotes de cultivos energéticos (Amon, y otros, 2007).

Los modelos estacionarios pueden ser útiles en la fase de diseño y dimensionamiento de digestores, en cambio los modelos dinámicos pueden predecir la evolución de los procesos de forma continua. Actualmente existe gran variedad de modelos dinámicos estructurados, que aunque se basan en los mismos principios, dan un peso especial a un determinado parámetro, considerándolo como el principal modulador del proceso (Andrews, y otros, 1971) (Parker, 2000) (Rosen, 2006) (Thamsiriroj, 2011).

9.4 Modelo propuesto para cálculo de digestión y codigestión en digestores anaeróbicos

9.4.1 Introducción

En el presente apartado se presenta el referente empleado para modelizar el comportamiento de un sistema de digestión anaerobia. El modelo fue desarrollado por Paul Harris en 2012, soportado sobre una herramienta de cálculo en Microsoft Excel. Está basado en un cálculo del biogás generado mediante la adición de múltiples sustratos, en codigestión. Originalmente está pensado para la digestión de diversos tipos de estiércol, permite la realización de modificaciones para poder analizar la codigestión de mezclas de distintos residuos domésticos o industriales.

La flexibilidad que aporta este modelo, permitiendo la posibilidad de aportar diferentes tipos de residuos, y a su vez caracterizar cada uno de ellos, permite adaptarlo perfectamente a la planta objeto de este estudio.

Al CTR de San Román de la Vega acceden residuos de muy variada caracterización, como se observará en la Tabla 9.2, que a su vez son derivados a dos líneas de tratamiento, compostaje y biometanización. El criterio de triaje de estos residuos es su tamaño, por lo que cada una de las líneas ve modificada su composición sensiblemente.

Debido a que el modelo permite el cálculo del biogás generado debido a residuos de diversa caracterización, y a mezclas e ellos entre sí y de otros residuos que pudiesen adicionarse si fuese necesario, se ha considerado que este modelo es el óptimo para su empleo en condiciones de trabajo de tan alto grado de incertidumbre.

Por otra parte, el modelo presentado aporta una gran cantidad de información adicional, como la energía necesaria para mantener el proceso, el coste económico de ésta, o el montante económico generado por la valoración energética del biogás producido.

El modelo, inicialmente fue desarrollado por (Chen, 1983), tiene en cuenta principalmente los sólidos volátiles, la temperatura de operación y el tiempo de permanencia hidráulico como principales variables de entrada. Supone un reactor de tipo continuo con alimentación diaria, como el existente en la planta.

Posteriormente se expondrán las modificaciones realizadas sobre el modelo en Excel de Paul Harris para habilitarlo en el cálculo de la codigestión de distintos tipos de residuos, además de añadir las distintas variaciones de los residuos sólidos urbanos.

9.4.2 DESCRIPCIÓN Y FUNCIONAMIENTO

El libro de Excel está dividido en diferentes hojas de cálculo, mostradas de la Figura 9.1 a la Figura 9.9.

La primera hoja, denominada "Calculadora", mostrada en la Figura 9.1 permite la selección del tipo de estiércol que se va a utilizar en el proceso, permitiendo señalar el número de animales de ese tipo que se poseen, por defecto la hoja muestra por cada 1000 kg de animal vivo. Una de las adaptaciones consideradas ha sido la introducción de RSU como un estiércol adicional.

A continuación, en las siguientes casillas se puede introducir el precio actual de la electricidad, en caso de venta o autoconsumo, y se seleccionaría el factor de seguridad y la temperatura de operación.

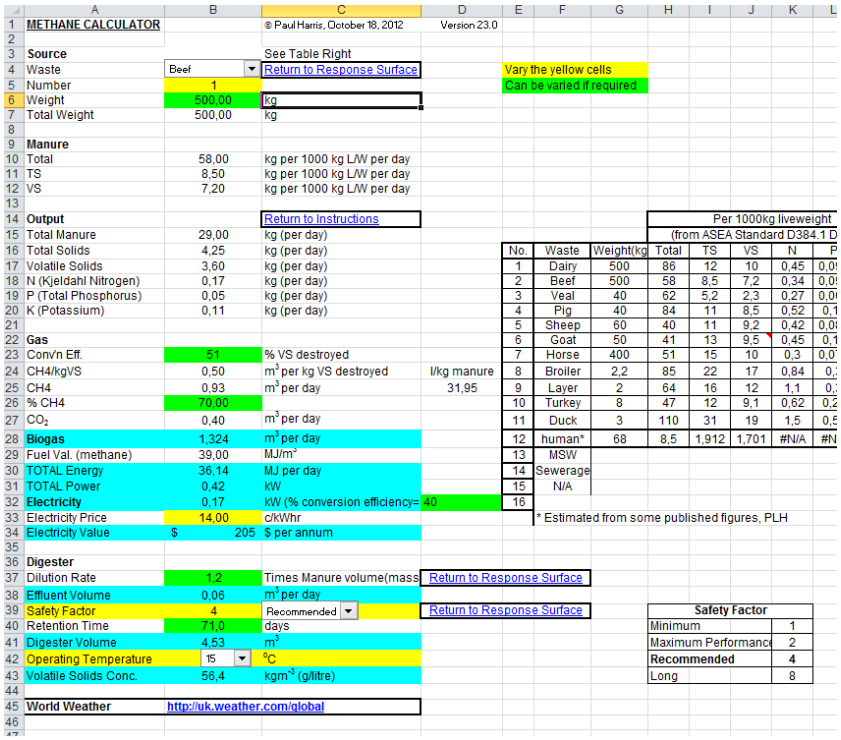
A continuación se muestran los primeros resultados que, de forma ordenada son:

- La producción de biogás.
- La energía producida (total y eléctrica).
- La retribución por venta de la energía eléctrica.
- El caudal diario de biogás generado.
- El volumen necesario de digestor.

- La concentración de solidos volátiles.

Como ajuste adicional es susceptible de modificación la siguiente información, si se disponen datos más precisos sobre el proceso. Los datos serían:

- El porcentaje de solidos volátiles destruidos.
- El porcentaje de metano en el biogás.
- La eficiencia del generador.
- La dilución del residuo.
- El tiempo de retención hidráulico.



	A	B	C	D
1	**METHANE CALCULATOR**		© Paul Harris, October 18, 2012	Version 23.0
2				
3	**Source**		See Table Right	
4	Waste	Beef	Return to Response Surface	
5	Number	1		
6	Weight	500,00	kg	
7	Total Weight	500,00	kg	
8				
9	**Manure**			
10	Total	58,00	kg per 1000 kg L/W per day	
11	TS	8,50	kg per 1000 kg L/W per day	
12	VS	7,20	kg per 1000 kg L/W per day	
13				
14	**Output**		Return to Instructions	
15	Total Manure	29,00	kg (per day)	
16	Total Solids	4,25	kg (per day)	
17	Volatile Solids	3,60	kg (per day)	
18	N (Kjeldahl Nitrogen)	0,17	kg (per day)	
19	P (Total Phosphorus)	0,05	kg (per day)	
20	K (Potassium)	0,11	kg (per day)	
21				
22	**Gas**			
23	Convn Eff.	51	% VS destroyed	
24	CH4/kgVS	0,50	m^3 per kg VS destroyed	l/kg manure
25	CH4	0,93	m^3 per day	31,95
26	% CH4	70,00		
27	CO_2	0,40	m^3 per day	
28	**Biogas**	1,324	m^3 per day	
29	Fuel Val. (methane)	39,00	MJ/m^3	
30	TOTAL Energy	36,14	MJ per day	
31	TOTAL Power	0,42	kW	
32	**Electricity**	0,17	kW (% conversion efficiency=	40
33	Electricity Price	14,00	c/kWhr	
34	Electricity Value	$ 205	$ per annum	
35				
36	**Digester**			
37	Dilution Rate	1,2	Times Manure volume(mass	Return to Response Surface
38	Effluent Volume	0,06	m^3 per day	
39	Safety Factor	4	Recommended	Return to Response Surface
40	Retention Time	71,0	days	
41	Digester Volume	4,53	m^3	
42	Operating Temperature	15	°C	
43	Volatile Solids Conc.	56,4	kgm^{-3} (g/litre)	
44				
45	**World Weather**	http://uk.weather.com/global		
46				

	E	F	G	H	I	J	K	L
4		Vary the yellow cells						
5		Can be varied if required						
14				Per 1000kg liveweight				
15				(from ASEA Standard D384.1 D				
16	No.	Waste	Weight(kg	Total	TS	VS	N	P
17	1	Dairy	500	86	12	10	0,45	0,0
18	2	Beef	500	58	8,5	7,2	0,34	0,0
19	3	Veal	40	62	5,2	2,3	0,27	0,0
20	4	Pig	40	84	11	8,5	0,52	0,1
21	5	Sheep	60	40	11	9,2	0,42	0,0
22	6	Goat	50	41	13	9,5	0,45	0,1
23	7	Horse	400	51	15	10	0,3	0,0
24	8	Broiler	2,2	85	22	17	0,84	0,3
25	9	Layer	2	64	16	12	1,1	0,3
26	10	Turkey	8	47	12	9,1	0,62	0,2
27	11	Duck	3	110	31	19	1,5	0,5
28	12	human*	68	8,5	1,912	1,701	#N/A	#N
29	13	MSW						
30	14	Sewerage						
31	15	N/A						
32	16							
33	* Estimated from some published figures, PLH							

Safety Factor	
Minimum	1
Maximum Performance	2
Recommended	**4**
Long	8

Figura 9.1. Hoja "Calculadora". (Elaboración propia)**.**

Dentro de la misma hoja de cálculo, se dispone la tabla denominada "Tabla de estiércoles", mostrada en la Figura 9.2, se encuentra alojada en la hoja "Calculadora", se visualizan los distintos tipos de residuos que contempla el modelo y a continuación la producción media de biogás por kg de solidos volátiles consumido.

			Per 1000kg liveweight (from ASEA Standard D384.1 DEC93)										
No.	Waste	Weight(kg	Total	TS	VS	N	P	K	VSred'n	TS/Tot	VS/TS	VS/Tot	OptDiln
1	Dairy	500	86	12	10	0,45	0,094	0,29	35	14%	83%	12%	1,2
2	Beef	500	58	8,5	7,2	0,34	0,092	0,21	65	15%	85%	12%	1,2
3	Veal	40	62	5,2	2,3	0,27	0,066	0,28	35	8%	44%	4%	0,0
4	Pig	40	84	11	8,5	0,52	0,18	0,29	80	13%	77%	10%	1,0
5	Sheep	60	40	11	9,2	0,42	0,087	0,32	60	28%	84%	23%	3,5
6	Goat	50	41	13	9,5	0,45	0,11	0,31	60	32%	73%	23%	3,5
7	Horse	400	51	15	10	0,3	0,071	0,25	60	29%	67%	20%	3,0
8	Broiler	2,2	85	22	17	0,84	0,3	0,3	70	26%	77%	20%	3,0
9	Layer	2	64	16	12	1,1	0,3	0,4	70	25%	75%	19%	2,7
10	Turkey	8	47	12	9,1	0,62	0,23	0,24	70	26%	76%	19%	2,8
11	Duck	3	110	31	19	1,5	0,54	0,71	70	28%	61%	17%	2,4
12	human*	68	8,5	1,912	1,701	#N/A	#N/A	#N/A	30	22%	89%	20%	3,0
13	MSW												
14	Sewerage												
15	N/A												
16													

* Estimated from some published figures, PLH

	2	0,35	
	Type	Bo	Source
1	Dairy	0,2	Hill, DT. Trans ASAE v2
2	Beef	0,35	Hill, DT. Trans ASAE v2
3	Veal	0,2	PLH suggestion
4	Piggery	0,45	Hill, DT. Trans ASAE v2
5	Sheep	0,35	PLH suggestion
6	Goat	0,35	PLH suggestion
7	Horse	0,35	PLH suggestion
8	Broiler	0,39	Hill, DT. Trans ASAE v2
9	Poultry (layer?)	0,39	PLH suggestion
10	Turkey	0,39	PLH suggestion
11	Duck	0,39	PLH suggestion
12	Human	0,3	PLH suggestion
13	Municipal Refuse	0,2	Chen Y.R.& Hashimoto
14	Sewerage Sludge	0,406	Chen Y.R.& Hashimoto
15			
16			
17			

Figura 9.2. Tabla de estiércoles de la hoja "Calculadora". (Elaboración propia)**.**

Los primeros resultados surgen de lo indicado en la hoja "Cifras anuales", y se muestra en la Figura 9.3. Se trata de un resumen de los datos de producción eléctricos y de biogás, así como de los principales parámetros de entrada y de salida.

	A	B	C	D	E
1	**METHANE CALCULATOR**		© Paul Harris, January 12, 2012		
2					
3	**Source**				
4	Waste	Beef			
5	Number	1			
6	Weight	500	kg		
7	Total Weight	500	kg		
8					
9	**Outputs**				
10	Total Manure	10,59	tonnes pa		
11	Total Solids	1,55	tonnes pa		
12	Volatile Solids	1,31	tonnes pa		
13	N (Kjeldahl Nitrogen)	0,06	tonnes pa		
14	P (Total Phosphorus)	0,02	tonnes pa		
15	K (Potassium)	0,04	tonnes pa		
16					
17	**Gas**				
18	Conv'n Eff.	51	%		
19	CH4/kgVS	0,50	m^3		
20	CH4	338	m^3 pa		
21	% CH4	70	%		
22	CO2	145	m^3 pa		
23	**Biogas**	483	m^3 pa		
24	Fuel Val. (methane)	39	MJm^{-3}		
25	TOTAL Energy	13191	MJ pa		
26	TOTAL Power	0,4	kW		
27	**Electrical Power**	0,2	kW		
28	Electrical Energy	1466	kWhr pa		
29	Electricity Price	14,00	c/kWhr		
30	Electricity Value	$ 205	pa		
31					

Figura 9.3. Hoja "Cifras anuales". (Elaboración propia)**.**

En las hojas "Respuesta Superficie-SV-TRH" y "Respuesta Superficie-Temperatura-TRH", que se ilustran en la Figura 9.4 y la Figura 9.5, se abunda en los resultados mostrados en la hoja "Cifras anuales".

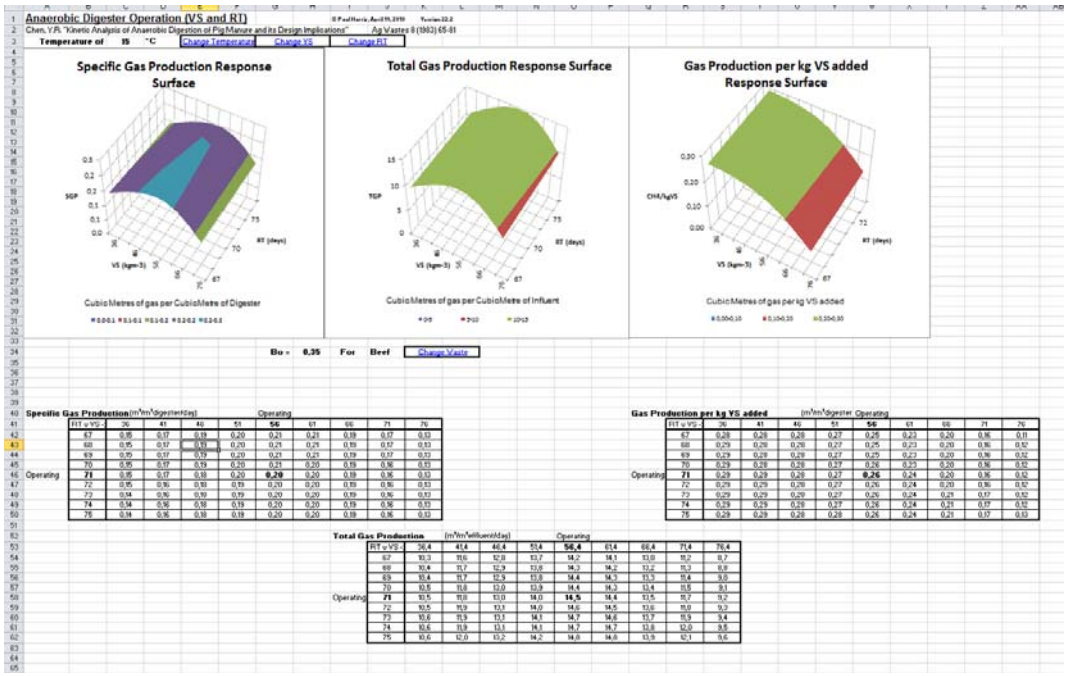


Figura 9.4. Hoja "Respuesta Superficie-SV-TRH". (Elaboración propia).



RT v Temp	7	9	11	13	15	17	19	21	23
67	0,11	0,15	0,17	0,19	0,21	0,23	0,24	0,25	0,26
68	0,11	0,15	0,17	0,19	0,21	0,22	0,24	0,25	0,25
69	0,12	0,15	0,17	0,19	0,21	0,22	0,23	0,24	0,25
70	0,12	0,15	0,17	0,19	0,21	0,22	0,23	0,24	0,25
Operating **71**	0,12	0,15	0,17	0,19	**0,20**	0,22	0,23	0,24	0,24
72	0,12	0,14	0,17	0,19	0,20	0,22	0,23	0,23	0,24
73	0,12	0,14	0,17	0,19	0,20	0,21	0,22	0,23	0,24
74	0,12	0,14	0,17	0,18	0,20	0,21	0,22	0,23	0,24
75	0,12	0,14	0,17	0,18	0,20	0,21	0,22	0,23	0,23

RT v Temp	7	9	11	13	15	17	19	21	23
67	7,6	9,8	11,5	13,0	14,2	15,2	16,0	16,7	17,2
68	7,8	9,9	11,7	13,1	14,3	15,3	16,1	16,7	17,2
69	7,9	10,0	11,8	13,2	14,4	15,3	16,1	16,8	17,3
70	8,1	10,2	11,9	13,3	14,4	15,4	16,2	16,8	17,3
Operating **71**	8,3	10,3	12,0	13,4	14,5	15,5	16,2	16,8	17,3
72	8,4	10,4	12,1	13,5	14,6	15,5	16,3	16,9	17,4
73	8,6	10,6	12,2	13,5	14,7	15,6	16,3	16,9	17,4
74	8,7	10,7	12,3	13,6	14,7	15,6	16,4	17,0	17,4
75	8,9	10,8	12,4	13,7	14,8	15,7	16,4	17,0	17,5

Figura 9.5. Hoja "Respuesta Superficie-Temperatura-TRH". (Elaboración propia).

En las tablas y las gráficas mostradas en la Figura 9.4 se puede observar los datos de producción de gas diaria según:

- El volumen del digestor
- El flujo de entrada
- El volumen de solidos volátiles

En el eje vertical se determina la producción de biogás en m^3/día y en los otros dos ejes se encuentran la proporción de solidos volátiles expresado como kgSV/m^3 y el TRH en días.

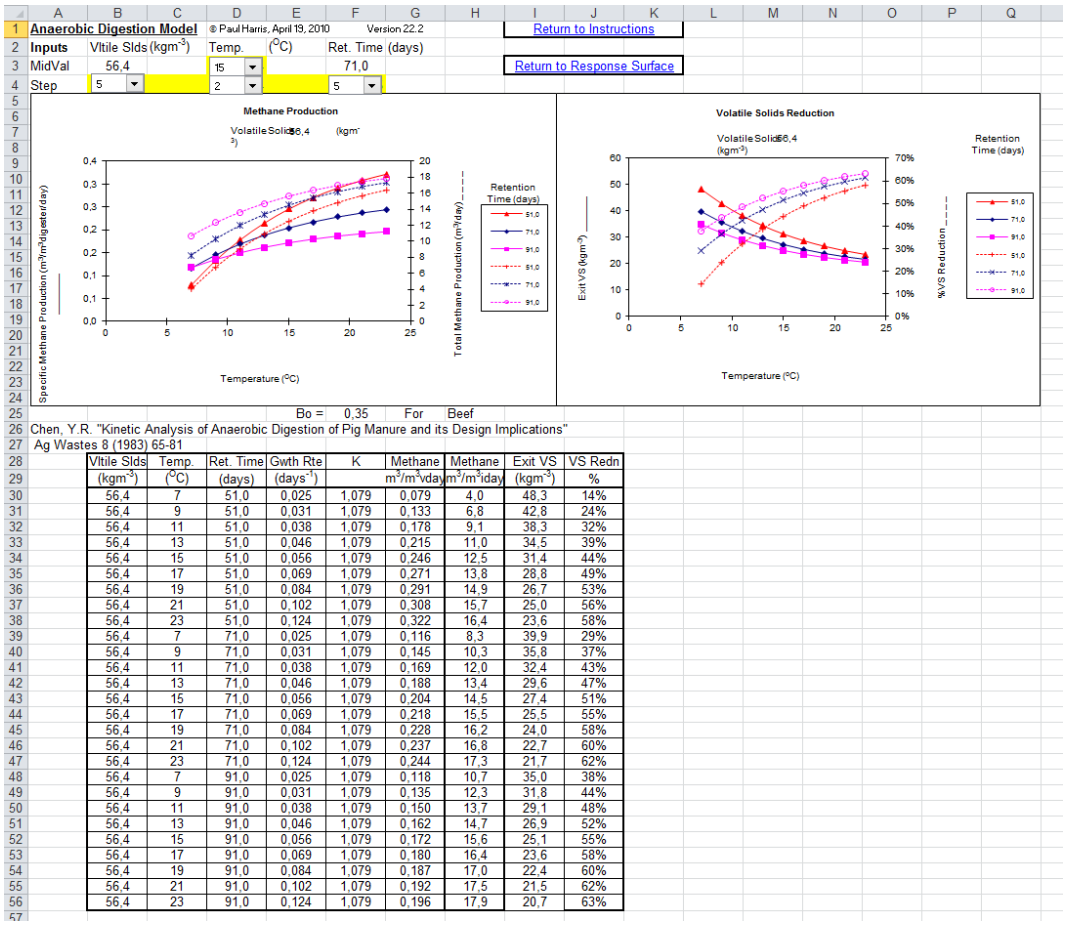
En el caso de la Figura 9.5, se ilustra la producción de biogás por m^3 de digestor y por m^3 de flujo materia orgánica a la entrada, en función de temperatura en grados centígrados y el TRH.

En la misma línea, la hoja "Temperatura&TRH", mostrada en la Figura 9.6, permite observar el comportamiento de la producción en el proceso de digestión, en función de la temperatura, permitiendo realizar un análisis de sensibilidad del interés de modificar los valores de tiempo de retención hidráulica o modificar la temperatura en función de la producción deseada.

En la figura Figura 9.6 se pueden apreciar dos graficas que muestran la producción específica de gas (m^3 de gas/m^3 de digestor día) en línea continua y la producción total en línea discontinua en la gráfica de la izquierda y la proporción de SV en la salida (kg/m^3) en línea continua y el porcentaje de reducción de SV en línea discontinua en la gráfica de la derecha. Para cada gráfica se representa la producción para tres TRH distintos. Ambas tienen en el eje horizontal la temperatura.

Por otra parte, se observa en las casillas amarillas posibles modificaciones de la temperatura y el paso de las gráficas, permitiendo ajustarlas a un tamaño donde visualizar mejor todos los puntos.

Las gráficas mostradas, además de ofrecer unos resultados calculados para la situación concreta especificada, que debería corresponderse con el régimen de funcionamiento en la planta, permitirían una visualización de la influencia de ciertos parámetros de funcionamiento sobre producción de biogás. Esta herramienta sería muy útil, de acuerdo a lo indicado anteriormente, en el CTR, en el que la foRSU puede variar considerablemente en el tiempo, permitiendo realizar ajustes en determinados parámetros para optimizar su producción en función de las condiciones de la materia prima en el acceso.



VItile Slds (kgm^{-3})	Temp. (°C)	Ret. Time (days)	Gwth Rte (days^{-1})	K	Methane m^3/m^{3}vday	Methane m^3/m^{3}day	Exit VS (kgm^{-3})	VS Redn %
56,4	7	51,0	0,025	1,079	0,079	4,0	48,3	14%
56,4	9	51,0	0,031	1,079	0,133	6,8	42,8	24%
56,4	11	51,0	0,038	1,079	0,178	9,1	38,3	32%
56,4	13	51,0	0,046	1,079	0,215	11,0	34,5	39%
56,4	15	51,0	0,056	1,079	0,246	12,5	31,4	44%
56,4	17	51,0	0,069	1,079	0,271	13,8	28,8	49%
56,4	19	51,0	0,084	1,079	0,291	14,9	26,7	53%
56,4	21	51,0	0,102	1,079	0,308	15,7	25,0	56%
56,4	23	51,0	0,124	1,079	0,322	16,4	23,6	58%
56,4	7	71,0	0,025	1,079	0,116	8,3	39,9	29%
56,4	9	71,0	0,031	1,079	0,145	10,3	35,8	37%
56,4	11	71,0	0,038	1,079	0,169	12,0	32,4	43%
56,4	13	71,0	0,046	1,079	0,188	13,4	29,6	47%
56,4	15	71,0	0,056	1,079	0,204	14,5	27,4	51%
56,4	17	71,0	0,069	1,079	0,218	15,5	25,5	55%
56,4	19	71,0	0,084	1,079	0,228	16,2	24,0	58%
56,4	21	71,0	0,102	1,079	0,237	16,8	22,7	60%
56,4	23	71,0	0,124	1,079	0,244	17,3	21,7	62%
56,4	7	91,0	0,025	1,079	0,118	10,7	35,0	38%
56,4	9	91,0	0,031	1,079	0,135	12,3	31,8	44%
56,4	11	91,0	0,038	1,079	0,150	13,7	29,1	48%
56,4	13	91,0	0,046	1,079	0,162	14,7	26,9	52%
56,4	15	91,0	0,056	1,079	0,172	15,6	25,1	55%
56,4	17	91,0	0,069	1,079	0,180	16,4	23,6	58%
56,4	19	91,0	0,084	1,079	0,187	17,0	22,4	60%
56,4	21	91,0	0,102	1,079	0,192	17,5	21,5	62%
56,4	23	91,0	0,124	1,079	0,196	17,9	20,7	63%

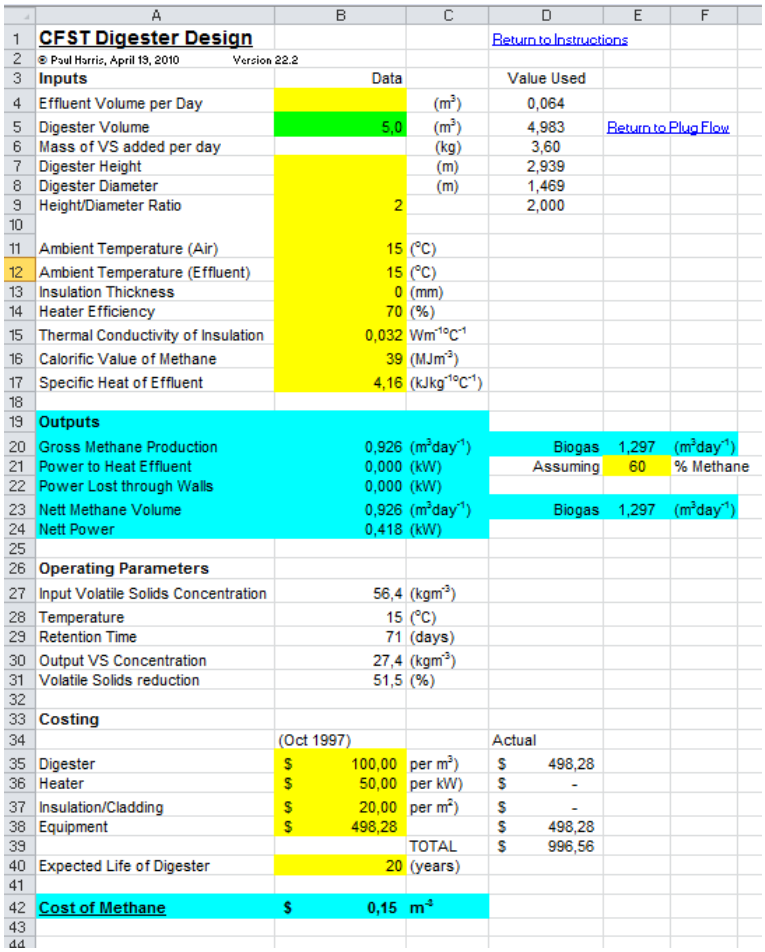
Figura 9.6. Hoja "Temperatura&TRH". (Elaboración propia)**.**

En la hoja mostrada en la Figura 9.7 se definen los parámetros de digestor, entre ellos la temperatura exterior, la capa de aislamiento, eficiencia del calentador; parámetros físicos del efluente como temperatura, calor específico y el valor calorífico del metano. También se pueden especificar otros valores para el diseño del digestor, si se dispone de ellos, en caso contrario, se utilizan los calculados en la hoja "calculadora".

Una vez introducida esta información, la aplicación proporciona los información sobre de producción de metano, considerando el necesario para mantener la temperatura en el proceso de digestión, utilizando biogás generado en el proceso.

En el CTR estudiado de este tratado, no sería necesaria de aplicación esta información, ya que actualmente la energía necesaria para mantener a la temperatura de funcionamiento del proceso de biometanización procede de una caldera de gasóleo, como se ha denunciado en capítulos anteriores. Como se ha comentado en el balance energético del proceso, esta energía podría provenir del calor residual generado en los motores de cogeneración, no afectando el coste económico de este calor. Resulta evidente que, a partir del régimen establecido en el CTR, la opción

económicamente más rentable consiste en aprovechar todo el biogás generado en el proceso de digestión para producir y vender la energía eléctrica resultante, y destinar el calor residual al proceso de digestión.



	A	B	C	D	E	F
1	**CFST Digester Design**			Return to Instructions		
2	© Paul Harris, April 19, 2010 Version 22.2					
3	**Inputs**	Data		Value Used		
4	Effluent Volume per Day		(m^3)	0,064		
5	Digester Volume	5,0	(m^3)	4,983	Return to Plug Flow	
6	Mass of VS added per day		(kg)	3,60		
7	Digester Height		(m)	2,939		
8	Digester Diameter		(m)	1,469		
9	Height/Diameter Ratio	2		2,000		
10						
11	Ambient Temperature (Air)	15	(°C)			
12	Ambient Temperature (Effluent)	15	(°C)			
13	Insulation Thickness	0	(mm)			
14	Heater Efficiency	70	(%)			
15	Thermal Conductivity of Insulation	0,032	$Wm^{-1}°C^{-1}$			
16	Calorific Value of Methane	39	(MJm^{-3})			
17	Specific Heat of Effluent	4,16	($kJkg^{-1}°C^{-1}$)			
18						
19	**Outputs**					
20	Gross Methane Production	0,926	(m^3day^{-1})	Biogas	1,297	(m^3day^{-1})
21	Power to Heat Effluent	0,000	(kW)	Assuming	60	% Methane
22	Power Lost through Walls	0,000	(kW)			
23	Nett Methane Volume	0,926	(m^3day^{-1})	Biogas	1,297	(m^3day^{-1})
24	Nett Power	0,418	(kW)			
25						
26	**Operating Parameters**					
27	Input Volatile Solids Concentration	56,4	(kgm^{-3})			
28	Temperature	15	(°C)			
29	Retention Time	71	(days)			
30	Output VS Concentration	27,4	(kgm^{-3})			
31	Volatile Solids reduction	51,5	(%)			
32						
33	**Costing**					
34		(Oct 1997)		Actual		
35	Digester	$ 100,00	per m^3)	$ 498,28		
36	Heater	$ 50,00	per kW)	$ -		
37	Insulation/Cladding	$ 20,00	per m^2)	$ -		
38	Equipment	$ 498,28		$ 498,28		
39			TOTAL	$ 996,56		
40	Expected Life of Digester	20	(years)			
41						
42	**Cost of Methane**	$ 0,15	m^{-3}			
43						
44						

Figura 9.7. Hoja "CFST". (Elaboración propia).

Los resultados mostrados en Figura 9.8, permiten, a partir del TRH, y del volumen de alimentación al proceso de digestión, el tamaño de las canalizaciones y de la obra civil necesaria para garantizar el flujo de entrada de materia orgánica al proceso de digestión.

Los cálculos ofrecidos en esta parte de la aplicación son innecesarios para el objeto de la presente Tesis Doctoral, debido a que el CTR ya dispone de las canalizaciones necesarias, que están actualmente funcionando correctamente.

En esta hoja "Flujo de entrada", entonces, se permite la visualización y dimensionado de las zanjas y del montaje del digestor para el flujo de entrada calculado. Además, permite evaluar económicamente el coste de la obra civil.

	A	B	C	D	E	F
1	**Plug Flow Design**	Approximate costing		© Paul Harris, April 19, 2010	Version 22.2	
2					Return to Instructions	
3	Effluent Volume	0,064	cubic metres per day			
4					Return to CFST	
5		Anaerobic Digester				
6	**INPUTS**					
7	Retention Time (days)	71				
8	Depth (m)	1,100				
9	Length/Width ratio	Decrease Dep				
10	Excavation cost ($/m^3)	$ 2,40				
11	Liner cost ($/m^2)	$ 13,00				
12						
13	**OUTPUTS**					
14	Capacity (Cubic Meters)	5,0				
15	Storage Width (m)	3,300				
16	Storage Length (m)	2,059				
17	Excavation Depth (m)	0,818				
18	Bank Height (m)	0,282				
19	Excavation Volume (m^3)	3,2				
20	Excavation Cost	$ 7,75				
21	O/all Width (m)	9,4				
22	O/all Length (m)	8,2				
23	Liner Width (m)	10,51				
24	Liner length (m)	6,26				
25	Liner Area (m^2)	15,46				
26	Liner Cost	$ 201,04				
27	Total Cost	$ 208,79				
28						
29	**Notes**					
30	1) Flat site assumed					
31	2) All banks have 2.5 m wide crest for vehicle access and stability					
32	3) All batters are 1:1 as the lagoons are lined					
33	4) For digester, the bank forms part of support for liner					
34	5) Digester base width is equal to depth					
35	6) All spoil is used on site, but there is no allowance for bulking					
36	7) $300 transport cost added to Cost of Excavation if actual cost is less than $8000					
37	8) Liner Width and Length include allowances for trenches, pockets, overlaps etc					
38	9) Maximum practical liner length is 60 m.					

Figura 9.8. Hoja "Flujo de entrada". (Elaboración propia)**.**

La hoja "Costes Temperatura&TRH", mostrada en la Figura 9.9, ofrece información muy interesante relacionada con el coste energético y económico del proceso. Sin embargo, como ya ha ocurrido con información ofrecida por la aplicación anteriormente, no resulta de interés para su aplicación en el CTR, ya que, como se ha comentado, en el balance energético del proceso, esta energía podría provenir del calor residual generado en los motores de cogeneración, no afectando el coste económico de este calor.

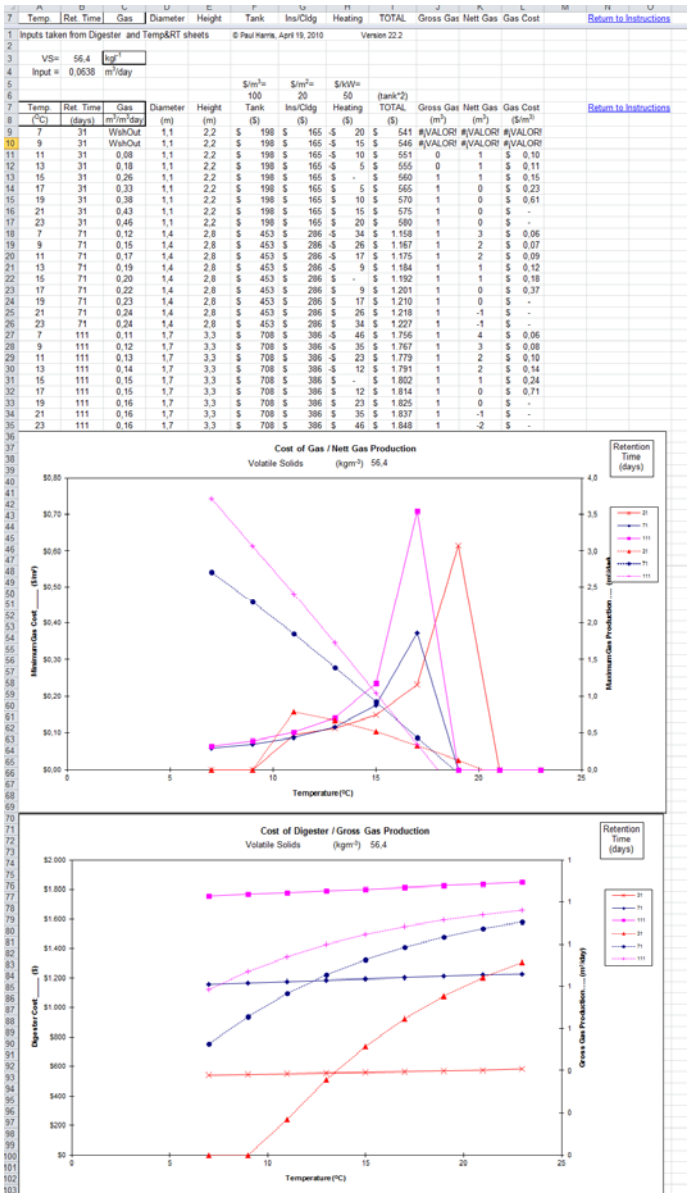


Figura 9.9. Hoja "Costes Temperatura&TRH". (Elaboración propia)**.**

En la Figura 9.9 se visualizan dos graficas en las que se puede observar, en la primera en línea continua el coste unitario por m^3 de gas y en discontinua la producción de gas total, una vez descontado el gas utilizado para calentar el reactor, en la segunda, en línea continua el coste del digestor y en discontinua la producción de biogás. En ambas se encuentra la temperatura en el eje horizontal para cada uno de los distintos TRH.

9.4.3 Limitaciones del modelo propuesto

Posterior a un estudio del funcionamiento del modelo adoptado, se ha tratado de valorar la viabilidad de su utilización, como aplicación informática de utilidad para cuantificar el biogás generado en el proceso de biodigestión en el CTR.

Las principales debilidades encontradas para el empleo del modelo presentado como aplicación al objeto de la presente Tesis Doctoral son:

- El primer inconveniente detectado consiste en que el modelo detectado fue inicialmente diseñado para la evaluación del biogás generado a partir de estiércoles. Se hace necesaria la introducción de la opción de RSU como materia tratar en el proceso.
- Adicionalmente, el modelo no contempla la opción de fallo en los equipos del proceso de digestión. Repetidamente ha sido alegado por la empresa concesionaria de la explotación una baja calidad de la materia a la entrada del proceso, repetidos fallos en los equipos de la línea, o incluso presencia de agentes inhibidores del proceso de biometanización.
- Algunos de los resultados que ofrece la aplicación carece de un interés especial para el caso analizado. El cálculo de coste de canalizaciones en una instalación ya ejecutada, o el coste energético del proceso, carece de interés para el CTR, como ya se ha indicado anteriormente.

Por otra parte, la aplicación analizada ofrece una serie de fortalezas, que son las que a continuación se indican:

- El soporte sobre el que se asienta el desarrollo matemático de la aplicación estudiada, Microsoft Excel, permite su conocimiento, modificación, mejora y/o ampliación si fuese necesario. El conocimiento del desarrollo matemático en modo abierto ha permitido su estudio y su aplicación a otras variantes del proceso, como es el caso tratado.
- La aplicación está diseñada para el estudio de mezcla de diversos tipos de materia orgánica para su digestión. La capacidad de la aplicación de modelizar procesos de codigestión permite el estudio de codigestión de RSU con otros sustratos.
- La aplicación ofrece un análisis de sensibilidad del resultado más importante, de la cantidad de biogás generado en función de la cantidad y caracterización del sustrato de entrada, en función de la temperatura de digestión y el tiempo de retención hidráulica.

Conocido el potencial de la aplicación analizada se observan las siguientes oportunidades para su implantación como sistema de referencia de modelización del proceso de digestión:

- Un RSU es, en realidad un conjunto de sustratos, por lo que puede aprovecharse el modelo, planteado desde el enfoque de una codigestión, para

dar una facilidad al usuario o programador, si conoce los datos de caracterización de los RSU, para predecir el biogás generado en su digestión.

- El RSU entrante al proceso tiene unas características variables en función del tiempo. Esta variabilidad puede aumentar si se decide destinar parcial o totalmente parte del material destinado al proceso de compostaje al proceso de biometanización. Esta variabilidad aumentaría de forma sustancial si se aplicase codigestión con otro tipo de residuos. El estudio de sensibilidad, que relaciona el biogás generado en función de diferentes variables, como son la temperatura o el TRH, permite dar información muy interesante al operador del proceso para optimizar la producción de biogás en un proceso con sustratos variables en el tiempo.
- La flexibilidad que ofrece la herramienta, permite:
    - Realizar análisis del biogás generado en función de la caracterización de la foRSU entrante.
    - Permite adaptar el modelo en función de la cantidad materia de entrada a compostaje o a digestión.
    - Permite introducir parámetros como porcentaje de paro en planta, para justificar el fallo de alguno de los equipos que no están en funcionamiento, o porcentaje de inhibidores, que perjudicarán los resultados del proceso.

Por último, un incorrecto desarrollo de la adaptación del modelo al proceso desarrollado en el CTR llevaría consigo las siguientes amenazas:

- Una caracterización incorrecta de la foRSU implicaría la toma de decisiones incorrectas que daría como resultado una producción de biogás muy alejada de la situación óptima.
- Debido a que el responsable de la producción de biogás coincide con el operador de la planta y con el gestor de la herramienta de modelizado, sería de gran dificultad depurar responsabilidades en caso de una producción muy diferente a lo estipulado en la herramienta de simulación. Esta actuación pondría en duda la eficacia del modelo planteado como herramienta de control. En todo caso, cualquier herramienta de control mejorará la situación actual, opaca.

Una de las principales limitaciones de este modelo es que está preparado únicamente para tratar tipos concretos de estiércol. Para poder analizar otros tipos de residuos y poder considerar la codigestión es necesario modificar parte del modelo.

9.5 APLICACIÓN DEL MODELO AL CTR

Como ha se ha indicado a lo largo de la Tesis Doctoral, en el CTR son tratados todos los residuos urbanos generados en la provincia, aproximadamente 195 000 t/año. Existe una discriminación automática de materia orgánica destinada a biometanización, desviándose otra parte (la de tamaño mayor a 40 mm) a un proceso de compostaje (no aprovechable energéticamente).

Por otra parte, conviene destacar que la empresa adjudicataria se ha comprometido a la producción de una cantidad de energía eléctrica de más de 11,5 GW·h al año y a la venta de una cantidad de energía eléctrica de más de 3,35 GW·h al año. Este es el único parámetro estipulado en el contrato de licitación que compromete a la empresa adjudicataria a aplicar los procesos diseñados con unas condiciones mínimas de calidad.

Aunque el proceso de licitación englobaba una concesión conjunta de la ejecución de la planta y de su explotación en unas condiciones de calidad, la experiencia acumulada a lo largo de la explotación del CTR pone de manifiesto una clara descoordinación entre las fases de ejecución y de explotación. Durante los primeros años de explotación, y aun en el momento en el que se redactan estas líneas, se ha modificado el proyecto original, con unos resultados que empeoran claramente el su correcto funcionamiento. La explotación de los procesos desarrollados en el CTR, aludida por los malos resultados presentados, ha alegado continuamente defectos en las obras e instalaciones ejecutadas. Otras razones planteadas para justificar su mal funcionamiento son una cantidad, en ocasiones superior y en otras ocasiones inferior, de material diferente al proyectado, o una mala calidad de los residuos entrantes al CTR. Independientemente de la certeza de las causas alegadas, y de la responsabilidad de las mismas, parece necesario aclarar, que es la misma empresa la encargada de la separación de los residuos en la plantas de transferencia y del correcto funcionamiento de los equipos, instalados por esta misma empresa.

Periódicamente se realizan procesos de caracterización de la materia entrante en el CTR y las distintas estaciones de transferencia. Estas caracterizaciones son de altísima utilidad para el conocimiento de la calidad de la foRSU entrantes a los procesos. La Tabla 9.2 indica el porcentaje de cada tipo de residuo caracterizado según el catálogo de residuos entrante al CTR.

Tabla 9.2. Caracterización de RSU de entrada al CTR.

RSU	Porcentaje del total
Papel/Cartón	20,72%
Plásticos	14,85%
Metales	2,13%
Vidrios	2,92%
Maderas	0,61%
Textiles	3,67%
Cerámica/Materiales de Obra	1,69%
Materia Orgánica	20,72%
Otros	32,69%
Total	**100%**

También se realizan estudios de caracterización en las líneas de entrada de compostaje y de biometanización. La Tabla 9.3 y la Tabla 9.4 indican el porcentaje de cada tipo de residuo caracterizado según el catálogo de residuos entrante a la línea de compostaje y de biometanización, respectivamente.

Tabla 9.3. Caracterización de RSU de entrada a túneles de compostaje.

RSU	Porcentaje del total
Papel/Cartón	14,62%
Plásticos	11,58%
Metales	5,13%
Vidrios	5,50%
Maderas	3,50%
Textiles	3,68%
Cerámica/Materiales de Obra	01,38%
Materia Orgánica	31,14%
Otros	23,47%
Total	**100%**

Tabla 9.4. Caracterización de RSU de entrada a biometanización.

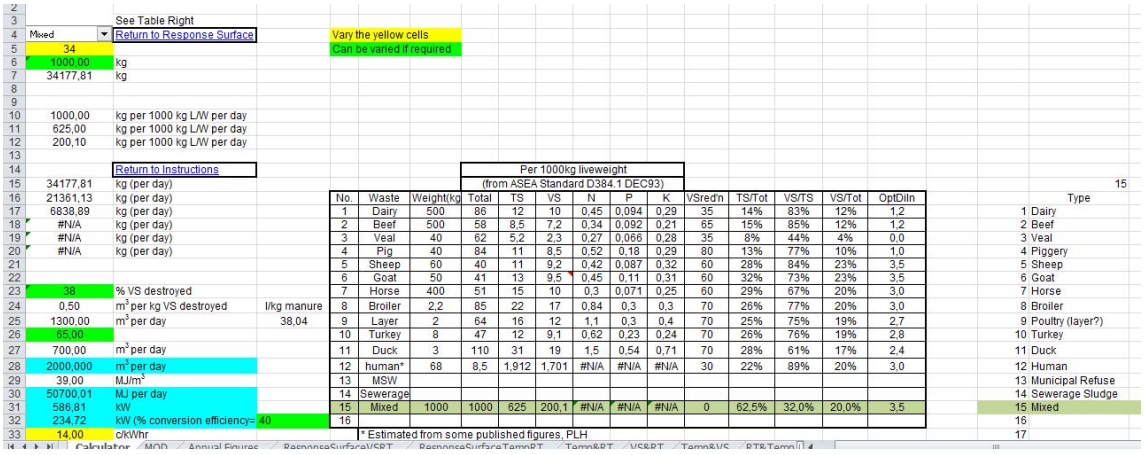
RSU	Porcentaje del total
Papel/Cartón	3,40%
Plásticos	1,98%
Metales	0,83%
Vidrios	9,30%
Maderas	0,18%
Textiles	1,38%
Cerámica/Materiales de Obra	3,58%
Materia Orgánica	67,18%
Otros	12,17%
Total	**100%**

Conocidos los datos de caracterización, se propone a continuación la modificación el modelo desarrollado por Harris para el tratamiento de los datos propios del CTR.

9.6 MODIFICACIONES DEL MODELO EN APLICACIÓN AL CTR

Una vez conocidos los datos de partida contabilizables de forma automática, o semiautomática, necesarios para establecer la cuantificación del biogás generado, o que debería generarse, se hacen necesarias una serie de modificaciones en la aplicación para adaptarla a las necesidades del CTR.

Se ha añadido una nueva fila, visualizable en la Figura 9.10, resaltada en verde, añadida a la Tabla de estiércoles de la hoja "Calculadora", para poder modificarla y trabajar en el modelo y seleccionarla en el desplegable. Esta nueva fila se ha denominado "Mixed", debido a que su parametrización vendrá a su vez determinada por una caracterización de la mezcla inherente a un RSU, más otros residuos que pueden añadirse como codigestión. De todos modos, la denominación de la columna no tiene ninguna influencia para el resultado.

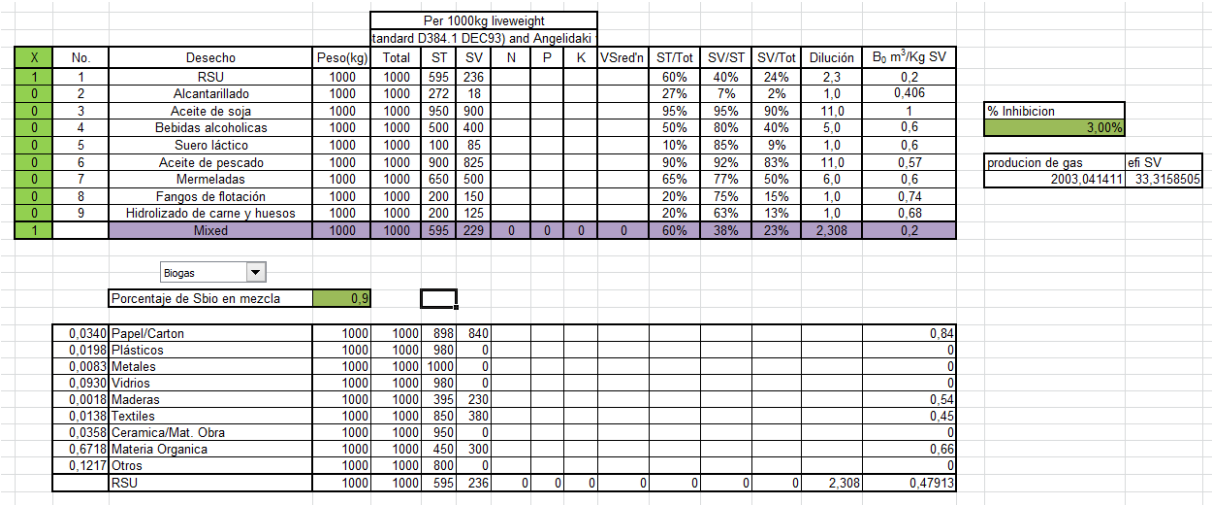


		See Table Right															
	Mixed	Return to Response Surface			Vary the yellow cells												
	34				Can be varied if required												
	1000,00	kg															
	34177,81	kg															
	1000,00	kg per 1000 kg L/W per day															
	625,00	kg per 1000 kg L/W per day															
	200,10	kg per 1000 kg L/W per day															
		Return to Instructions						Per 1000kg liveweight									
	34177,81	kg (per day)						(from ASEA Standard D384.1 DEC93)									15
	21361,13	kg (per day)		No.	Waste	Weight(kg	Total	TS	VS	N	P	K	VSred'n	TS/Tot	VS/TS	VS/Tot	OptDiln	Type
	6838,89	kg (per day)		1	Dairy	500	86	12	10	0,45	0,094	0,29	35	14%	83%	12%	1,2	1 Dairy
	#N/A	kg (per day)		2	Beef	500	58	8,5	7,2	0,34	0,092	0,21	65	15%	85%	12%	1,2	2 Beef
	#N/A	kg (per day)		3	Veal	40	62	5,2	2,3	0,27	0,066	0,28	35	8%	44%	4%	0,0	3 Veal
	#N/A	kg (per day)		4	Pig	40	84	11	8,5	0,52	0,18	0,29	80	13%	77%	10%	1,0	4 Piggery
				5	Sheep	60	40	11	9,2	0,42	0,087	0,32	60	28%	84%	23%	3,5	5 Sheep
				6	Goat	50	41	13	9,5	0,45	0,11	0,31	60	32%	73%	23%	3,5	6 Goat
	38	% VS destroyed		7	Horse	400	51	15	10	0,3	0,071	0,25	60	29%	67%	20%	3,0	7 Horse
	0,50	m^3 per kg VS destroyed	l/kg manure	8	Broiler	2,2	85	22	17	0,84	0,3	0,3	70	26%	77%	20%	3,0	8 Broiler
	1300,00	m^3 per day	38,04	9	Layer	2	64	16	12	1,1	0,3	0,4	70	25%	75%	19%	2,7	9 Poultry (layer?)
	65,00			10	Turkey	8	47	12	9,1	0,62	0,23	0,24	70	26%	76%	19%	2,8	10 Turkey
	700,00	m^3 per day		11	Duck	3	110	31	19	1,5	0,54	0,71	70	28%	61%	17%	2,4	11 Duck
	2000,000	m^3 per day		12	human*	68	8,5	1,912	1,701	#N/A	#N/A	#N/A	30	22%	89%	20%	3,0	12 Human
	39,00	MJ/m^3		13	MSW													13 Municipal Refuse
	50700,01	MJ per day		14	Sewerage													14 Sewerage Sludge
	586,81	kW		15	Mixed	1000	1000	625	200,1	#N/A	#N/A	#N/A	0	62,5%	32,0%	20,0%	3,5	15 Mixed
	234,72	kW (% conversion efficiency=	40	16														16
	14,00	c/kWhr		* Estimated from some published figures, PLH														17

Figura 9.10. Fila "Mixed" añadida a la tabla de estiércoles de la hoja "Calculadora". (Elaboración propia)**.**

Para aprovechar una de las fortalezas del modelo, basada en la flexibilidad, y permitir que el modelo trabaje directamente con las tablas de residuos caracterizadas según el catálogo de residuos, según mostrado en la Tabla 9.2, la Tabla 9.3 y la Tabla 9.4, se ha desarrollado una nueva hoja de cálculo, denominada en esta ocasión "MOD". En esta nueva hoja se han introducido las demás opciones de alimentación. Estas opciones incluyen las opciones más habituales de codigestión, incluidas las más interesantes para el CTR de San Román de la Vega, que son las descritas en los capítulos 2 y 4 de la presente Tesis Doctoral.

Siguiendo la misma línea de trabajo, la fila RSU recoge, a su vez, una adición de sustratos, previamente categorizados y caracterizados. De este modo, los datos recogidos en los diversos informes de caracterización, pueden ser tratados directamente con el mismo formato, sin realizar ningún tipo de modificación adicional. Esta información queda visualizada en la Figura 9.11.



				Per 1000kg liveweight tandard D384.1 DEC93) and Angelidaki											
X	No.	Desecho	Peso(kg)	Total	ST	SV	N	P	K	VSred'n	ST/Tot	SV/ST	SV/Tot	Dilución	B_0 m^3/Kg SV
1	1	RSU	1000	1000	595	236					60%	40%	24%	2,3	0,2
0	2	Alcantarillado	1000	1000	272	18					27%	7%	2%	1,0	0,406
0	3	Aceite de soja	1000	1000	950	900					95%	95%	90%	11,0	1
0	4	Bebidas alcoholicas	1000	1000	500	400					50%	80%	40%	5,0	0,6
0	5	Suero láctico	1000	1000	100	85					10%	85%	9%	1,0	0,6
0	6	Aceite de pescado	1000	1000	900	825					90%	92%	83%	11,0	0,57
0	7	Mermeladas	1000	1000	650	500					65%	77%	50%	6,0	0,6
0	8	Fangos de flotación	1000	1000	200	150					20%	75%	15%	1,0	0,74
0	9	Hidrolizado de carne y huesos	1000	1000	200	125					20%	63%	13%	1,0	0,68
1		Mixed	1000	1000	595	229	0	0	0	0	60%	38%	23%	2,308	0,2

% Inhibicion
3,00%

producion de gas	efi SV
2003,041411	33,3158505

Biogas

Porcentaje de Sbio en mezcla	0,9

0,0340	Papel/Carton	1000	1000	898	840									0,84
0,0198	Plásticos	1000	1000	980	0									0
0,0083	Metales	1000	1000	1000	0									0
0,0930	Vidrios	1000	1000	980	0									0
0,0018	Maderas	1000	1000	395	230									0,54
0,0138	Textiles	1000	1000	850	380									0,45
0,0358	Ceramica/Mat. Obra	1000	1000	950	0									0
0,6718	Materia Organica	1000	1000	450	300									0,66
0,1217	Otros	1000	1000	800	0									0
	RSU	1000	1000	595	236	0	0	0	0	0	0	0	2,308	0,47913

Figura 9.11. Hoja "MOD". (Elaboración propia)**.**

La primera tabla de las mostradas en la Figura 9.11 refleja las principales características de los RSU y de otros posibles residuos aprovechables en codigestión. Los más interesantes para el CTR de San Román de la Vega serían aguas residuales urbanas, sueros lácticos o residuos de mataderos o de industrias agrarias, de ubicación próxima a la planta. Estas características han sido desarrolladas por la Sociedad Americana de Ingenieros Agrónomos (ASAE, 2003) y Biowatts. Biowatts es un proyecto crowdfunding, consistente en una calculadora que estima el potencial de energía de su biomasa en términos de biogás y metano obtenido por digestión anaerobia de residuos orgánicos o de cultivos energéticos. Permite establecer una configuración de planta de biogás y añadir sustratos disponibles desde la base de datos existente o añadir y compartir sus propios datos de sustratos. La calculadora estima la cantidad de producción de metano así como la producción de electricidad y calor (Biowatts, 2013). La columna de la izquierda, en color verde, permite introducir las proporciones en tanto por uno de los residuos enviados a digestión o codigestión.

La fila de totales, resaltada en morado, resume y calcula las características de la combinación de los distintos substratos seleccionados. Estos datos se reflejan en el modelo como el sustrato "Mixed".

Por otra parte, la tabla inferior determina las propiedades y proporciones de los distintos elementos encontrados en los RSU, según el catálogo de residuos y las caracterizaciones realizadas en el CTR, y mostrados en la Tabla 9.2, la Tabla 9.3 y la Tabla 9.4. Estas características, una vez combinadas, permiten conocer el las características finales de los RSU para su digestión o codigestión, si fuese menester. Las características mostradas, que permiten el cálculo del potencial de generación de biogás se han desarrollado partir de información publicada por la Sociedad Americana de Ingenieros Agrónomos (ASAE, 2003), Biowatts (Biowatts, 2013) y MEBIG (MEBIG, 2011).

Finalmente, y considerando que en el CTR coexisten dos líneas de tratamiento de la foRSU, y que se ha propuesto como opción de mejora la adición de la materia orgánica destinada a los túneles de compostaje a la línea de biometanización, previa trituración, en la modificación del modelo se ha establecido un criterio de selección que permite evaluar el biogás producido por la materia orgánica caracterizada en cada línea, y por la materia orgánica procedente de su mezcla. De este modo, es posible seleccionar la proporción del sustrato utilizada para la línea de digestión (opción biogás), la utilizada para la línea de compostaje (opción compost) o una mezcla de ambos. Tanto el substrato como su mezcla se pueden seleccionar de la lista desplegable, así como indicar el porcentaje del substrato para el digestor que se utilizaría en la mezcla (Zaher, 2005) (Zaher, 2009).

Adicionalmente, se ha añadido el parámetro de inhibición, que reduce, en función de porcentaje introducido al potencial de generación de biogás del residuo sometido a digestión o codigestión. Con este parámetro se tratará de implementar, en función de la experiencia acumulada a lo largo de la investigación, las numerosas interrupciones del correcto funcionamiento de la planta, o la tan recurrida como alegación por parte de la empresa concesionaria, existencia de agentes que destruyesen los microrganismos desarrolladores del proceso.

9.7 Interpretación de resultados de las simulaciones

Los resultados ofrecidos por el modelo, ofrecen las siguientes consideraciones:

- La digestión de la foRSU entrantes en la línea de biodigestión en el CTR daría lugar, en un régimen de funcionamiento ideal, sin ningún tipo de parada, a un régimen de producción de aproximadamente 200 m^3biogás/t de RSU entrante.
- Esta producción no se vería incrementada, de forma relativa, son la entrada de residuos destinados a la línea de túneles de compostaje, si bien, al aumentar la cantidad de materia tratada la producción estimada sería mucho mayor.

- Sí que repercutiría muy positivamente la codigestión con otro tipo de residuos orgánicos. Los más interesantes, debido a su potencial de cogeneración, y a la existencia de industrias en las proximidades del CTR, serían los sueros procedentes de industrias lácteas y los residuos de mataderos.
- La producción de biogás en la planta de Valladolid es solamente un 10% inferior a la calculada en una situación ideal. De este modo, la planta de Valladolid supondría un referente de funcionamiento para todas las instalaciones de estas características en la Comunidad.
- Supondría una mejora significativa la separación de la fracción de rechazo en origen. La utilización de la tercera bolsa mejoraría el potencial de producción de biogás y permitiría la fabricación de compost para uso agrícola. Por otra parte, debe tenerse en cuenta que la provincia de León es la más extensa de la Comunidad, dispone de grandes zonas fuertemente despobladas, y ya existen dificultades para la separación de la basura en el contenedor verde y contenedor amarillo, por parte no solo de la ciudadanía, sino de incluso de las compañías concesionarias de la recogida de basura en estas Mancomunidades menos pobladas.
- La producción en el CTR de San Román de la Vega es en todos los casos inferior a 40 m^3biogás/t de RSU entrante en la línea de biometanización. Esta producción es la más baja de toda la Comunidad Autónoma, muy inferior a la estipulada en el proceso de licitación, que pone de manifiesto un régimen de funcionamiento que, para que cumpliese el modelo propuesto, implicaría un porcentaje de inhibición del 80%.

9.8 CONCLUSIONES

Son muchos investigadores han estudiado a escala laboratorio y en planta piloto los procesos de digestión. Sin embargo, en procesos a escala industrial no se incluyen una serie de parámetros de caracterización del material, funcionamiento de los equipos y/o de carácter fortuito, que añaden un elevado grado de incertidumbre a cualquiera de los modelos que deseasen implementarse.

La empresa concesionaria se ha comprometió la producción de una cantidad de energía eléctrica de más de 11,5 GW·h al año y a la venta de una cantidad de energía eléctrica de más de 3,35 GW·h al año. Este es el único parámetro estipulado en el contrato de licitación que compromete a la empresa adjudicataria a aplicar los procesos diseñados con unas condiciones mínimas de calidad. Partiendo de las 45000 t de materia tratada dirigida a la líneas de biometanización, este compromiso implicaría la generación de 180 m^3biogás/t de RSU entrante, con una riqueza del

orden del 65% en metano, y un PCI de 3,69 kW·h/Nm^3 que, en un motor-generador con un rendimiento del 39,89%, produjese la cantidad de energía comprometida.

Alguno de los aspectos que han sido alegados por la empresa concesionaria de la explotación, ajenos a un correcto funcionamiento de los equipos, deben ser tenidos en cuenta. Una mayor calidad de la materia tratada provocaría una mayor eficiencia de las instalaciones.

Teniendo en cuenta el elevado grado de incertidumbre que conlleva un proceso delicado proceso bioquímico desarrollado en una gran planta industrial, en la que las condiciones de funcionamiento son difícilmente cuantificables, las incidencias técnicas son permanentes, y los rendimientos son claramente inferiores a los estipulados en procesos de laboratorio o a escala piloto, resulta necesario el planteamiento de un modelo semiempírico.

El modelo presentado fue inicialmente programado para codigestión de residuos agroganaderos. Esta característica presenta la flexibilidad de permitir la adición de otros tipos de residuos, como los RSU, que a su vez son una mezcla de varios residuos, conocida mediante una previa caracterización. Sin embargo, el modelo ha debido sufrir modificaciones que permitan el estudio del tratamiento de RSU para la aplicación del modelo propuesto al CTR.

Adicionalmente debe considerarse, como parámetros que distorsionen el comportamiento del proceso contemplado en el modelo, la posible presencia de inhibidores o la existencia, en una proporción del tiempo, de paradas en la planta.

En el ajuste de este modelo debe contemplarse las características de la planta, su tamaño, su rendimiento en condiciones óptimas. Teniendo en cuenta todas estas variables, propias de la planta, puede dirimirse que el régimen de funcionamiento del CTR no es el adecuado a tenor de los resultados previstos en el pliego de licitación, en otras instalaciones de la misma clase, y en el modelo empleado.

La digestión de la foRSU entrantes en la línea de biodigestión en el CTR daría lugar, en un régimen de funcionamiento ideal, sin ningún tipo de parada, a un régimen de producción de aproximadamente 200 m^3biogás/t de RSU entrante. Esta producción es ligeramente inferior a la que se produce en Valladolid. Esta producción aumentaría considerablemente con la adición de sustratos en codigestión.

Aunque está claro que no se han cumplido los resultados previstos en el proceso de licitación, resulta evidente que en una planta de tanta complejidad como el CTR no

es sencillo depurar una responsabilidad causante de un funcionamiento tan anómalo. De este modo, se considera primordial un seguimiento de los parámetros intermedios que darán indicios sobre que parte de la planta es la causante del funcionamiento inadecuado, o si las causas de unos resultados tan pobres no se pueden considerar achacables al funcionamiento de la planta. Estos parámetros serían:

- Balance de masas entrantes en el CTR, en la línea de compostaje y en la línea de digestión.
- Caracterización del material circulante en cada una de las líneas.
- Detección de la existencia de inhibidores, y contabilizar el número de paradas en la planta y su duración.
- Cantidad de biogás generado, y su riqueza.
- Horas de funcionamiento de los motores y potencia generada por ellos.
- Energía eléctrica, térmica en escapes y térmica en circuitos de refrigeración producida por el conjunto motor-generador.

La constancia de estos parámetros permitiría evaluar y depurar el incorrecto funcionamiento de una parte de la planta o si los resultados son inferiores a lo estipulado en un proceso de biodigestión debido a causas ajenas al mismo.

Por último, se propone la incorporación en diferentes procesos de licitación que los resultados se efectúen de acuerdo a un modelo como el presentado. De este modo, la remuneración del canon de explotación podría estipularse en función de la superación o no de los objetivos parciales presentados, y no sólo del alcance de un único parámetro.

PARTE III
CONCLUSIONES Y FUTURAS LÍNEAS DE TRABAJO

10 CONCLUSIONES

1. A modo comparativo, el balance de biogás producido, y de energía eléctrica generada en comparación con otros Centros de Tratamiento de Residuos que disponen de la tecnología de extracción energética de la materia orgánica existente en la fracción orgánica de residuos sólidos urbanos puede considerarse muy pobre, en comparación con otros CTR de similares características y del potencial de funcionamiento del CTR.
2. La codigestión con foRSU podría paliar el bajo rendimiento de la instalación generadora de biogás, aumentando la calidad de la foRSU y la mejor dedicación de los equipos instalados en el CTR.
3. La codigestión conjunta de foRSU con otros sustratos ofrece como mejores alternativas la aportación de fangos de depuradora y de residuos de industrias lácteas. Debido al condicionante económico que supone el desplazamiento de productos residuales de bajo valor, se hace necesaria la búsqueda de sustratos para codigestión, en el que se encuentren sinergias no sólo técnicas, sino también de carácter económico. De este modo las alternativas más interesantes para aplicación en el CTR resultan ser las aguas residuales y los residuos de industrias lácteas.
4. En el CTR está a disposición del proceso los equipos necesarios para realizar la codigestión de los residuos de lechería y los RSU.
5. La opción tecnológica más adecuada para el tratamiento de los lodos de depuradora es su codigestión con RSU, permitiendo aprovechar instalaciones compatibles existentes, reduciendo los costes de inversión y mantenimiento en instalaciones diferentes con la misma aplicación.
6. El análisis de la documentación aportada por GERSUL, se detecta un régimen de funcionamiento anómalo e ineficaz, y con unos rendimientos muy inferiores de a los estipulados. Como consecuencia de este funcionamiento insatisfactorio han sido decretados una serie de impagos a la empresa concesionaria.
7. Las principales incidencias detectadas en la ejecución, funcionamiento o resultados fueron las siguientes:
    - La instalación proyectada ha sufrido modificaciones, y no precisamente para mejorar sus rendimientos. Ejemplos de esto son la instalación de una caldera para mantener la temperatura en los depósitos de biometanización o la anulación del proceso del tanque de hidrólisis.
    - Aproximadamente el 50% de los días programados no pudo ser realizada la visita, ya que fui avisado para no realizarla porque el

sistema estaba fuera de servicio, o una vez presentado en el CTR, no estaba permitido el acceso a las instalaciones, alegándose motivos de seguridad. Adicionalmente, casi un 50% de los días de visita ha existido alguna avería en alguna parte de la instalación.

- Existe un sistema de acopio de material menor de 40 mm para su posterior reenvío al proceso de biometanización. No obstante, en ninguna de las visitas realizadas se constató que se utilizara dicho material acopiado, sino que se para completamente el proceso (desde el trómel), aumentando la cantidad de materia que se envía al proceso de fermentación.
- Se ha detectado que en ocasiones estando el gasómetro próximo al llenado, y con sólo un motor funcionando el personal de la planta no pone en funcionamiento el segundo motor y decide parar el proceso de biometanización.
- Se ha detectado que la trampa de arena es el cuello de botella del proceso. Se estima que como consecuencia de su mal funcionamiento se puede perder un 20% de la materia orgánica tratable. Resultaría muy conveniente rediseñar una nueva trampa de arena capaz de tratar toda la materia orgánica existente.
- Existe una gran disparidad datos almacenados automáticamente, debida a la intervención por parte del personal, operando de forma manual, los periodos de paro, no registrados, por averías o mantenimiento y las sucesivas modificaciones que ha ido sufriendo la instalación en el periodo del trabajo. Esa disparidad también tiene efecto en la instrumentación de la planta, por ejemplo en la indicación del metanómetro de la planta.
- La conexión actual caldera-motores-proceso se sigue realizando de forma manual e inadecuada, lo que implica un bajo aprovechamiento del calor residual. Por otra parte no se está aprovechando el calor residual procedente de los gases de escape.

8. Se proponen las siguientes mejoras, de forma sintética:
    - Se propone realizar un plan de mediciones en un único régimen de explotación durante un periodo aproximado de un año y volver a realizar los correspondientes cálculos. Se propone una calibración de toda la instrumentación de la planta. Se recomienda realizar análisis mensuales del biogás producido, por un laboratorio externo.
    - Se debe modificar el régimen de funcionamiento de los motores de generación para priorizar la generación de energía eléctrica.

- Se proponen una serie de modificaciones a la instalación de cogeneración, para incrementar el grado de aprovechamiento energético de la planta. Esta actuación supondría un ahorro en combustible de aproximadamente 62.000 l de gasóleo C.
- Se recomienda usar el tanque de hidrólisis en el proceso, como estaba diseñado originalmente.
- Se propone, al menos, utilizarlo como tanque de mezcla, ya que al estar aislado no se produciría pérdida de calor. Al estar cerca del intercambiador de los digestores las pérdidas de calor en las tuberías sería menor y habría que calentar la materia a digerir a una menor temperatura.
- Se propone la instalación de una trituradora para el desvío de foRSU a la línea de biometanización desde la línea de compostaje.

9. Entre los años 2008 y 2012 (junio), el Centro de Tratamiento de Residuos de San Román de la Vega se encontró en situación de autoconsumo de la energía eléctrica generada en los motores de biogás, no exportándose cantidad alguna. La retribución total que habría sido obtenida, y en consecuencia, el daño patrimonial causado, por la venta de la energía en modo de tarifa regulada actualizada será de 2 463 223 €, y en la opción de mercado, actualizada a diciembre de 2012, será de 2 611 105 €.
10. Se presenta un modelo de funcionamiento de la planta real, que permitirá determinar el grado de correlación existente entre el funcionamiento real y un funcionamiento programado.
    - En procesos a escala industrial no se incluyen una serie de parámetros de caracterización del material, funcionamiento de los equipos y/o de carácter fortuito, que añaden un elevado grado de incertidumbre a cualquiera de los modelos que deseasen implementarse.
    - Alguno de los aspectos que han sido alegados por la empresa concesionaria de la explotación, ajenos a un correcto funcionamiento de los equipos, deben ser tenidos en cuenta. Una mayor calidad de la materia tratada provocaría una mayor eficiencia de las instalaciones.
    - Teniendo en cuenta el elevado grado de incertidumbre que conlleva un proceso delicado proceso bioquímico desarrollado en una gran planta industrial, en la que las condiciones de funcionamiento son difícilmente cuantificables, las incidencias técnicas son permanentes, y los rendimientos son claramente inferiores a los estipulados en procesos de laboratorio o a escala piloto, resulta necesario el planteamiento de un modelo semiempírico.

- El modelo presentado fue inicialmente programado para codigestión de residuos agroganaderos. Esta característica presenta la flexibilidad de permitir la adición de otros tipos de residuos, como los RSU, que a su vez son una mezcla de varios residuos, conocida mediante una previa caracterización. Sin embargo, el modelo ha debido sufrir modificaciones que permitan el estudio del tratamiento de RSU para la aplicación del modelo propuesto al CTR. Adicionalmente debe considerarse, como parámetros que distorsionen el comportamiento del proceso contemplado en el modelo, la posible presencia de inhibidores o la existencia, en una proporción del tiempo, de paradas en la planta.
- La digestión de la foRSU entrantes en la línea de biodigestión en el CTR daría lugar, en un régimen de funcionamiento ideal, sin ningún tipo de parada, a un régimen de producción de aproximadamente 200 m^3biogás/t de RSU entrante. Esta producción es ligeramente inferior a la que se produce en el CTR de Valladolid. Esta producción aumentaría considerablemente con la adición de sustratos en codigestión.
- Resulta evidente que no se han cumplido los resultados previstos en el proceso de licitación, y resulta evidente que en una planta de tanta complejidad como el CTR no es sencillo depurar una responsabilidad causante de un funcionamiento tan anómalo. De este modo, se considera primordial un seguimiento de los parámetros intermedios que darán indicios sobre que parte de la planta es la causante del funcionamiento inadecuado, o si las causas de unos resultados tan pobres no se pueden considerar achacables al funcionamiento de la planta.
- La constancia de estos parámetros permitiría evaluar y depurar el incorrecto funcionamiento de una parte de la planta o si los resultados son inferiores a lo estipulado en un proceso de biodigestión debido a causas ajenas al mismo.
- Por último, se propone la incorporación en diferentes procesos de licitación que los resultados se efectúen de acuerdo a un modelo como el presentado.

La remuneración del canon de explotación podría estipularse en función de la superación o no de los objetivos parciales presentados, y no sólo del alcance de un único parámetro.

11 FUTURAS LÍNEAS DE TRABAJO

Supervisar un plan de seguimiento integral de la planta de funcionamiento del CTR. Este plan exigiría una caracterización de los RSU entrantes en la planta de forma periódica, cada breves intervalos. Conocida esta caracterización, y conocidos los tiempos de retención en cada fase del proceso, se adquiriría un mayor nivel de conocimiento de la producción en diferentes condiciones, pudiendo ajustar el modelo de forma continua y paulatina, mejorando su precisión.

Al plan descrito anteriormente, se le debe incorporar información relativa al porcentaje de existencia de inhibidores, si se detectase su existencia de forma intempestiva, y registrar su influencia en el proceso, y poner de manifiesto, de forma honesta y sincera, las horas de funcionamiento perdidas. Esta información es imprescindible para que el modelo presentado, a largo plazo, tenga una precisión que permita su utilidad como herramienta de supervisión del proceso.

Iniciar un proceso de codigestión con los residuos propuestos. Para iniciar esta actividad es preciso solicitar una licencia ambiental que permita el tratamiento de la fracción orgánica de otros residuos distintos a los estipulados en la autorización ambiental del CTR. De este modo, podrán comprobarse las mejoras en la producción anunciadas, y ajustar el modelo en la misma línea indicada en el epígrafe anterior. Una vez obtenida la licencia deberá iniciarse la codigestión con un control de los balances de materia y energía, con unos bajos grados de mezcla en la codigestión, hasta detectar una clara mejora debida a la iniciativa. Si se considerase adecuada la aportación de elevadas cantidades de cosustrato, podría modificarse el proceso, volviendo a la configuración inicial, y dando la función inicial al tanque de hidrólisis.

Sería una opción muy recomendable la instalación de un reactor a pequeña escala en el seno del CTR, que reproduzca con relativa las condiciones -ambientales, de mezcla y de caracterización-, para reproducir el proceso y ser utilizado como fuente de información adicional.

12 BIBLIOGRAFÍA

Ahring B.K. Methanogenesis in thermophilic biogas reactors [Publicación periódica]. - [s.l.] : Antonie van Leeuwnhoek International Journal of General and Molecular Microbiology, 1995. - 91-102 : Vol. 67.

Ahring B.K., Angelidaki, I., Johansen, K. Anaerobic treatment of manure together with organic industrial waste. [Publicación periódica]. - [s.l.] : Water Sci. Technol., 1992. - pp. 311-318. : Vol. 7.

AINIA Valorización energética: producción de biogás mediante codigestión anaerobia de residuos/subproductos orgánicos agroindustriales [Libro]. - [s.l.] : Dept. Calidad y Medio Ambiente, 2011. - Vol. www.coitvac.org/cms/site_0001/comunicados/AINIA.

Alvarez G. y Liden, R. Semi-continuous co-digestion of solid slaughterhouse waste, manure, and fruit and vegetable waste. [Publicación periódica]. - [s.l.] : Renewable Energy, 2008. - pp. 726-734 : Vol. 33.

Alvarez Gallego C.J. Ensayo de diferentes procedimientos para el arranque de un proceso de codigestión anaerobia seca de FORSU y lodos de depuradora en rango termofílico. [Libro]. - Cadiz : Servicio de Publicaciones de la Universida de Cádiz, España. Tesis Doctoral. , 2005.

Amon T. [y otros] Methane Production trough Anaerobic Digestion of Various Energy Crops Grown in Sustainable Crop Rotations [Publicación periódica]. - [s.l.] : Bioresource Technology, 2007. - pp. 3204 - 3212 : Vol. 98 (17).

Andrews J. y Graef S. Dynamic modeling and simulation of the anaerobic digestion process. Anaerobic Biological Treatment Processes. Advances in Chemistry Series-Amer. [Publicación periódica]. - Washington : Chemical Soc., 1971. - pp. 126–162 : Vol. 105.

Angelidaki I. y Ellegaad, L. Codigestion of manure and organic wastes in centralized biogas plants [Publicación periódica]. - [s.l.] : Applied Biochemistry and Biotechnology, 2003. - 109 (1-3), pág. 95 – 105..

Angelidaki I., Ahring, B. Anaerobic digestion in Denmark. Past, present and future [Conferencia] // III Curs d'Enginyeria Ambiental. - Lleida : [s.n.], 1997. - Vols. Pgs.: 336-342.

Angelidaki I., Ahring, B. Thermophilic anaerobic digestion of livestock waste: the effect of ammonia. [Publicación periódica]. - [s.l.] : App. Microbol Biotechnol., 1993. - pp. 560-564. : Vol. 38.

APAT. Agenzia per la protezione dell´ambiente e per i servizi tecnic. Digestione anaeróbica della frazione organica dei rifiuti solidi. Aspetti fondamentali, progettuali, gestionali, di impatto ambientale ed integrazione con la depurazione della acque reflue [Libro]. - [s.l.] : APAT. Agenzia per la protezione dell´ambiente e per i servizi tecnic. , 2005.

APHA Métodos Normalizados para el Análisis de Aguas Potables y Residuales [Libro]. - Madrid : Diaz de Santos, 1992.

APHA Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater [Libro]. - Washington, DC : American Public Health Association, 2005. - Vol. 21th ed..

Arango-Bedoya Oscar y Sanches-E-Sousa Luciana Treatment of dairy industry wastewater [Publicación periódica] // Facultad de Ciencias Agropecuarias. - 2009. - 2 : Vol. 7. - págs. 24-31.

ASAE ASAE D384.1 FEB03 Manure Production and Characteristics . - 2003.

ASTM Standard Test Method for Determining the Anaerobic Biodegradation Potential of Organic Chemicals. [Libro]. - West Conshohocken. : American Society for Testing and Materials., 1992..

Baserga U. Landwirtschaftliche Co-Vergärungs-Biogasanlagen [Publicación periódica]. - [s.l.] : FAT-Berichte , 1998. - pp.443-457 : Vol. 512.

Batstone D. High rate anaerobic treatment of complex wastewater [Libro]. - Brisbane : Tesis doctoral. Universidad de Queensland., 2000.

Beily M.E. Bres P., Rizzo P., Giampaoli O. y Crespo D. Monitoreo de reactor anaeróbico semi-continuo para el tratamiento de residuos de cereales. Parte I. [Publicación periódica]. - [s.l.] : Avances en Energías Renovables y Medio Ambiente, 2010. - pp. 37-42. : Vol. 14.

Berruga-Fernández María-Isabel Desarrollo de procedimientos para el tratamiento de efluentes de quesería [Libro]. - Madrid : Tesis Doctoral, 1999.

Biowatts Biowatts [En línea]. - 2013. - 01 de octubre de 2015. - Biowatts.

Boletín Oficial del Estado Ley 22/2011. // Ley 22/2011, de 28 de julio, de residuos y suelos contaminados.. - 2011.

Boubaker F. y Ridah B. C. Anaerobic Co-digestion of Olive Mill Wastewater with Olive Mill Solid Waste in a Tubular Digester at Mesophilic Temperature [Publicación periódica]. - [s.l.] : Bioresource Technology, 2007. - pp. 769-774 : Vol. 98(4).

Boyle W. C. Energy recovery from sanitary landfills - a review [Publicación periódica]. - [s.l.] : Microbial Energy Conversion, 1976. - pp.119-138.

Bres P. Beily M.E., Rizzo P., Giampaoli O. y Crespo D. Monitoreo de reactor anaeróbico semi-continuo para el tratamiento de residuos de cereales. Parte II. [Publicación periódica]. - [s.l.] : Avances en Energías Renovables y Medio Ambiente, 2010. - pp. 29-34 : Vol. 14.

Brigwater A.V. The technical and economic feasibility of biomass gasification for power generation [Publicación periódica]. - [s.l.] : Fuel, 1995. - No 5, p. 631-653. : Vols. Vol, 74 .

Bruni E. Jensen A.P. y Angelidaki I. Comparative study of mechanical, hydrothermal, chemical and enzymatic treatments of digested biofibers to improve biogas production. [Publicación periódica]. - [s.l.] : Bioresource Technology, 2010. - pp. 8713–8717 : Vol. 101.

BTA http://www.bta-international.de/en/home.html [En línea]. - 2015. - 2 de agosto de 2015. - http://www.bta-international.de/en/home.html.

Burton C.H. y Turner, C. Manure management. Treatment strategies for sustainable agriculture [Libro]. - Bedford : Silsoe Research Institute. 2nd Edition., 2003.

Buswell A. M. and H. F. Mueller Mechanism of methane fermentation [Publicación periódica]. - [s.l.] : Industrial and Engineering Chemistry, 1952. - pp. 550-552 : Vol. 44(3).

Callaghan F. Wase, J. Thayanithy, K. Forster, C. Co-digestion of waste organic solids: batch studies [Publicación periódica]. - [s.l.] : Bioresource Technology, 1999. - pp. 117–122 : Vol. 67.

Capasso R. y G. Cristinzio A. Evidente and F. Scognamiglio, Isolation, Spectroscopy and Selective Phytotoxic Effects of Polyphenols from Vegetable Waste

Water [Publicación periódica]. - [s.l.] : Phytochemistry, 1992. - pp. 4125-4128 : Vol. 31(12).

Castillo E.F. Cristancho D.E. y Arellano V. Study of the operational conditions for anaerobic digestión of urban solid waste [Publicación periódica]. - [s.l.] : Waste Management, 205. - pp. 546-556 : Vol. 26.

Chen Y. Cheng J.J. y Creamer K.S. Inhibition of anaerobic digestión process: a review [Publicación periódica]. - [s.l.] : Bioresource Technology, 2008. - pp. 4044-4064 : Vol. 99.

Chen Y.R. Kinetic Analysis of Anaerobic Digestion of Pig Manure and its Design Implications [Publicación periódica]. - [s.l.] : Agricultural Wastes. Elsevier., 1983. - PAVES65-81 : Vol. 8.

Ciemat La biomasa como fuente de energía y productos para la agricultura y la industria [Libro]. - Madrid : Ciemat, 1990. - 9788478340682.

Clarkson W.W., Xiao, W. Anaerobic bioconversion of waste paper. [Publicación periódica]. - Barcelona : II International Symposium on anaerobic digestión of splid waste., 1999. - pp. 75-82. : Vol. I.

Comisión Nacional de la Energía www.cne.es [En línea] // Comisión Nacional de la Energía. - 2015. - 1 de agosto de 2015.

Cruz M. , Plaza, G. Digestión Anaeróbica semiseca de la fracción orgánica de los residuos municipales (FOM) [Publicación periódica]. - [s.l.] : Avances de Energías Renovables y Medio Ambiente, 2004. - pp. 71-76 : Vols. 8, 1.

DEA -Danish Energy Agency Progress report on the Economy of Centralized Biogàs Plants [Libro]. - [s.l.] : DEA -Danish Energy Agency, 1995.

Dong J., Zhao, Y.S, Hong, M. y Zhang, W.H. Influence of alkalinity on the stabilization of municipal solid waste in anaerobic simulated bioreactor [Publicación periódica]. - [s.l.] : Journal of Hazardous Materials, 2009. - pp. 717-722 : Vol. 163.

Dueblein D. y Steinhauser, A. Biogas from Waste and Renewable Resources - An Introduction [Libro]. - Weinheim : Wiley-VCH Verlag GmBH and Co. KGaA, 2008.

Ecobiogás Ecobiogás [En línea] // Ecobiogás. - 12 de agosto de 2015. - 12 de agosto de 2015. - www.ecobiogas.es.

Elango D., Pulikesi, M., Baskaralingam, P., Ramamurthi y Sivanesan, S. Production of biogas from municipal solid waste with domestic sewage [Publicación periódica]. - [s.l.] : Journal of Hazardous Materiales, 2007. - pp. 301-304 : Vol. 141.

Elías X. Tratamiento y valoración energética de residuos [Libro]. - Barcelona : Diaz de Santos, 2005.

Fernandez A. y Font Antoni Sanchez and Xavier Anaerobic co-digestion of a simulated organic fraction of municipal solid wastes and fats of animal and vegetable origin [Publicación periódica]. - [s.l.] : Biochemical Engineering, 2005. - pp.22-28 : Vol. 26.

Fernández J., Perez, M. y Romero, L.I. Effect of substrate concentration on dry mesophilic anaerobic digestión of organic fraction of municipal solid waste (OFMSW) [Publicación periódica]. - [s.l.] : Bioresource Technology, 2008. - pp. 6075-6080 : Vol. 99.

Flotats X. y Palatsi, J. Tecnologías de tratamiento de purines de cerdo. Nuestra Cabaña [Publicación periódica]. - [s.l.] : Nuestra Cabaña, 2003. - 48-57 : Vol. 323.

Flotats X. y Sarquella, L. Producció de biogás per codigestió anaerobia [Libro]. - Barcelona : Institut català d'Energia. Generalitat de Catalunya, 2008.

Flotats X., Bonmatí, A., y Seró, M Clasificación de tecnologías de digestión anaerobia. Aplicación al aprovechamiento energético de residuos ganaderos. Aprovechamiento energético de residuos orgánicos. [Libro]. - 1997.

Flotats X., Fernández, B., Pascual, A., Ruiz, B. y Gómez, P. Situación y potencial de generación de biogás [Publicación periódica]. - Barcelona : Estudio Técnico PER 2011-2020, 2011. - pág. 5-54.

Forster-Carneiro T., Perez, M. y Romero, L.I. Anaerobic digestion of municipal solid wastes: Dry thermophilic performance [Publicación periódica]. - [s.l.] : Bioresource Technology, 2008. - pp. 8180-8184 : Vol. 99 .

Gallert C. y Henning A. y Winter, J. Scale-up of anaerobic digestion of the biowaste fraction from domestic wastes [Publicación periódica]. - [s.l.] : Water research, 2003. - pp. 1433-1441 : Vol. 37.

Gasproc Gasproc [En línea]. - 2015. - 12 de agosto de 2015. - www.gasporc.com.

Gelegenis J. [y otros] Optimization of biogas production by co-digesting whey with diluted poultry manure [Publicación periódica]. - [s.l.] : Renewable Energy, 2007. - pp. 2147-2160 : Vol. 32.

GERSUL Decreto presidencial sobre devolución de la factura nº UTET059/1000010 [Informe]. - León : No publicado, 2010.

GERSUL Decreto presidencial sobre devolución de la factura nº UTET059/1000012 [Informe]. - León : No publicado, 2010.

GERSUL Decreto presidencial sobre devolución de la factura nº UTET059/100002 [Informe]. - León : No publicado, 2010.

GERSUL Decreto presidencial sobre devolución de la factura nº UTET059/1000026 [Informe]. - León : No publicado, 2011.

GERSUL Decreto presidencial sobre devolución de la factura nº UTET059/1000027 [Informe]. - León : No publicado, 2011.

GERSUL Decreto presidencial sobre devolución de la factura nº UTET059/1000031 [Informe]. - León : No publicado, 2011.

GERSUL Decreto presidencial sobre devolución de la factura nº UTET059/1000033-38 [Informe]. - León : No publicado, 2011.

GERSUL Decreto presidencial sobre devolución de la factura nº UTET059/1000041 [Informe]. - León : No publicado, 2011.

GERSUL Decreto presidencial sobre devolución de la factura nº UTET059/100006 [Informe]. - León : No publicado, 2010.

GERSUL Decreto presidencial sobre devolución de la factura nº UTET059/100008 [Informe]. - León : No Publicado, 2010.

GERSUL Decreto presidencial sobre devolución de las facturas nº UTET059/1000018 y UTET059/1000029 [Informe]. - León : No publicado, 2010.

GERSUL Informe complementario al realizado con fecha 16 de marzo 2006 [Informe]. - León : No publicado, 2006.

GERSUL Informe que emite el gerente (de GERSUL) sobre el estado general de las instalaciones [Informe]. - León : No publicado, 2006.

GERSUL Informe sobre el estado de las instalaciones y recuperación de productos [Informe]. - León : No publicado, 2009.

GERSUL Informe sobre la factura nº UTET059/1000012 [Informe]. - León : No publicado, 2010.

GERSUL Informe sobre la situación del proceso de biometanización en la planta de reciclaje y compostaje en San Román de la Vega [Informe]. - León : No publicado, 2008.

GERSUL Informe sobre las facturas nº UTET059/1000018 y UTET059/1000029 [Informe]. - León : No publicado, 2010.

GERSUL Pliego de preinscripciones técnicas particulares que regularán el concurso público para la concesión del sistema de gestión de RSU en la provincia de León, que comprende la redacción de proyectos, construcción explotación y financiación [Informe]. - León : No publicado, 1999.

GERSUL Proposición económica correspondiente al concurso público para la concesión del sistema de gestión de Residuos Sólidos Urbanos en la provincia de León, que comprende la redacción de proyectos, construcción, explotación y su financiación [Informe]. - León : No publicado, 1999.

GERSUL Proyecto Modificado número 1 al proyecto de planta de reciclaje y compostaje en San Román de la Vega [Informe]. - León : No publicado, 2003.

GERSUL Resolución de concurso público para la concesión del sistema de gestión de los RSU de la provincia de León, que comprende la redacción de proyectos, construcción explotación y financiación [Informe]. - León : No publicado, 1999.

GERSUL Segunda adenda al contrato de 13 de enero de 2000 [Informe]. - León : No publicado, 2003.

GERSUL Solicitud de actualización del canon [Informe]. - León : No publicado, 2004.

Gomez X. Cuetos M.J., Cara J., Moran A. and Garcia A.I. Anaerobic co-digestion of primary sludge and the fruit and vegetable fraction of the municipal solid wastes: Conditions for mixing and evaluation of the organic loading rate [Publicación periódica]. - [s.l.] : Renewable Energy, 2006. - Anaerobic co-digestion of primary sludge and the fruit and vegetable fraction of the municipal solid wastes: Conditions for mixing and evaluation of the organic loading rate : Vol. 31(12).

Gunaseelan N. Regression models of ultimate methane yields of fruits and vegetable solid wastes, sorghum and napiergrass on chemical composition. [Publicación periódica]. - [s.l.] : Bioresource Technology, 2007. - pp. 1270–1277. : Vol. 98.

Hansen K. H., Angelidaki, I., and Ahring. B. K Anaerobic digestion of swine manure: Inhibition by ammonia. [Publicación periódica]. - [s.l.] : Water Res, 1998. - pp. 5-12 : Vol. 32(1).

Hartman M. Using Fall Rye for Pasture, Hay and Silage [Publicación periódica]. - Stuttgart : Biomasse InfoZentrum, 2006.

Hashimoto A. G Methane from cattle waste: effects of temperature, hydraulic retention time, and influent substrate concentration on kinetic parameter(K) [Publicación periódica]. - [s.l.] : Biotechnol Bioeng, 1982. - pp. 2039-2052 : Vol. 24(9).

Hashimoto A. G. Ammonia inhibition of methanogenesis from cattle wastes. [Publicación periódica]. - [s.l.] : Agr wastes, 1986. - pp. 241-261 : Vol. 17(4).

Hill D. A comprehensive dynamic model for animal waste methanogenesis. [Publicación periódica]. - [s.l.] : Trans. ASAE, 1982. - pp. 1374–1380 : Vol. 25.

IDAE Biomasa: Digestores anaerobios [Libro]. - Madrid : IDAE (Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía), 2007.

ISO Water quality-evaluation of the ultimate anaerobic biodegradability of organic compounds in digested sludge. Method by measurement of the biogas production [Informe]. - Seattle : International Organization for Standardization, 1995.

Jin Y., Hu, Z. y Wen, Z. Enhancing anaerobic digestibility and phosphorus recovery of dairy manure through microwave-based thermochemical pretreatment [Publicación periódica]. - [s.l.] : Water research, 2003. - pp. 3493-3502 : Vol. 43.

Junta de Castilla y León Plan Integral de Residuos de Castilla y León [Informe]. - Valladolid : Publicado en Web, 2013.

Kacprzak A. Anaerobic co-digestion of agricultural products and industrial wastes [Publicación periódica] // Environment Protection Engineering. - 2009. - 3 : Vol. 35. - págs. 215-216.

Keymer U. y Schilcher A. Biogasanlagen: Berechnung der Gasausbeute von Kosubstraten. [Publicación periódica]. - [s.l.] : Bayrische Landesanstalt für Landwirtschaf, 2003. - pp.108-115.

Khanal S. Anaerobic biotechnology for bioenergy production-principles and applications. [Publicación periódica]. - Iowa : Blackwell Publishing, 2008.

Kübler H., Hoppenheidt, K., Hirsch, P., Kottmair, A. Full scale co-digestion of organic waste [Publicación periódica]. - Barcelona : II International Symposium on anaerobic digestión of splid waste, 1999. - pp. 175-182. : Vol. I.

Lastella G. Testa C., Cornacchia G., Notornicola M., Voltasio F. and Sharma V. K. Anaerobic digestion of semi-solid organic waste: biogas production and its purification [Publicación periódica]. - [s.l.] : Energy Conversion and Management, 2002. - pp. 63–75 : Vol. 43(1).

Lindorfer H., Waltenberger, R., Köllner, K., Braun, R. y Kirchmayr, R. New data on temperature optimum and temperature changes in energy crop digesters. [Publicación periódica]. - [s.l.] : Bioresource Technology, 2008. - pp. 7011-7019 : Vol. 99.

Lo H.M. Kurniawan T.A., Sillanpaa M.E.T., Pai T.Y., Chiang C.F., Chao K.P., Liu M.H., Chuang S.H., Banks C.J., Wang S.C., Lin K.C., Lin C.Y., Liu W.F., Cheng P.H., Chen C.K., Chiu H.Y. and Wu H.Y., Modeling biogas production from organic fraction of MSW codigested with MSWI ashes in anaerobic bioreactors [Publicación periódica]. - [s.l.] : Bioresour. Technol., 2010. - pp. 6329–6335 : Vol. 101.

Lubken M., Wichern, M., Schlattmann, M., Gronauer, A. & Horn, H. Modelling the energy balance of an anaerobic digester fed with cattle manure and renewable energy crops. [Publicación periódica]. - [s.l.] : Water Research, 2007. - pp. 4085–4096 : Vol. 41.

Macias-Corral M., Samani, Z., Hanson, A., Smith, G., Funk, P., Yu, H. y Longworth, J. Anaerobic digestion of municipal solid waste and agricultural waste and the effect of co-digestion with dairy cow manure [Publicación periódica]. - [s.l.] : Bioresource Technology, 2008. - pp. 8288–8293 : Vol. 99.

Magaña-Ramírez J. Luis Anaerobic treatment of lactic waste and goat manure [Publicación periódica] // INGENIERÍA E INVESTIGACIÓN. - 2011. - 1 : Vol. 31. - págs. 93-98.

Magbanua B. S., Adams T. T. y Johnston P. Anaerobic Co-digestion of Hog and Poultry Waste [Publicación periódica]. - [s.l.] : Bioresource Technology, 2001. - pp. 165-168 : Vol. 76.

Marañón-Maison Elena, Fernández-Nava Yolanda y Castrillón-Peláez Leonor Manuall del estado del arta de la codigesrión anaerobia de residuos ganaderos y agroindustriales [Libro]. - [s.l.] : Probiogas, 2009.

Margarit i Roset J. Situación y potencial de generación de biogás. Estudio Técnico PER 2011-2020 [Libro]. - Madrid : IDAE, 2011.

Mata-Alvarez J. Biomethanization of the organic fraction of municipal solid wastes [Publicación periódica]. - London : IWA Publishing, 2003.

Mata-Alvarez J. Digestión anaerobia de la fracción orgánica de residuos sólidos urbanos [Publicación periódica]. - [s.l.] : Paperkite, 1997. - pp. 284-311.

Mata-Alvarez J., Cecchi, F., Pavan, P., Fazzini, G. Performances of digesters treating the organic fraction of municipal solid waste differently sorted. [Publicación periódica]. - [s.l.] : Biological wastes, 1991. - pp. 181-199 : Vol. 33.

Mata-Alvarez J., Macé, S. y LLabres, P. Anaerobic digestión of organic solid waste. An overview of research achievement and perspectives [Publicación periódica]. - [s.l.] : Bioresource Technology, 2000. - pp. 3-16 : Vol. 74.

MEBIG mebig [En línea]. - 2011. - 1 de Octubre de 2015. - http://mebig.marmara.edu.tr/.

Miranda Oscar Caracteristicas fisico-quimicas de sueros de queso dulce y acido producidos en el combinado de quesos de báyamo [Publicación periódica] // Cub Aliment Nutr. - 2009. - 1 : Vol. 19. - págs. 21-25.

Muñoz Valero J.A., Ortiz Cañavate, J. y Vázquez Minguela, J. Técnica y aplicaciones agrícolas de la biometanización [Libro]. - Madrid : Serie Técnica - Ministerio de Agricultura Pesca y Alimentación, 1997.

Neves L. Oliveira, R. Alves, M. Influence of inoculum activity on the bio-methanization of a kitchen waste under different waste/inoculum ratios. [Publicación periódica]. - [s.l.] : Process Biochemistry, 2004. - pp. 2019–2024. : Vol. 39.

Nordberg A. Edstrom, M. Codigestion of energy crops and the source sorted organic fraction of municipal solid waste [Publicación periódica]. - [s.l.] : Water science and technology., 2005. - pp. 217–222 : Vol. 52.

Owen W. Stuckey, D. Healy, J. Young, L. McCarty, P. Bioassay for monitoring biochemical methane potential and anaerobic toxity. [Publicación periódica]. - [s.l.] : Wat.Res., 1993. - pp. 485–492 : Vol. 13.

OWS http://www.ows.be/es/household_waste/dranco-3/ [En línea]. - 2013. - 4 de agosto de 2015. - http://www.ows.be/es/household_waste/dranco-3/.

Parker W. Application of the ADM-1 model to advanced anaerobic digestion. [Publicación periódica]. - [s.l.] : Bioresour. Technol., 2000. - pp. 1832–1842. : Vol. 96.

Pavlostathis S., Giraldo-Gómez, E. Kinetics of anaerobic treatment: a critical review [Publicación periódica]. - [s.l.] : Critical reviews in environmental Control, 1991. - pags 411-490 : Vol. 21.

Probiogás www.probiogas.es [En línea]. - 2015. - 12 de agosto de 2015. - www.probiogas.es.

Rosen C. Vrecko, D. Gernaey, K. Pons, M. y Jeppsson, U. Implementing ADM-1 for plantwide benchmark simulations in Matlab/Simulink [Publicación periódica]. - [s.l.] : Wat. Sci. Tech., 2006. - pp. 11–20 : Vol. 54.

Shin H. y Song, Y. A model for evaluation of anaerobic degradation characteristics of organic waste: focusing on kinetics, rate-limiting step [Publicación periódica]. - [s.l.] : Environmental technology, 1995. - Vols. Vol. 16, pág. 775-784..

Sosnowsky P., Wieczorek, A. y Ledkowicz, S. Anaerobic co-digestion of sewage sludge and organic fraction of municipal solid waste [Publicación periódica]. - [s.l.] : Advances in Environmental Research, 2003. - pp. 609-616 : Vol. 7.

Stams A. Metabolic interactions between anaerobic bacteria in methanogenic environments. [Publicación periódica]. - [s.l.] : Antonie van Leeuwenhoek., 1994. - pp. 271–294. : Vol. 66.

Thamsiriroj T. y Murphy, J. Modelling monodigestion of grass silage in a 2-stage CSTR anaerobic digester using ADM1. [Publicación periódica]. - [s.l.] : Bioresource Technology, 2011. - pp. 948–959 : Vol. 102.

Valorga http://www.valorgainternational.fr/fr/ [En línea]. - 2006. - 4 de agosto de 2015. - http://www.valorgainternational.fr/fr/.

Van Velsen A. F. M. Adaptation of methanogenic sludge to high ammonia-nitrogen concentrations. [Publicación periódica]. - [s.l.] : Water Res, 1979. - pp. 995-999. : Vol. 13(10).

Veeken A. y Hamelers, B. Effect of temperature on hydrolysis rates of selectes biowaste components [Publicación periódica]. - [s.l.] : Bioresource technology, 1999. - 249-254 : Vol. 29.

Wendland C. Anaerobic Digestion of Blackwater and Kitchen Refuse.Tesis de doctoral. [Libro]. - Harburg : Technischen Universität Hamburg, 2008.

Zaher U., Grau, P., Benedetti, L., Ayesa, E. y Vanrolleghem, P. Transformers for interfacing anaerobic digestion models to pre- and posttreatment processes [Publicación periódica]. - [s.l.] : Water Environment Research, 2005. - pp. 407–415 : Vol. 81.

Zaher U., Rongping, L. Jeppsson, U. Steyer, J. y Chen, S. GISCOD: General Integrated Solid Waste Co- [Publicación periódica]. - [s.l.] : Water Research, 2009. - pp. 2717–2727 : Vol. 43.

Zhang P., Zeng, G., Zhang, G., Li, Y., Zhang, B. y Fan, M. Anaerobic co-digestion of biosolids and organic fraction of municipal solid waste by sequencing batch process [Publicación periódica]. - [s.l.] : Fuel processing Technology, 2008. - pp. 485-489 : Vol. 2008.

Zhang R., El-Mashad, H.M., Hartman, K. y Wang, F. Characterization of food waste as feedstock for anaerobic digestion [Publicación periódica]. - [s.l.] : Bioresource Technology, 2007. - pp. 929-935 : Vol. 98.