



UNIVERSIDAD DE LEÓN

INSTITUTO DE MEDIO AMBIENTE,
RECURSOS NATURALES Y BIODIVERSIDAD

ÁREA DE INGENIERÍA QUÍMICA

**TRATAMIENTO BIOLÓGICO AEROBIO-
ANAEROBIO-AEROBIO DE RESIDUOS
GANADEROS PARA LA OBTENCIÓN DE
BIOGÁS Y COMPOST**

**Farm waste aerobic-anaerobic-aerobic biological
treatment for obtaining biogas and compost**

Tesis presentada por
DANIEL BLANCO COBIÁN
Para optar al grado de Doctor

*Tesis dedicada a mis directores, a mis
compañeros del IRENA y a los que me
ayudaron ahí fuera en la planta. A Pedro
y Beatriz y Rosa. Gracias a todos.*

ÍNDICE GENERAL

ÍNDICE GENERAL	I
ÍNDICE DE TABLAS	V
ÍNDICE DE FIGURAS	VIII
LISTA DE ABREVIATURAS	XI
RESUMEN	XIII
ABSTRACT	XV
1 VALORIZACIÓN DE LOS RESIDUOS GANADEROS MEDIANTE TRATAMIENTOS BIOLÓGICOS	1
1.1 Introducción.....	3
1.2 Los sectores bovino y avícola.....	4
1.3 Producción de residuos de los sectores bovino y avícola	6
1.3.1 Situación general de la producción de residuos ganaderos	6
1.3.2 Producción unitaria de residuos ganaderos	6
1.4 Caracterización de las deyecciones de bovino y ave	7
1.5 Impacto de los residuos ganaderos en el medio ambiente	8
1.6 Tecnologías para el tratamiento biológico de los residuos ganaderos	9
1.6.1 Digestión anaerobia.....	9
1.6.2 Compostaje.....	24
1.6.3 Compostaje y biometanización: comparación de los procesos y tendencias actuales	29
1.7 Producción de biogás a partir de residuos ganaderos	30
1.7.1 Importancia del biogás como fuente de energía renovable	30
1.7.2 Potencial de los residuos ganaderos para la producción de biogás	31
1.7.3 Aplicaciones del biogás producido en explotaciones agropecuarias.....	32
1.8 Valorización agrícola de los residuos ganaderos.....	33
1.8.1 Fertilizantes, abonos y enmiendas.....	33
1.8.2 Condicionantes económicos y normativos para la valorización agrícola de los residuos ganaderos	34
1.8.3 Requisitos de los procesos biológicos	36
1.8.4 Requisitos del producto elaborado	37
1.9 Referencias	40

2	OBJETIVOS Y METODOLOGÍA GENERAL	47
2.1	Objetivos generales.....	49
2.2	Metodología general.....	50
2.3	Métodos analíticos.....	51
2.4	Referencias	57
3	ENSAYOS A ESCALA SEMI-PILOTO	59
3.1	Introducción.....	61
3.2	Objetivos.....	62
3.3	Material y métodos	62
3.3.1	Planta semi-piloto.....	62
3.3.2	Diseño de los ensayos.....	65
3.3.3	Mediciones y análisis	68
3.3.4	Eficacia biológica de los ensayos	69
3.4	Resultados y discusión.....	71
3.4.1	Sistemas de digestión de estiércol	71
3.4.2	Sistemas de digestión y codigestión de deyecciones animales y sustratos herbáceos	80
3.4.3	Comparación general de los resultados con los de otros autores	90
3.4.4	Ajuste de los datos experimentales.....	92
3.4.5	Balances de materia.....	96
3.5	Conclusiones.....	97
3.6	Referencias	100
4	ENSAYOS A ESCALA PILOTO.....	103
4.1	Introducción.....	105
4.2	Objetivos.....	106
4.3	Planta piloto.....	106
4.4	Diseño de los ensayos y metodología.....	109
4.4.1	Degradación de la materia orgánica	109
4.4.2	Producción de CH ₄	110
4.4.3	Evolución de la temperatura.....	110
4.4.4	Estudio del consumo de O ₂ en las fases aerobias	111
4.4.5	Análisis microbiológicos.....	111
4.4.6	Metales pesados.....	112
4.5	Resultados.....	112
4.5.1	Visión general de las cargas	112
4.5.2	Carga 1	113
4.5.3	Carga 2	120
4.5.4	Carga 3	125

4.5.5	Carga 4	129
4.5.6	Análisis microbiológicos.....	135
4.5.7	Metales pesados.....	135
4.6	Discusión	136
4.7	Conclusiones.....	145
4.8	Referencias	146
5	STUDY OF BIOLOGICAL STABILIZATION PROCESSES OF CATTLE AND POULTRY MANURE BY THERMOGRAVIMETRIC ANALYSIS AND ¹³C NMR	149
5.1	Introduction	151
5.2	Materials and Methods	153
5.2.1	Anaerobic Stabilization.....	153
5.2.2	Aerobic Stabilization.....	154
5.2.3	Mixed Stabilization	154
5.2.4	Analytical Techniques.....	155
5.3	Results and discussion.....	156
5.3.1	Evaluation of the efficiency in stabilization.....	156
5.3.2	Solid state ¹³ C NMR analysis.....	158
5.4	Conclusions	165
5.5	References	166
6	PROPUESTA DE UN SISTEMA COMERCIAL DE TRATAMIENTO DESCENTRALIZADO DE RESIDUOS GANADEROS Y EVALUACIÓN ECONÓMICA.....	171
6.1	Introducción.....	173
6.2	Objetivos.....	174
6.3	Metodología.....	175
6.3.1	Método de evaluación del proyecto de inversión.....	175
6.3.2	Modelización del proyecto de inversión	176
6.3.3	Planteamiento de escenarios.....	178
6.4	Datos de partida.....	178
6.4.1	Datos generales	178
6.4.2	Coste de oportunidad.....	180
6.4.3	Vida útil del proyecto	180
6.4.4	Dimensionamiento de la instalación.....	180
6.4.5	Coste de inversión	181
6.4.6	Costes de operación y mantenimiento.....	182
6.4.7	Ingresos	183
6.5	Resultados.....	185

6.5.1	Estudio de la relación entre la escala y la rentabilidad.....	185
6.5.2	Estudio de la relación entre la duración de las secuencias del proceso y la rentabilidad	189
6.6	Conclusiones.....	192
6.7	Referencias	193
7	CONCLUSIONES GENERALES / GENERAL CONCLUSIONS.....	195
7.1	Conclusiones generales.....	197
7.2	General conclusions.....	199
8	ANEXO 1 – ENSAYOS A ESCALA SEMI-PILOTO	201
8.1	Bases de cálculo de los balances de materia.....	203
8.2	Balances de materia	204
8.3	Rendimiento biológico.....	216
8.4	Análisis de los lixiviados	221
9	ANEXO 2 – ENSAYOS A ESCALA PILOTO.....	226
9.1	Planta piloto para el tratamiento biológico de residuos ganaderos.....	227
9.1.1	Descripción de la planta piloto	227
9.1.2	Descripción del proceso	238
9.1.3	Registro de datos	244
9.2	Registro de datos durante las cargas	246
10	ANEXO 3 – PROPUESTA DE UN SISTEMA COMERCIAL DE TRATAMIENTO DESCENTRALIZADO DE RESIDUOS GANADEROS Y ESTUDIO DE VIABILIDAD	259
10.1	Cálculo del coste de inversión de la planta.....	261
10.2	Parámetros de producción de CH ₄	262
10.3	Cálculo de las necesidades de calor de proceso.....	262
10.4	Precio de la unidad fertilizante de nitrógeno	264

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.1. Emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) por grupos de actividad en España (año 2005).	9
Tabla 1.2. Ventajas y desventajas de los sistemas de tratamiento continuo en una etapa y discontinuo.	23
Tabla 1.3. Límites máximos de metales pesados para las distintas categorías de fertilizantes orgánicos según propuesta europea y legislación española.	38
Tabla 3.1. Análisis químico de los materiales utilizados como sustratos en los ensayos a escala semi-piloto.	65
Tabla 3.2. Descripción de los ensayos de digestión de estiércol.	67
Tabla 3.3. Descripción de los ensayos de digestión y codigestión de estiércol y gallinaza.	68
Tabla 3.4. Indicadores de eficacia biológica de la digestión anaerobia de estiércol en los sistemas destinados a la evaluación del efecto de recirculación.	73
Tabla 3.5. Parámetros químicos de la digestión anaerobia de estiércol en los sistemas destinados a la evaluación del efecto de recirculación.	74
Tabla 3.6. Indicadores de eficacia biológica de la digestión anaerobia de estiércol en los sistemas destinados a la evaluación del efecto de las variaciones del estructurante y la proporción de fase líquida.	78
Tabla 3.7. Parámetros químicos de la digestión anaerobia de estiércol en los sistemas destinados a la evaluación del efecto de las variaciones del estructurante y la proporción de fase líquida.	79
Tabla 3.8. Indicadores de eficacia biológica de la digestión y codigestión de deyecciones animales y sustratos herbáceos.	84
Tabla 3.9. Desagregación de las producciones de CH ₄ de las mezclas de estiércol y residuo agrícola.	85
Tabla 3.10. Parámetros químicos de los ensayos de codigestión anaerobia de estiércol y gallinaza.	87
Tabla 3.11. Comparación entre los indicadores de rendimiento biológico obtenidos experimentalmente y bibliográficamente.	91
Tabla 3.12. Indicadores de eficacia biológica de los ensayos de digestión anaerobia a partir de la determinación paramétrica de la producción de CH ₄	93
Tabla 3.13. Resumen de las relaciones gravimétricas de los SV en los ensayos.	96
Tabla 4.1. Visión general de las cargas a escala piloto.	113
Tabla 4.2. Relación de los principales periodos sin recogida automática de datos durante la CARGA 1.	116
Tabla 4.3. Relación de los principales periodos sin recogida automática de datos durante la CARGA 2.	122
Tabla 4.4. Relación de los principales periodos de interrupción del proceso o pérdida de datos durante la CARGA 3.	127
Tabla 4.5. Relación de los principales periodos de interrupción del proceso o pérdida de datos durante la CARGA 4.	131
Tabla 4.6. Resultados de los análisis microbiológicos realizados en los ensayos a escala piloto.	135

Tabla 4.7. Contenidos en metales pesados de los productos de los ensayos a escala piloto según su origen y comparación con los límites de la normativa.....	136
Tabla 4.8. Comparación de los indicadores de eficacia biológica de los ensayos de digestión anaerobia de estiércol a escala semi-piloto y a escala piloto.....	142
Table 5.1. Results from the chemical analysis of the samples from the stabilization processes of cattle and poultry manure.....	157
Table 5.2. Distribution of carbon in fresh and stabilized cattle manures.....	161
Table 5.3. Distribution of carbon in fresh and stabilized poultry manures.....	162
Tabla 6.1. Datos de partida para la evaluación financiera de la planta de biogás.....	179
Tabla 6.2. Principales indicadores del estudio de la relación entre la escala y la rentabilidad para el punto de equilibrio en los escenarios E1, E2 y E3.....	187
Tabla 6.3. Principales indicadores del estudio de la relación entre la duración de la fase anaerobia y la rentabilidad para la rentabilidad máxima en los escenarios E A1, E A2, EA3, E B1, E B2 y E B3.....	191
Tabla A1.1. Determinación de los parámetros del balance de materia del reactor para el día 0 y para el día j precedido de un día i	203
Tabla A1.2. Distribución de agua, ST y SV en el sustrato y sus fases sólida y líquida del ensayo <i>Recircula cont.</i>	204
Tabla A1.3. Distribución de agua, ST y SV en el sustrato y sus fases sólida y líquida del ensayo <i>Recircula 1d.</i>	204
Tabla A1.4. Distribución de agua, ST y SV en el sustrato y sus fases sólida y líquida del ensayo <i>Recircula 3d.</i>	204
Tabla A1.5. Distribución de agua, ST y SV en el sustrato y sus fases sólida y líquida del ensayo <i>Estructurante.</i>	205
Tabla A1.6. Distribución de agua, ST y SV en el sustrato y sus fases sólida y líquida del ensayo <i>Sumergido.</i>	205
Tabla A1.7. Distribución de agua, ST y SV en el sustrato y sus fases sólida y líquida del ensayo <i>Sustrato seco.</i>	205
Tabla A1.8. Distribución de agua, ST y SV en el sustrato y sus fases sólida y líquida del ensayo <i>2a digestión.</i>	206
Tabla A1.9. Distribución de agua, ST y SV en el sustrato y sus fases sólida y líquida del ensayo <i>Sólo colza.</i>	206
Tabla A1.10. Distribución de agua, ST y SV en el sustrato y sus fases sólida y líquida del ensayo <i>Sólo girasol.</i>	206
Tabla A1.11. Distribución de agua, ST y SV en el sustrato y sus fases sólida y líquida del ensayo <i>Estierc+colza.</i>	207
Tabla A1.12. Distribución de agua, ST y SV en el sustrato y sus fases sólida y líquida del ensayo <i>Estierc+girl.</i>	207
Tabla A1.13. Distribución de agua, ST y SV en el sustrato y sus fases sólida y líquida del ensayo <i>Gallnz+colz1:3.</i>	207
Tabla A1.14. Distribución de agua, ST y SV en el sustrato y sus fases sólida y líquida del ensayo <i>Gallnz+colz1:1.</i>	208
Tabla A1.15. Distribución de agua, ST y SV en el sustrato y sus fases sólida y líquida del ensayo <i>Gallnz+colz4:1.</i>	208
Tabla A1.16. Distribución de agua, ST y SV en el sustrato y sus fases sólida y líquida del ensayo <i>Sólo gallinaza.</i>	208
Tabla A1.17. Distribución de agua, ST y SV en el sustrato y sus fases sólida y líquida del ensayo <i>Compostaje.</i>	209

Tabla A1.18. Relaciones gravimétricas en el sustrato del ensayo <i>Recircula cont.</i>	209
Tabla A1.19. Relaciones gravimétricas en el sustrato del ensayo <i>Recircula 1d.</i>	209
Tabla A1.20. Relaciones gravimétricas en el sustrato del ensayo <i>Recircula 3d.</i>	210
Tabla A1.21. Relaciones gravimétricas en el sustrato del ensayo <i>Estructurante.</i>	210
Tabla A1.22. Relaciones gravimétricas en el sustrato del ensayo <i>Sumergido.</i>	210
Tabla A1.23. Relaciones gravimétricas en el sustrato del ensayo <i>Sustrato seco.</i>	211
Tabla A1.24. Relaciones gravimétricas en el sustrato del ensayo <i>2a digestión.</i>	211
Tabla A1.25. Relaciones gravimétricas en el sustrato del ensayo <i>Sólo colza.</i>	211
Tabla A1.26. Relaciones gravimétricas en el sustrato del ensayo <i>Sólo girasol.</i>	212
Tabla A1.27. Relaciones gravimétricas en el sustrato del ensayo <i>Estierc+colza.</i>	212
Tabla A1.28. Relaciones gravimétricas en el sustrato del ensayo <i>Estierc+girl.</i>	212
Tabla A1.29. Relaciones gravimétricas en el sustrato del ensayo <i>Gallnz+colz1:3.</i>	213
Tabla A1.30. Relaciones gravimétricas en el sustrato del ensayo <i>Gallnz+colz1:1.</i>	213
Tabla A1.31. Relaciones gravimétricas en el sustrato del ensayo <i>Gallnz+colz4:1.</i>	213
Tabla A1.32. Relaciones gravimétricas en el sustrato del ensayo <i>Sólo gallinaza.</i>	214
Tabla A1.33. Relaciones gravimétricas en el sustrato del ensayo <i>Compostaje.</i>	214
Tabla A2.1. Lista de los principales dispositivos de la planta piloto.	231
Tabla A2.2. Parámetros de proceso modificables desde el panel de control.	239
Tabla A2.3. Descripción de los eventos simples y descomposición de los eventos compuestos más frecuentes en simples.	246
Tabla A3.1. Cálculo del coste de inversión del sistema DA	261
Tabla A3.2. Parámetros de producción de CH ₄ tomados para los cálculos de la evaluación económica.....	262
Tabla A3.3. Características térmicas del cerramiento del reactor.....	264
Tabla A3.4. Precios de los fertilizantes nitrogenados	265

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1. Generación de deyecciones ganaderas (a) por especie animal y (b) por CC.AA.	6
Figura 1.2. Esquema de reacciones de la digestión anaerobia de materia orgánica compleja.	11
Figura 1.3. Clasificación de las tecnologías de digestión anaerobia de biorresiduos sólidos.	18
Figura 1.4. Diseños de distintos tipos de digester empleados en digestión anaerobia de sólidos.	19
Figura 1.5. Plantas de tratamiento biológico de residuos en España (a) según su tipo de proceso y (b) según su capacidad de tratamiento.	29
Figura 2.1. Esquema general de la metodología de trabajo.	50
Figura 3.1. Reactor de la planta semipiloto: (a) plano de la sección longitudinal y (b) vista general.	63
Figura 3.2. Detalles de los elementos de la planta semipiloto: (a) reactores en el baño; (b) doble suelo de un reactor; (c) llaves de las tomas de fondo; (d) tapa del reactor; (e) emisor en cabeza de reactor.	64
Figura 3.3. Evolución de la producción de biogás y CH ₄ para los sistemas destinados a la evaluación del efecto de la recirculación.	72
Figura 3.4. Evolución de los AGV en los sistemas destinados a la evaluación del efecto de recirculación.	76
Figura 3.5. Evolución de la producción de biogás y CH ₄ en los sistemas destinados a la evaluación del efecto de las variaciones del estructurante y la proporción de fase líquida.	77
Figura 3.6. Evolución de la producción de biogás y CH ₄ para el sistema de post-digestión de estiércol.	80
Figura 3.7. Evolución de la producción de biogás y CH ₄ para los sistemas digestión de colza y girasol y su codigestión con estiércol.	81
Figura 3.8. Evolución de la producción de biogás y CH ₄ para los sistemas de digestión de gallinaza y su codigestión con colza.	83
Figura 3.9. Producción de CH ₄ en la serie de ensayos de digestión y codigestión de gallinaza y colza.	86
Figura 3.10. Evolución de los AGV para los sistemas de digestión de residuos herbáceos y su codigestión con estiércol.	88
Figura 3.11. Evolución de los AGV para los sistemas digestión y codigestión de gallinaza y colza.	89
Figura 3.12. Parámetros de producción de CH ₄ del ensayo <i>Sólo gallinaza</i> . (a) Datos experimentales. (b) Aplicación por tramos de la ecuación de Gompertz modificada. (c) Agregación de las dos ecuaciones obtenidas. (d) Producción específica del reactor según el modelo.	94
Figura 4.1. Vista de la planta piloto.	107
Figura 4.2. Vista del interior del contenedor de control.	108
Figura 4.3. Evolución de la temperatura y las concentraciones de O ₂ y CH ₄ a lo largo de un proceso ideal.	109
Figura 4.4. Visión general de la CARGA 1.	115

Figura 4.5. Tasa de extracción de biogás y presiones en el reactor durante la fase anaerobia de la CARGA 1.	117
Figura 4.6. Producción acumulada y tasa de producción de CH ₄ según el ajuste a la ecuación modificada de Gompertz en la CARGA 1.	118
Figura 4.7. Tasa de consumo de O ₂ y comparación con la tasa de variación de la temperatura en los periodos de control de la aireación de la CARGA 1.	120
Figura 4.8. Visión general de la CARGA 2.	121
Figura 4.9. Tasa de extracción de biogás y presiones en el reactor durante la fase anaerobia de la CARGA 2.	123
Figura 4.10. Tasa de consumo de O ₂ y comparación con la tasa de variación de la temperatura en un periodo de la CARGA 2.	125
Figura 4.11. Visión general de la CARGA 3.	126
Figura 4.12. Tasa de extracción de biogás y presiones en el reactor durante la fase anaerobia de la CARGA 3.	127
Figura 4.13. Tasas de consumo de O ₂ en tres periodos distintos de la CARGA 3.	129
Figura 4.14. Visión general de la CARGA 4.	130
Figura 4.15. Tasa de extracción de biogás y presiones en el reactor durante la fase anaerobia de la CARGA 4.	132
Figura 4.16. Tasa de extracción de biogás y presiones en el reactor durante los días 55-70 de la CARGA 4.	133
Figura 4.17. Tasa de consumo de O ₂ y comparación con la tasa de variación de la temperatura en un periodo de la CARGA 4.	134
Figura 4.18. Frecuencia de los eventos en un intervalo de la CARGA 1.	137
Figura 4.19. Esquema del mecanismo de retroalimentación que provoca la alta frecuencia de la activación y desactivación de la extracción de biogás.	138
Figura 4.20. Trabajos de mantenimiento relacionados con la estanqueidad del reactor.	140
Figure 5.1. Weight loss profiles under nitrogen atmosphere for the set of samples of cattle manure (Figures a and b) and poultry manure (Figures c and d).	158
Figure 5.2. Solid-state ¹³ C CP/MAS NMR spectra for different stabilizations processes of cattle manure.	163
Figure 5.3. Solid-state ¹³ C CP/MAS NMR spectra for different stabilizations processes of poultry manure.	164
Figura 6.1. Esquema de la modelización del proyecto de inversión.	176
Figura 6.2. Ejemplo de las discontinuidades en los indicadores de rentabilidad para el IR en el escenario E B2.	177
Figura 6.3. Indicadores de rentabilidad respecto al tamaño de explotación para un tiempo de digestión de 37,5 días.	188
Figura 6.4. Indicadores de rentabilidad respecto al tiempo de digestión para (A) tamaños de explotación críticos y (B) de 250 UG.	190
Figura A1.1. Diagrama de la distribución de cenizas, SV y agua en un reactor.	203
Figura A1.2. Evolución SV y cenizas en las fases sólida y líquida en los ensayos.	215
Figura A1.3. Producciones de biogás y de metano (I).	216
Figura A1.4. Producciones de biogás y de metano (II).	217
Figura A1.5. Producciones acumuladas y producciones específicas de CH ₄ según el ajuste a la ecuación modificada de Gompertz (I).	219
Figura A1.6. Producciones acumuladas y producciones específicas de CH ₄ según el ajuste a la ecuación modificada de Gompertz (II).	220

Figura A1.7. Evolución de la alcalinidad total en los ensayos.....	221
Figura A1.8. Evolución de la DQO en los ensayos.....	222
Figura A1.9. Evolución de los ST y SV en los ensayos.....	223
Figura A1.10. Evolución de los AGVs en en los ensayos.....	224
Figura A1.11. Evolución del N-NH ₃ total y libre en los ensayos.....	225
Figura A2.1. Vistas del panel de control.....	228
Figura A2.2. Diagrama de tuberías, instrumentación y control de la planta piloto.....	230
Figura A2.3. Esquema del circuito de aire/gas y sus elementos principales.....	233
Figura A2.4. Esquema del circuito de lixiviado y sus elementos principales.....	235
Figura A2.5. Vistas de la descarga del reactor.....	240
Figura A2.6. Vista de la pantalla donde se controlan los parámetros de la primera fase del proceso.....	241
Figura A2.7. Vista de la pantalla donde se controlan los parámetros de la segunda fase del proceso.....	242
Figura A2.8. Vista de la pantalla donde se controlan los parámetros de la tercera fase del proceso.....	243
Figura A2.9. Registro de eventos durante la CARGA 1.....	247
Figura A2.10. Evolución de la temperatura durante la CARGA 1.....	248
Figura A2.11. Evolución de la concentración de O ₂ y CH ₄ durante la CARGA 1.....	249
Figura A2.12. Registro de eventos durante la CARGA 2.....	250
Figura A2.13. Evolución de la temperatura durante la CARGA 2.....	251
Figura A2.14. Evolución de la concentración de O ₂ y CH ₄ durante la CARGA 2.....	252
Figura A2.15. Registro de eventos durante la CARGA 3.....	253
Figura A2.16. Evolución de la temperatura durante la CARGA 3.....	254
Figura A2.17. Evolución de la concentración de O ₂ y CH ₄ durante la CARGA 3.....	255
Figura A2.18. Registro de eventos durante la CARGA 4.....	256
Figura A2.19. Evolución de la temperatura durante la CARGA 4.....	257
Figura A2.20. Evolución de la concentración de O ₂ y CH ₄ durante la CARGA 4.....	258

LISTA DE ABREVIATURAS

AGV	Ácido graso volátil
AH	Ácidos húmicos
b.s	Base sólida
CE	Cenizas
CM	<i>Cattle manure</i>
CO	Carga orgánica
CPMAS	<i>Cross polarization and magic angle spinning</i>
DA	Digestión anaerobia
DGT	<i>Differential thermogravimetry</i>
DQO	Demanda química de oxígeno
EB	Estiércol bovino
FL	Fase líquida
FS	Fase sólida
GA	Gallinaza
IR	Índice de rentabilidad
LIE	Límite inferior de explosión
MAS	magic angle spinning
MS	Materia seca
PCS	Poder calorífico superior
PM	<i>Poultry manure</i>
OUR	<i>Oxygen Uptake Rate</i>
PR	Plazo de recuperación
RSU	Residuos sólidos urbanos
ST	Sólidos totales
SV	Sólidos volátiles
TG	<i>Thermogravimetric analysis</i>
TGA	<i>Thermogravimetric analyzer</i>
TIR	Tasa interna de rendimiento
TRH	Tiempo de retención hidráulica
TRS	Tiempo de retención de sólidos
TS	<i>Total solids</i>
UFC	Unidades formadoras de colonias
UG	Unidad ganadera
VAN	Valor actual neto
VS	<i>Volatile solids</i>

RESUMEN

La implantación de sistemas de producción de biogás en España es escasa, y el potencial de aprovechamiento de los residuos agroganaderos, grande. Existen por otro lado incentivos para la producción de energía a partir de fuentes renovables y para la protección del medio ambiente, de forma que se dan unas buenas condiciones para el desarrollo de la digestión anaerobia en el ámbito rural. Ante esta oportunidad, surge la necesidad de desarrollar un sistema asumible por los productores ganaderos y adaptable a su tamaño de explotación, el cual es un factor que se convierte en fundamental en una región como Castilla y León, donde la concentración aún no es muy elevada y donde las explotaciones pequeñas y medianas corren el riesgo de desaparecer.

Se propone en este trabajo un proceso de tratamiento de deyecciones ganaderas orientado al rango más bajo de capacidad de tratamiento. Para ello, se recurre a un sistema de tratamiento *mixto*, que combina secuencialmente la digestión anaerobia (producción de biogás) y el compostaje (producción de compost), en un proceso de digestión seca y en discontinuo. Estas características están encaminadas a conseguir plantas descentralizadas con bajos costes de inversión, operación y mantenimiento. Los residuos considerados aquí son el estiércol de ganado bovino y la gallinaza; ambos se generan en grandes cantidades en Castilla y León su alto contenido en sólidos los hace aptos para el tratamiento seco.

La parte experimental de este trabajo se hizo a dos niveles: semi-piloto (reactores de 60 l) y piloto (reactor de 23 m³). Los ensayos a escala semi-piloto permitieron obtener información sobre la viabilidad técnica del proceso, su eficacia, y cómo le afectan determinados factores de interés: el régimen de recirculación del lixiviado, la proporción de líquido libre, la duración de la fase anaerobia y el uso de distintos cosustratos (restos triturados de poda, restos de colza y girasol). Los resultados de la digestión anaerobia, evaluados mediante indicadores de eficacia biológica (producción de CH₄ del sustrato, producción específica de CH₄ del reactor, carga orgánica) fueron buenos y comparables a otros sistemas de digestión en el caso del estiércol. La digestión de la gallinaza dio, en cambio, resultados significativamente

menores de lo esperado, indicando que su alta concentración inhibe la biometanización. El ajuste de los datos de producción a la ecuación modificada de Gompertz permitió establecer una duración óptima de la digestión de estiércol para maximizar el aprovechamiento del reactor, que fue de 37,5 días.

En planta piloto se realizaron cuatro ensayos o *cargas*, tres con estiércol de bovino y una con gallinaza. Sólo una de las cargas, con estiércol, tuvo éxito en la producción de CH₄, que fue comparable a la de los ensayos en planta semi-piloto. En el resto de cargas no se pudo registrar correctamente la producción de biogás debido a distintas incidencias (fundamentalmente problemas de sellado). En cualquier caso, el sistema demostró que funciona a una escala similar a la industrial, tanto en lo que respecta a la producción de CH₄ como a la producción de compost. Las cargas permitieron conocer el comportamiento de las temperaturas en las fases aerobias y establecer las duraciones más adecuadas de las mismas. La experiencia de las cargas permitió mejorar algunos aspectos del sistema de control y el diseño de proceso.

Por otra parte, también se realizó un estudio de los procesos de estabilización biológica del estiércol de bovino y de la gallinaza mediante análisis termogravimétrico y ¹³C NMR, aplicado a las muestras procedentes de la digestión, del compostaje y del tratamiento mixto. También se utilizaron muestras procedentes de ensayos en laboratorio y de una planta de compostaje industrial. Se comprobó que para el estiércol, en condiciones anaerobias, el contenido en lignina del residuo impide la conversión de la materia orgánica en compuestos más estables.

Finalmente, se realizó una evaluación económica de una planta comercial basada en la planta piloto. De esta forma se estableció el tamaño de referencia mínimo de una explotación en 250 unidades ganaderas. También se estudió la duración de la fase anaerobia bajo una perspectiva económica, dando tiempos óptimos (entre 44 y 49 días) más altos que el calculado para el máximo aprovechamiento del reactor en los ensayos a escala semi-piloto.

ABSTRACT

The establishment of biogas production systems in Spain is scarce despite of the enormous potential for the use of agricultural and farm waste. Also, there are incentives for energy production from renewable sources and for environmental protection. So, in general terms, in rural areas optimal conditions exist for the development of anaerobic digestion. Given this advantageous situation, agricultural producers confront the necessity of developing a feasible system, adaptable to the size of their farm. This factor is essential in a region like Castilla y León, where farm concentration is not widespread and where small and medium farms risk disappearing.

This work proposes a process for farm droppings treatment directed to the lowest level of treatment capacity. In order to develop such a process, this study puts forward a system of mixed treatment that sequentially combines anaerobic digestion (biogas production) and composting (compost production) with a dry batch digestion. These aspects are aimed at creating decentralised plants with low investment, operation and maintenance costs. The wastes considered in this process are cattle and poultry manure since both are produced in large quantity in Castilla y León. Additionally, they possess a high solids content that make them apt to the dry treatment.

The experimental part of this research proceeded in two levels: semi-pilot (60 l reactors) and pilot (23 m³ reactor). Semi-pilot scale tests revealed information on the technical viability of the process, its effectiveness and how certain relevant factors affect it: the regime of leachate recirculation, free liquid proportion, anaerobic phase duration, and the use of different co-substrates (grinded pruning remains, colza and sunflower remains). The results of anaerobic digestion, as evaluated with biological efficiency indicators (CH₄ substrate production, specific CH₄ production in the reactor, organic load), were adequate and comparable to other systems of digestion, as it was the case with cattle manure. However, poultry manure digestion results were considerably inferior to what was expected, indicating then that its high concentration inhibits biomethanization. The fitting of production data to the

modified Gompertz equation made possible to establish an optimal duration of manure digestion to maximise the reactor use that resulted to be of 37,5 days.

Four tests or *loads* were conducted in the pilot plant, three with cattle manure and one with poultry manure. Just one of the cattle manure loads was successful in the production of CH₄ which was comparable with that of the tests performed in semi-pilot plant. The production of biogas could not be registered for the rest of loads due to diverse complications (mostly related with sealing problems). Anyway, the system proved to perform at a scale similar to an industrial one, both for CH₄ production and for compost production, given that it complies with the microbiological requirements, the heavy metals contents, as well as in hygienization times and temperatures. The loads enabled to expose the performance of temperatures in the aerobic phases and to establish their most adequate durations. The experience with these loads facilitated the improvement of certain aspects related with the control system and the process design.

Moreover, an analysis of the biological stabilization processes of cattle and poultry manure was carried out by means of thermogravimetric and ¹³C NMR applied to digestion, compost and mixed treatment samples. Samples from laboratory scale trials and from an industrial composting plant were also used. It was confirmed that for manure, in anaerobic conditions, the lignin content of the waste hampers the conversion of the organic matter into more stable compounds.

To conclude, an economic evaluation for a commercial plant was conducted on the basis of the pilot plant. For that purpose, the minimum reference size for a farm was estimated in 250 livestock units. The duration of the anaerobic phase was also studied from an economic perspective which resulted in optimal times (between 44 and 49 days), higher than the one calculated for the maximum performance of the reactor in the tests conducted on a semi-pilot scale.

CAPÍTULO 1

VALORIZACIÓN DE LOS RESIDUOS GANADEROS MEDIANTE TRATAMIENTOS BIOLÓGICOS

1.1 Introducción

La tecnificación e intensificación que ha experimentado el sector ganadero en las últimas décadas ha provocado también un aumento en su generación de residuos y una concentración en la distribución de estos, de forma que constituyen una fuente de contaminación, especialmente de la atmósfera (gases de efecto invernadero y olores) y de las aguas (nitratos, materia orgánica, etc.). Por otra parte, la producción de energías renovables y energías limpias es una necesidad cada vez más imperante, mientras que el aprovechamiento de los residuos ganaderos para la producción de biogás presenta un gran potencial hoy desaprovechado.

Se propone en este trabajo un proceso de tratamiento de deyecciones ganaderas orientado al rango más bajo de capacidad de tratamiento. Para ello, se recurre a un sistema de tratamiento *mixto*, que combina secuencialmente la digestión anaerobia (producción de biogás) y el compostaje (producción de compost), en un proceso de digestión seca y en discontinuo. Estas características están encaminadas a conseguir plantas descentralizadas con bajos costes de inversión, operación y mantenimiento.

Este capítulo presenta las condiciones en las cuales ha de implantarse el proceso de tratamiento biológico de residuos en una explotación ganadera. Para ello, se explora el potencial de producción de residuos del sector (centrándose en las deyecciones), teniendo en cuenta el tamaño de las explotaciones y la producción unitaria (por animal) de residuo, al ser estos dos factores determinantes a la hora de evaluar la viabilidad de una planta. La dimensión mínima de la explotación determinará cuál puede ser el grado de implantación del tipo de tecnología propuesto.

La orientación de este trabajo hacia el tratamiento de residuos de los sectores bovino y avícola se debe a la gran generación de éstos en Castilla y León (en particular de estiércol de bovino) y al interés que han manifestado agentes involucrados en el sector en el caso de la gallinaza. Los proyectos desarrollados desde 2004 por la Universidad de León con el Instituto Tecnológico Agrario de Castilla y León (ITACyL) y con la participación de productores del sector avícola son manifestaciones de dicho interés. La elección de estos dos tipos de residuos y la exclusión de otros de gran presencia, como las deyecciones de porcino, se debe a las propias peculiaridades de la tecnología propuesta, que se basa en el tratamiento seco

y cierra por tanto el abanico de residuos tratables. Sería posible una adaptación para el tratamiento de residuos líquidos en origen (mediante mezclas con cosustratos, etc.), pero ésta queda fuera de los objetivos de este trabajo.

Son varias las aplicaciones del biogás que se puede producir en las explotaciones agropecuarias: aprovechamiento en las propias instalaciones de la granja en un sistema aislado (*stand alone*), conexión a la red eléctrica para la venta de energía (bajo una tarifa regulada o una prima) o la incorporación a la red de gas natural (previo acondicionamiento del biogás en una planta de fabricación de biometano)

Además de la producción de biogás, los tratamientos biológicos permiten la obtención de fertilizantes orgánicos a partir de residuos ganaderos. Este doble aprovechamiento -energético y agrícola- implica el conocimiento de la legislación específica que ha de condicionar el diseño del proceso y de la planta de tratamiento. Está pendiente la redacción de una directiva europea sobre biogás. En cuanto a la valorización agrícola, se recogen en este capítulo los requisitos establecidos en el RD 824/2005 sobre productos fertilizantes y el borrador de directiva sobre tratamientos biológicos de residuos. Éste último fija requisitos no solo al producto final, sino al proceso de tratamiento con criterios sanitarios.

1.2 Los sectores bovino y avícola

La actividad ganadera aporta en España en torno a un 40% de la Producción Final Agraria (PFA) (MAPA, 2006a). El sector bovino nacional, en su doble aptitud cárnica y lechera, ha constituido históricamente uno de los pilares de la ganadería nacional, estando además íntimamente ligado al tejido social del medio rural. En los países industrializados, los sistemas de producción animal, empujados por la globalización de los mercados agrícolas y el aumento de la competencia, han experimentado un cambio hacia la especialización y el aumento del tamaño de las explotaciones (Sørensen *et al.*, 2006). En España la tendencia también refleja en los últimos años una progresiva profesionalización de los ganaderos, aunque en detrimento de su número, y de una constante diferenciación en su orientación productiva. El censo de ganado bovino en diciembre de 2005 se situaba en 6,5 millones de animales, correspondiendo a Castilla y León 1,3 millones. Dicho valor sitúa a España como el tercer país de la UE-25 en número de bovinos. La carne del

ganado bovino supone aproximadamente un 6,2% de la PFA nacional, valor al que hay que añadir el de los productos que del bovino se obtienen, destacando la leche, que constituye un 6,6% de la PFA. (MAPA, 2006a). El tamaño medio de las explotaciones de ganado bovino en España es de 43 animales. La región de Castilla y León concentra un 20% de la granja nacional con un tamaño medio de 71 animales por explotación (MAPA, 2007).

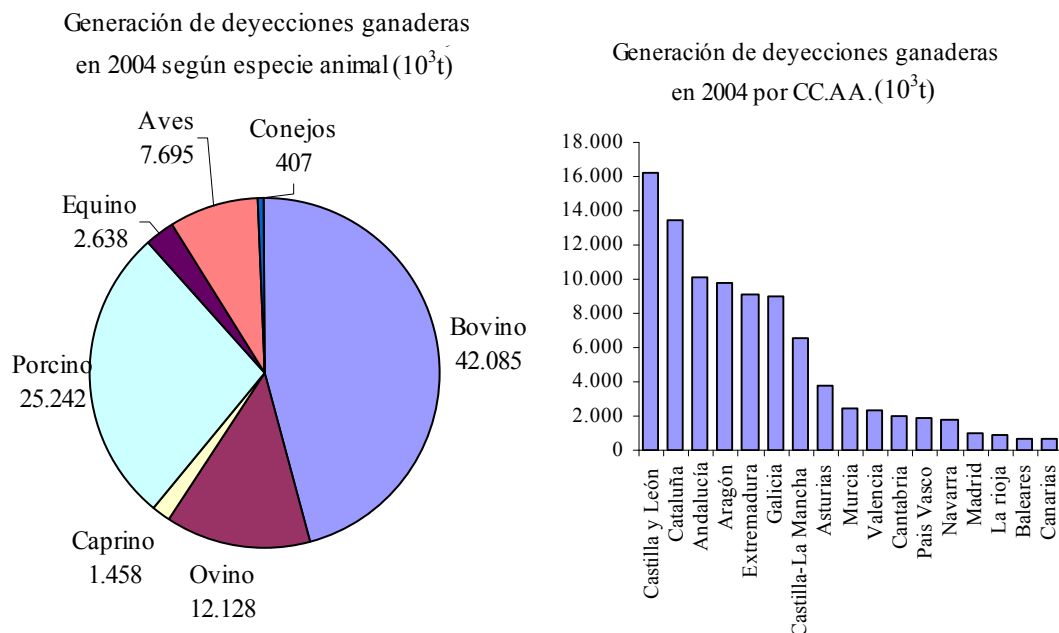
En cuanto a la granja avícola, existen unas 122.000 granjas en el país y 158 millones de aves. En Castilla y León están el 12% de las aves (MAPA, 2007). Podemos diferenciar el sector en avicultura de carne y avicultura de puesta. En nuestro país, el 90% de la producción avícola de carne proviene de los broilers. La estructura de la producción de broilers en España está condicionada por la existencia de cinco integradoras importantes y otras 600 menores que operan con unas 5.000 explotaciones avícolas, “criadoras” de pollos, las cuales se encargan del cebado de los broilers por cuenta de las empresas integradoras que les suministran pollitos, piensos y les recogen los broilers con tamaño y peso estandarizados. Aparte de las integradoras existen unas 50.000 explotaciones que operan por su cuenta y entregan su mercancía en los denominados “mataderos libres”. Finalmente, el censo agrario revela la existencia de otras 107.000 granjas que crían aves (Sainz *et al.*, 2007).

El sector avícola de puesta está constituido por granjas que sumaban una cabaña de 43 millones de ponedoras en 2006, alojadas un 99% de ellas en naves con baterías (Jiménez, 2007). Las unidades productivas son de tamaño mediano-grande y con una fuerte tecnificación y especialización (MAPA, 2006a). En España están registradas alrededor de 1.000 granjas productoras de huevos, con un censo de algo menos de 44,3 millones de gallinas ponedoras. Hay un grupo formado por unas 220 granjas que tienen, como media, más de medio millón de gallinas ponedoras. En un segundo nivel aparecen unas 80 granjas con censos entre las 250.000 y las 500.000 gallinas. A continuación están registradas 240 granjas en el tramo entre 100.000 y 250.000 ponedoras, otras 250 se sitúan entre las 40.000 y las 100.000 ponedoras, unas 100 granjas presentan censos entre las 20.000 y las 40.000 ponedoras, mientras que otras 110 granjas tienen menos de 20.000 gallinas ponedoras (Sainz *et al.*, 2007).

1.3 Producción de residuos de los sectores bovino y avícola

1.3.1 Situación general de la producción de residuos ganaderos

La generación de deyecciones ganaderas en España supera los 90 millones de toneladas anuales, destacando las deyecciones de bovino y de porcino entre las especies generadoras y siendo Castilla y León la comunidad autónoma que más deyecciones genera anualmente, tal como muestra la figura 1.1 (MAPA, 2004).



(Fuente: MAPA, 2004)

Figura 1.1. Generación de deyecciones ganaderas (a) por especie animal y (b) por CC.AA.

1.3.2 Producción unitaria de residuos ganaderos

Las vacas lecheras generan, según cálculos realizados a partir de datos de Krich (2005), una media de 2.120 kg de estiércol seco por animal y año. Para un contenido medio en sólidos del estiércol del 15%, la producción equivale a 14.133 kg por animal y año o 38,7 kg de estiércol por animal y día. Este valor es similar al recogido por otras fuentes, de 40 l por animal y día (Brown et al, 2007; USDA, 1992). Row y Neabel (2005) fijan en 1.200 kg la producción de estiércol seco por animal y año en el caso específico de ganado vacuno de carne.

Las cantidades unitarias de gallinaza generada dependen del sistema de explotación, oscilando, según autores, entre 21 y 36 kg por plaza y año (Brown et al., 2007), entre 55 y 75 kg por plaza y año (Comisión Europea, 2003) ó entre 44 y 55 kg por plaza y año (Echandía, 1991). Si existe un presecado la cantidad puede ser de 20 kg de gallinaza por plaza y año (Comisión Europea, 2003).

1.4 Caracterización de las deyecciones de bovino y ave

Existe una gran variabilidad en la composición de las deyecciones ganaderas que dificulta la previsión de los efectos que pueden producir sobre el medio ambiente y sobre los procesos de tratamiento a los que pueden ser sometidas. Dicha variabilidad se debe al efecto de factores tan diversos como son la especie, raza y destino del animal, su alimentación, cría y materiales utilizados como cama y cantidades de los mismos, la gestión de las aguas de lavado, tratamiento posterior de la deyección, etc.

Puede generalizarse que las deyecciones ganaderas tienen altos contenidos en materia orgánica y elementos minerales, así como cantidades usualmente poco importantes de contaminantes como metales pesados, compuestos orgánicos y restos de antibióticos, presentando también una altísima actividad biológica. (Canet *et al.*, 2006). En las deyecciones frescas la mayor parte del nitrógeno se encuentra en forma orgánica, mientras que el fósforo presenta relaciones muy variables entre sus formas minerales y orgánicas (Canet *et al.*, 2006).

El estiércol fresco de bovino, según los análisis que se han venido realizando en el Instituto de Recursos Naturales (Universidad de León), presenta contenidos en materia seca que oscilan entre 16% y 26%, siendo un valor representativo el de 20%. La misma serie de análisis da contenidos en sólidos volátiles (identificables con el contenido en materia orgánica) de entre 74% y 85% (base seca), siendo el promedio un 79% (Blanco *et al.*, 2008). Otros autores presentan valores distintos, como Krich (2005), que da como promedios un 15% en materia seca y un 83% en sólidos volátiles (base seca) para el estiércol de vaca.

Dependiendo del sistema de alojamiento y de la forma de recoger la gallinaza se producen, en función de su humedad, 3 tipos de gallinaza: húmeda (hasta 20% de materia seca), procedente de ponedoras en batería y retirada diaria, o de naves con

canal y rastrillo rascador; semiseca (hasta 45% de materia seca), procedente de ponedoras en batería donde se aplica presecado o de naves en las que hay una buena ventilación y temperatura adecuada que facilita la pérdida de humedad antes de su recogida; y seca (materia seca entre 50 y 80%), procedente de naves con foso profundo. La consistencia de la gallinaza es muy variable y sensible a la humedad. La gallinaza recibida en el Instituto de Recursos Naturales para la realización de ensayos ha presentado contenidos medios de 64% en materia seca y 73% en sólidos volátiles (base seca), con valores extremos de 63% y 66% para la materia seca y 69% y 80% para los sólidos volátiles (base seca).

1.5 Impacto de los residuos ganaderos en el medio ambiente

Las deyecciones ganaderas producen impactos en la atmósfera consistentes en la generación de olores, la emisión de gases acidificantes y de efecto invernadero y la emisión de microorganismos en forma de aerosoles. Los principales gases de efecto invernadero en la ganadería son el metano y el óxido nitroso. En la categoría de *agricultura* (que abarca la actividad ganadera), el Inventario de Gases de Efecto Invernadero (Ministerio de Medio Ambiente, 2007) distingue los grupos de fermentación entérica y gestión de los estiércoles, aunque las emisiones de los suelos agrícolas también son atribuibles en gran parte a la ganadería, al ser éstos los destinatarios de gran parte de los residuos ganaderos. La tabla 1.1 muestra que la contribución del sector agrícola-ganadero a la emisión de Gases de Efecto Invernadero (GEI) en 2005 fue de 44.765 kt equivalentes de CO₂, un 10,2% de las emisiones totales. Las emisiones de GEI directamente atribuibles a la ganadería suponen un 57% de las del sector agro-ganadero.

Tabla 1.1. Emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) por grupos de actividad en España (año 2005).

Categoría fuente	10 ⁻³ ·t equivalentes de CO ₂	%
Procesado de energía	347.526	78,9
Procesos industriales	33.917	7,7
Uso de disolventes y otros productos	1.480	0,3
Tratamiento y eliminación de residuos	12.962	2,9
Agricultura		
Fermentación entérica	13.498	
Gestión del estiércol	11.798	
Cultivo de arroz	298	
Suelos agrícolas	19.157	
Quema en campo de residuos agrícolas	14	
Total agricultura	44.765	10,2
Total categorías	440.649	100

Fuente: Ministerio de Medio Ambiente, 2007.

Las deyecciones también producen impactos sobre las aguas. Los vertidos de las granjas a cauces públicos deben someterse previamente a depuración para alcanzar los parámetros de vertido recogidos en el Reglamento de Dominio Público Hidráulico (RD 849/1986, modificado por el RD 606/2003). Las escorrentías producidas en los suelos donde se han aplicado estiércoles también son potencialmente una fuente de contaminación de las aguas superficiales. Se puede producir contaminación en las aguas subterráneas por el lavado de nutrientes y otras sustancias a través del perfil de suelos donde se han realizado aplicaciones agrícolas de las deyecciones (Canet *et al.*, 2006).

1.6 Tecnologías para el tratamiento biológico de los residuos ganaderos

1.6.1 Digestión anaerobia

La fermentación o digestión anaerobia es un mecanismo de degradación de biomasa por el cual las moléculas orgánicas complejas son descompuestas en sus componentes energéticos individuales de forma espontánea (sin adición de energía) por la acción de microorganismos. El producto gaseoso de la fermentación se denomina biogás, y consiste fundamentalmente en una mezcla de metano y dióxido de carbono que puede destinarse a aplicaciones energéticas. El producto líquido o

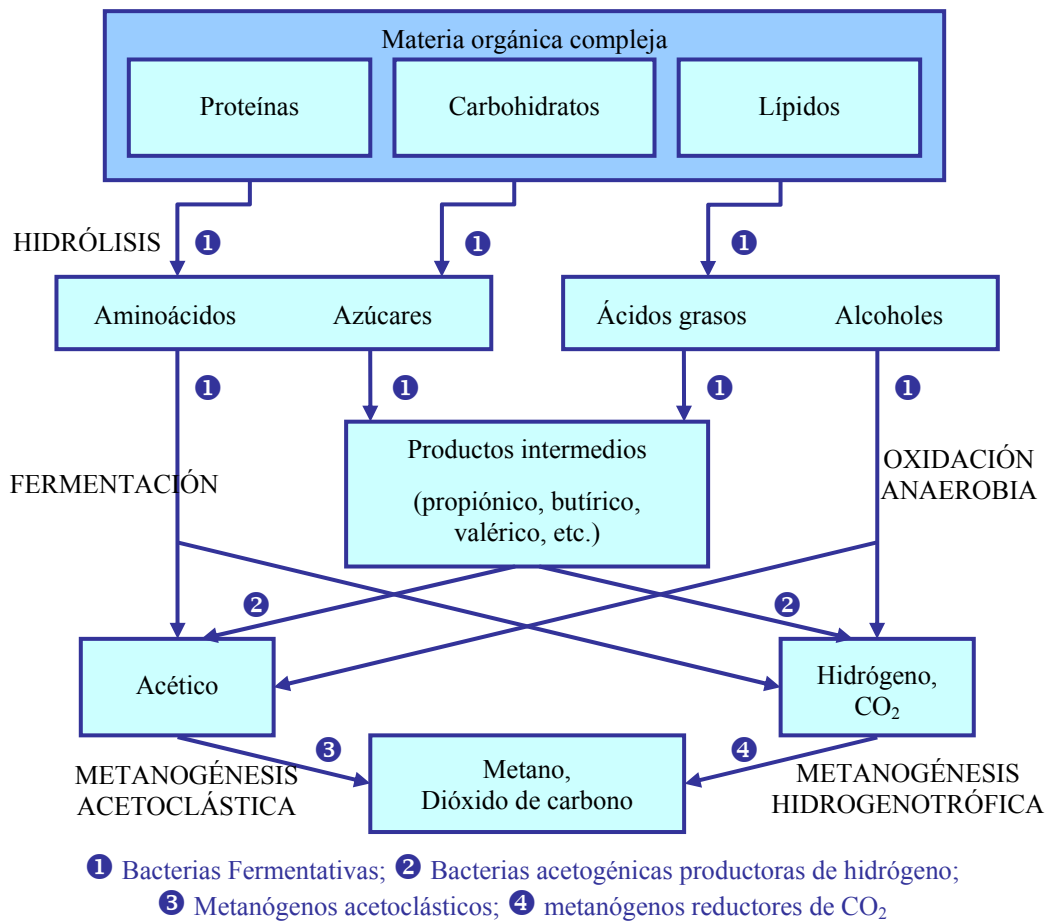
sólido remanente contiene los componentes difíciles de degradar junto con el nitrógeno, fósforo y otros elementos minerales presentes inicialmente en la biomasa (Jarabo, 1999).

El desarrollo de las tecnologías de digestión anaerobia estuvo vinculado inicialmente a la escasez de combustibles. En Europa florece tras la Segunda Guerra Mundial, mientras que en China e India su aplicación alcanza gran auge en las comunidades rurales, donde se producen grandes cantidades de combustible y fertilizante a partir de residuos agroganaderos y domésticos. Los dos países citados son los mayores consumidores de biogás del mundo. El interés reciente de estas tecnologías en los países industrializados ha estado motivado por los problemas medioambientales derivados de la acumulación de las aguas residuales urbanas e industriales. Bajo este enfoque, la digestión anaerobia se consideraba como un tratamiento para reducir el contenido en materia orgánica de las aguas. A partir de la crisis energética de 1973 el interés de la digestión anaerobia se orienta hacia la producción de biogás como alternativa al petróleo. Otro aspecto de la digestión anaerobia es el de las propiedades de sus productos (digeridos) como fertilizantes y enmiendas orgánicas: contienen materia orgánica y nutrientes para las plantas, lo que permite un aprovechamiento agrícola mediante su aplicación racional a los suelos. Actualmente el interés de las tecnologías de digestión anaerobia está motivado, además de por el elevado precio de los combustibles fósiles, por el empobrecimiento de los suelos agrícolas en materia orgánica y por el encarecimiento de los fertilizantes minerales, además de por la creciente sensibilización social hacia los problemas del medio ambiente.

1.6.1.1 Química y microbiología del proceso

La digestión anaerobia es un proceso bien conocido en cuanto a su aplicación, en particular las tecnologías de digestión líquida. Sin embargo, la información desde el punto de vista de su química y su biología es todavía limitada debido al gran número de reacciones químicas que tienen lugar, así como al gran número de especies bacterianas y a la complejidad de sus relaciones (Jarabo, 1999). Los productos finales de un grupo de microorganismos suelen ser el alimento del grupo siguiente, de forma que a lo largo del proceso existe un delicado balance que es necesario mantener para que la digestión transcurra correctamente.

Se llevan desarrollando modelos dinámicos para los procesos de digestión anaerobia de residuos complejos, como los estiércoles, desde los años 60. Se acepta que cada componente del residuo (carbohidratos, proteínas y lípidos) pasa por tres etapas: hidrólisis, fermentación y producción de metano. Los microorganismos que llevan a cabo estas etapas son: (1) las bacterias fermentativas o acidogénicas, (2) las bacterias acetogénicas productoras de hidrógeno, (3) los metanógenos acetoclásticos y (4) los metanógenos reductores de CO₂ (Massé y Droste, 2000). En la figura 1.2 se muestra el esquema de las diferentes fases de la digestión anaerobia, con los principales microorganismos de los diferentes procesos y los compuestos intermedios.



Fuente: Massé y Droste, 2000

Figura 1.2. Esquema de reacciones de la digestión anaerobia de materia orgánica compleja.

Hidrólisis

La hidrólisis es una primera etapa que consiste en la degradación de los polímeros orgánicos complejos constituyentes de la biomasa, dando lugar a moléculas más

simples fácilmente transportables al interior celular. La materia orgánica se encuentra normalmente en estado sólido y para que sea asimilable por los microorganismos, ha de ser atacada por enzimas extracelulares segregadas por los mismos y así ser disuelta por el agua que las rodea. Las bacterias que producen la hidrólisis pueden ser anaerobias o facultativas. Estas bacterias, muy numerosas, se desarrollan espontáneamente en el medio cuando las condiciones son favorables, o bien pertenecen a la flora de la sustancia orgánica a digerir. Todas realizan un amplio espectro de actividades enzimáticas que hacen posible la transformación de las sustancias orgánicas complejas en compuestos más simples. La importancia de la presencia de estas bacterias radica en que, además de proporcionar sustrato para los grupos posteriores de bacterias, eliminan el oxígeno disuelto que pudiera quedar en la materia orgánica (Jarabo, 1999). La etapa hidrolítica es generalmente la limitante cuando la materia orgánica se encuentra en forma particulada en vez de disuelta (Vavilin *et al.*, 2001). Entre los principales componentes de la materia orgánica, sobre todo de los residuos ganaderos, se encuentran los materiales lignocelulósicos, compuestos principalmente por lignina, celulosa y hemicelulosa. La lignina es un material altamente refractario a la degradación anaerobia, y su presencia afecta también a la biodegradabilidad de la celulosa, de la hemicelulosa y de otros polímeros, convirtiéndose su degradación en el proceso limitante de la velocidad de hidrólisis y por tanto, de la degradación anaerobia de determinados sustratos (Pavlostathis y Giraldo-Gómez, 1991; Veeken y Hamelers, 1999). Se han utilizado pretratamientos que promueven la solubilización de la materia orgánica cuando la hidrólisis es limitante: precompostaje, tratamientos mecánicos, adición de álcalis, etc. (Mata-Álvarez *et al.*, 2000; Mladenovska *et al.*, 2006).

Etapa fermentativa o acidogénica

Durante la etapa acidogénica, un conjunto de organismos fermentativos transforman las moléculas orgánicas solubles, formando compuestos que pueden ser utilizados directamente por las bacterias metanogénicas (acético, hidrógeno) y compuestos orgánicos más reducidos (láctico, etanol, propiónico, butírico) que tienen que ser oxidados por bacterias acetogénicas a sustratos que puedan utilizar las metanogénicas (Stams, 1994). La cinética del proceso es relativamente rápida y el pH óptimo, bajo.

Etapa acetogénica

Los productos más reducidos de la fermentación necesitan ser transformados a través de las bacterias acetogénicas en productos más sencillos, acetato e hidrógeno, para ser metabolizados por los organismos metanogénicos. Los procesos acetogénicos son energéticamente difíciles, por lo que necesitan ser ayudados por los organismos metanogénicos u otros organismos consumidores de hidrógeno (Stams, 1994)

Etapa metanogénica

Los microorganismos metanogénicos son los responsables de la formación de metano y de la eliminación del medio de los productos de los grupos anteriores, siendo, además, los que dan nombre al proceso general de biometanización. Estos organismos altamente especializados pertenecen a al dominio de las arqueas, constituido por microorganismos típicamente afines a ambientes extremos y más cercanos evolutivamente a los eucariontes que a las bacterias (Madigan *et al.*, 1999). Los microorganismos metanogénicos forman metano a partir de sustratos monocarbonados o con dos átomos de carbono unidos por un enlace covalente: acetato, H₂, CO₂, formiato, metanol, y algunas metilaminas. En función del sustrato principal, los metanógenos se dividen en *hidrogenotróficos*, que consumen hidrógeno y fórmico, y *acetoclásticos*, que consumen grupos metilo del acetato, metanol y algunas aminas (Cairó y París, 1988). Se considera que el 70% del metano generado en los reactores anaerobios proviene del ácido acético (Ferguson y Mah, 1987), mientras que el resto proviene del ácido fórmico y del dióxido de carbono (el cual se reduce con el hidrógeno producido en las etapas anteriores). Los microorganismos metanogénicos tienen una velocidad de reproducción que es muy baja, pudiéndose estimar que los tiempos de regeneración son diez veces superiores a los de las bacterias acidogénicas (Jarabo, 1999). El fracaso en el mantenimiento del balance entre estos dos grupos de microorganismos es la principal causa de inestabilidad del reactor (Demirel y Yenigün, 2002). Durante una digestión estable, las concentraciones de sustancias intermedias debe ser baja (menos de 10 ppm de ácido acético y menos del 0,1% de hidrógeno en el gas), pero si, por cualquier razón, la población de metanógenos es anormalmente baja, las concentraciones de estos productos puede elevarse demasiado (hasta 1000 ppm de ácido acético y 10% de

hidrógeno en el gas). Esta acumulación viene acompañada de una fuerte caída de la producción de metano y la acidificación del medio de digestión (Jarabo, 1999).

1.6.1.2 Factores que afectan al proceso de digestión

No existe unanimidad entre los investigadores acerca de las condiciones óptimas y de los rangos de oscilación de las variables que afectan a la digestión anaerobia (Jarabo, 1999). Los factores que influyen claramente en el sistema y que deben ser medidos y controlados son: temperatura, pH y alcalinidad y contenido en nutrientes y tóxicos.

Temperatura: regímenes mesófilo y termófilo

La digestión anaerobia puede desarrollarse en un amplio rango de temperaturas: entre los 10°C y los 70°C (Mata-Álvarez, 2002). La temperatura tiene una gran influencia en las velocidades de degradación y en los rendimientos del proceso y particularmente en la metanogénesis. Así, se han identificado dos rangos de máxima actividad: el mesófilo, que opera entre 30°C y 40°C, y el termófilo, entre 45°C y 60°C (Van Lier *et al.*, 2001). En cada uno de ellos predominan grupos distintos de bacterias, siendo las bacterias termofílicas más sensibles a las variaciones térmicas con lo que requieren un control del sistema más preciso y costoso. Las plantas de digestión en el régimen termófilo son menos numerosas y su implantación ha comenzado más tarde, aunque es previsible un crecimiento parejo de los tratamientos mesófilos y termófilos (De Baere, 2000) dado que, aunque las necesidades de calor de los procesos termófilos son mayores, los mejores rendimientos en la obtención de biogás, la destrucción de sólidos volátiles y la eliminación más eficaz de patógenos favorecen su demanda.

pH y alcalinidad

La acidez del medio tiene una influencia acusada sobre la producción de biogás debido, fundamentalmente, a su efecto sobre la actividad enzimática de los microorganismos (Clark y Speece, 1989) y a su influencia sobre varios equilibrios químicos como el $\text{NH}_3/\text{NH}_4^+$. El rango óptimo de pH se encuentra entre el 6,7 y el 7,6 (Jarabo, 1999), y se presentan problemas graves cuando se sale del rango 6-8,3 (Lay *et al.*, 1997). Muchos fenómenos tienen influencia sobre el pH. La acumulación de ácidos grasos volátiles por un desequilibrio entre su producción y su consumo, y

la consecuente acidificación del reactor, es un ejemplo frecuente de este tipo de fenómenos. La alcalinidad del medio determina cuán rápida será la bajada del pH. En los residuos ganaderos, que suelen presentar altas alcalinidades, las bajadas de pH son poco importantes aún con grandes acumulaciones de ácidos (Campos, 2001). Habitualmente, cuando se detectan fuertes variaciones de pH, el sistema ya ha fracasado irreversiblemente, por lo que no se considera al pH como una buena variable de control del proceso (Iza, 1995).

Contenido de nutrientes y relación C/N

El proceso anaerobio se caracteriza por la baja demanda de nutrientes debido, fundamentalmente, a los bajos índices de producción de biomasa. A pesar de ello, la biomasa precisa para su desarrollo una serie de nutrientes minerales y compuestos orgánicos especiales, como vitaminas, además de una fuente de carbono y de energía (Speece, 1987). Se puede distinguir entre macronutrientes (carbono, nitrógeno, fósforo, potasio y azufre) y micronutrientes (cobalto, cobre, hierro, molibdeno, níquel, selenio, tungsteno y cinc). En tanto que el carbono es el elemento constituyente básico del material celular y la principal fuente de energía, siendo abundante en los sustratos orgánicos, éste no suele ser el nutriente limitante. Sí puede ser fácilmente limitante el nitrógeno, utilizado por los microorganismos en su forma amino para la síntesis de proteínas (Kayhanian y Rich, 1995). Si la relación carbono-nitrógeno (C/N) es demasiado baja, los microorganismos no podrán metabolizar la materia orgánica, y si es demasiado alta, hay un exceso de N que se acumula en forma amoniacal e inhibe el proceso (Jarabo, 1999). Los residuos originados en los cultivos, como tallos, pajas, cortezas y cáscaras, tienen típicamente altos contenidos en lignocelulosa y una alta relación C/N que da lugar a bajas producciones de biogás. La codigestión en muchos casos es beneficiosa debido a los nutrientes que suministran los cosustratos y a las sinergias que se establecen en el medio de digestión (Mata-Álvarez *et al.*, 2000). La mezcla de sustratos con distintas relaciones C/N, y en particular, la mezcla de residuos lignocelulósicos con estiércol de bovino puede mejorar los rendimientos (Kalra y Panwar, 1986). La relación C/N óptima para la digestión anaerobia es todavía objeto de debate (Yena y Bruneb, 2006). Parkin y Owen (1986) establecen como valores aceptables los que se encuentran en el rango

de 20 a 30, mientras que para Jarabo (1999) el valor óptimo de la relación C/N se sitúa entre 25 y 30.

Presencia de tóxicos e inhibidores

La literatura sobre digestión anaerobia difiere considerablemente en los niveles tóxicos o inhibitorios documentados para la mayoría de las sustancias. La razón de esta variabilidad es la complejidad del proceso de digestión anaerobia, donde mecanismos como antagonismo, sinergismo, aclimatación, etc. pueden afectar significativamente al fenómeno de la inhibición (Chen *et al.*, 2008). La principal sustancia tóxica de la digestión anaerobia es el oxígeno. Los microorganismos metanogénicos se encuentran entre los más estrictamente anaerobios que se conocen: 0,01 ppm de oxígeno inhiben completamente su crecimiento (Jarabo, 1999). El resto de inhibidores más frecuentes son el NH₃ libre, los ácidos grasos y el sulfuro de hidrógeno (H₂S) (Mata-Álvarez, 2002). Algunas sustancias que pueden acompañar a los residuos (disolventes, pesticidas, detergentes, etc.) también pueden ser tóxicas para el proceso.

El amoníaco se produce por la degradación biológica del nitrógeno orgánico presente en el sustrato mayoritariamente en forma de proteínas y de urea y es la principal causa de inestabilidad asociada a la digestión anaerobia de deyecciones ganaderas (Chen *et al.*, 2008). Se han propuesto varios mecanismos que explican la inhibición por amoníaco, como un cambio en el pH intracelular, el aumento de demanda de energía de mantenimiento, y la inhibición de una reacción enzimática específica (Whittmann *et al.*, 1995). El ión amonio (NH₄⁺) y el amoníaco libre (NH₃) son las dos formas principales de nitrógeno amónico inorgánico en solución acuosa. Se ha sugerido que el amoníaco libre es el principal causante de inhibición por amonio (De Baere *et al.*, 1984). La concentración de amoníaco libre depende principalmente de tres parámetros: la concentración de amoníaco total, la temperatura y el pH. El aumento de estos dos últimos favorece el aumento en la concentración de amoníaco libre y por tanto la inhibición. El aumento de pH de 7 a 8 conduce a un incremento en la concentración de amoníaco libre de ocho veces (Hansen *et al.*, 1998). Según Calli *et al.* (2004), la inhibición por amoníaco se produce, para valores de pH superiores a 7,4, en el rango de 1,5-3,0 g·l⁻¹ de nitrógeno amoniacal total, siendo las concentraciones por encima de ese rango tóxicas independientemente del pH. La

revisión literaria realizada por Chen *et al.* (2008) presenta un amplio rango de concentraciones inhibitorias de nitrógeno amoniacal total, que oscila entre 1,7 y 14 g·l⁻¹. Tal variabilidad es atribuible a las diferencias entre los sustratos, inóculos, tiempos de aclimatación, pH, temperaturas, etc. Las prácticas que se han ensayado con éxito para superar el problema de la inhibición por amoniaco son la dilución del digerido con agua, el ajuste de la relación C/N de la alimentación (Kayhanian, 1999) y la recirculación de digerido secado al aire (Mata-Álvarez *et al.*, 2000).

Aceptando que, como se ha sugerido, el amoniaco libre es el agente tóxico, un aumento del pH provoca un aumento de la toxicidad asociado al aumento de la relación NH₃/NH₄⁺. La inestabilidad causada en el proceso por dicha razón hace que se acumulen los ácidos grasos volátiles, lo que nuevamente conduce a un descenso del pH y a un descenso en la concentración de amoniaco libre. La interacción entre el amoniaco libre, los ácidos grasos, y el pH puede conducir a un “estado estacionario inhibido”, en el cual el proceso se mantiene estable pero con una baja tasa de producción de metano (Angelidaki y Ahring, 1993).

1.6.1.3 Tecnologías existentes para la digestión anaerobia de biorresiduos sólidos

Pueden distinguirse los siguientes tipos de sistemas de digestión anaerobia de sólidos:

- Sistemas en una etapa
- Sistemas en dos etapas
- Sistemas discontinuos o por lotes

Por otro lado, puede distinguirse entre sistemas húmedos y secos, dependiendo del contenido en sólidos totales (ST) del sustrato y sin que exista unanimidad entre los autores en qué valores de ST distinguen a un sistema de otro (Bio-System Selecta GmbH, 2004; Gunaseelan, 1997; Mueller *et al.*, 2001, O’Keefe *et al.*, 1993). Como orientación, se puede convenir que hasta el 15% de ST la digestión es húmeda, y entre el 20 y el 40% de ST, seca. El esquema de la figura 1.3 presenta la clasificación de los sistemas.

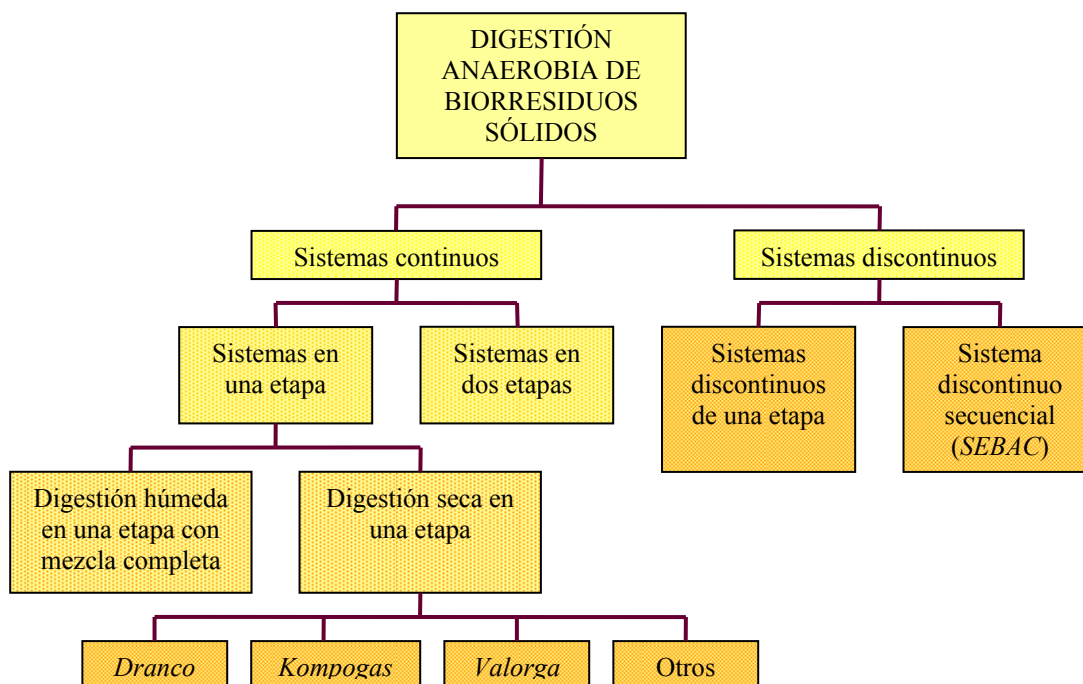


Figura 1.3. Clasificación de las tecnologías de digestión anaerobia de biorresiduos sólidos.

Sistemas secos en una etapa

El 90% de las plantas de digestión anaerobia en Europa son de una etapa y éstas se dividen, aproximadamente, en partes iguales entre sistemas húmedo y seco (De Baere, 2000). La digestión húmeda en una etapa con mezcla completa es una tecnología muy extendida y bien conocida desde hace décadas debido a su aplicación para la estabilización de biosólidos generados en las plantas de tratamiento de aguas residuales. Los sistemas secos demostraron, mediante investigaciones desarrolladas en la década de los 80, que podían proporcionar producciones de biogás tan altas como los sistemas húmedos (Mata-Álvarez, 2002). El principal reto de los sistemas secos no es tanto el mantenimiento de las reacciones bioquímicas, como el manejo, bombeo y mezcla de los biosólidos. El transporte en los sistemas secos requiere equipos más robustos y caros que los líquidos (que utilizan principalmente bombas centrífugas), como cintas transportadoras, tornillos y bombas diseñadas especialmente para el trasiego de materiales altamente viscosos. Sin embargo, las necesidades de pretratamiento son menores, siendo necesaria sólo la eliminación de impurezas gruesas con cribas de tambor o desmenuzadoras (Levasseur, 1999).

Los sistemas secos en una etapa, contrariamente a los húmedos, no son de mezcla completa debido a las propiedades reológicas del residuo, sino de flujo sin mezcla. El uso de este flujo tiene la ventaja de no necesitar la instalación de dispositivos mecánicos dentro del reactor. Sin embargo, no soluciona la necesidad de mezclar el material de entrada con la masa que está siendo digerida, lo cual es crucial para garantizar la inoculación y para prevenir sobrecargas locales y la acidificación. Existen al menos tres diseños eficaces para la mezcla de los residuos sólidos a escala industrial: *Dranco*, *Kompogas* y *Valorga* (ver figura 1.4).

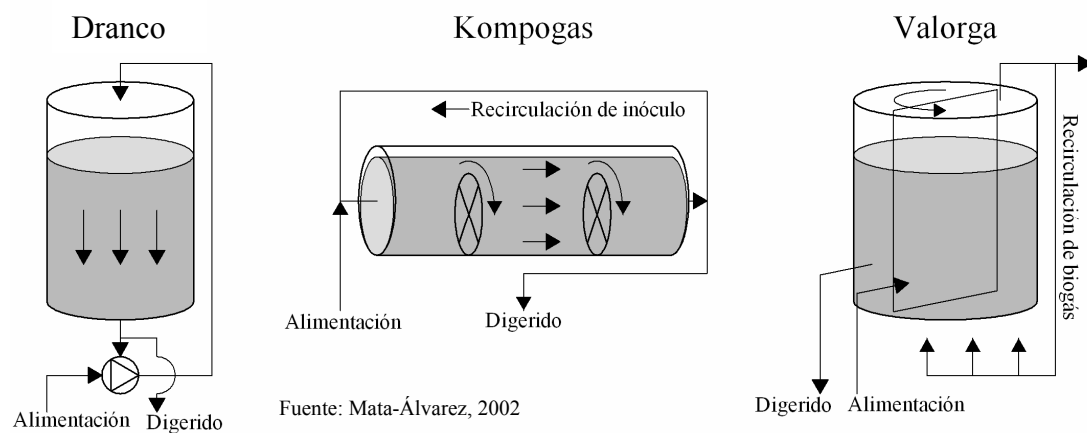


Figura 1.4. Diseños de distintos tipos de digestor empleados en digestión anaerobia de sólidos.

En el proceso *Dranco*, el producto extraído por el fondo del reactor es mezclado con la alimentación (en relación 6:1), y la mezcla es mandada a la cabeza del reactor. El proceso *Kompogas* es similar, pero la circulación dentro del reactor es en sentido horizontal. El flujo es producido por impulsores de rotación lenta, cuyas funciones son también la homogeneización, la desgasificación y la resuspensión de los materiales más pesados. Este sistema requiere un ajuste preciso del contenido en sólidos (alrededor del 23% ST), ya que con valores bajos de ST las partículas pesadas tienden a acumularse en el fondo, y un alto contenido en sólidos provoca una resistencia al flujo excesiva. En el sistema *Valorga* el flujo es horizontal y circular, y la mezcla se produce con la inyección de biogás a alta presión en el fondo del reactor cada 15 minutos. Este sistema funciona satisfactoriamente sin necesidad de recirculación de los residuos digeridos. El principal inconveniente es el mantenimiento de los inyectores, cuyos orificios se obstruyen con frecuencia.

El principal factor limitante que condiciona el rendimiento biológico de los reactores en los sistemas húmedos con mezcla completa es la acumulación de sustancias inhibitoras como los ácidos grasos y el amoníaco. Este factor puede controlarse añadiendo agua al proceso para reducir las concentraciones de inhibidores, lo cual no es posible en los sistemas secos. Sin embargo, los sistemas secos han demostrado ser menos sensibles a la inhibición que los húmedos. La robustez de estos sistemas no está completamente explicada y son necesarias más investigaciones al respecto, pero se especula que los microorganismos presentes en el medio de fermentación seca están protegidos frente a las altas concentraciones transitorias de inhibidores (cosa que no ocurre en reactores con mezcla completa) Las producciones de metano y la destrucción de SV de los sistemas secos referidos son parecidas a los de los sistemas húmedos (Mata-Álvarez, 2002).

Desde un punto de vista económico, las diferencias entre los sistemas húmedos y secos parecen pequeñas. Los sistemas secos necesitan equipos más robustos, pero los pretratamientos son más baratos y los reactores más pequeños. Las necesidades de calefacción de los sistemas secos también son menores, pero esto sólo se traduce en un beneficio económico si se encuentra aplicación al exceso de calor de los motores de gas raramente se vende. Aproximadamente el 30% de la electricidad producida se emplea en la propia planta tanto en los sistemas secos como en los húmedos (Mata-Álvarez, 2002).

Desde un punto de vista medioambiental, las diferencias entre ambos sistemas son más importantes: el consumo de agua es unas 10 veces mayor en los sistemas húmedos respecto a los secos, y otro tanto ocurre con las aguas residuales generadas (Mata-Álvarez, 2002).

Sistemas en dos etapas

Los sistemas en dos etapas se fundamentan en que las reacciones bioquímicas que conducen a la conversión del biorresiduo en biogás no comparten necesariamente las mismas condiciones ambientales óptimas. Las reacciones se optimizan en distintos reactores para mejorar el proceso en conjunto y la producción de biogás. Típicamente, la primera etapa acoge las reacciones de licuefacción y acidificación (hidrólisis y acidogénesis), mientras en la segunda transcurre la metanogénesis,

donde el factor limitante es la baja tasa de crecimiento microbiano. La complejidad técnica de los sistemas de dos etapas es mayor que la de una etapa, pero esto no siempre se traduce en los rendimientos esperados. De hecho, la principal ventaja de los sistemas de dos etapas respecto a los de una, más que un mejor rendimiento global, es una mayor seguridad frente a los residuos que causan inestabilidades en los sistemas de una etapa. En el contexto de las aplicaciones industriales, se tiende a la simplicidad técnica de las plantas de una etapa (Weiland, 1992).

Sistemas discontinuos

En los sistemas discontinuos o por lotes, dentro de los cuales incluimos el sistema de tratamiento mixto propuesto en este trabajo, los digestores se cargan una vez con el residuo fresco y se le hace pasar por las fases de degradación secuencialmente en un régimen seco. A pesar de su similitud con la extracción de gas de vertederos, los sistemas por lotes tienen producciones 50 a 100 veces mayores que aquellos (Mata-Álvarez, 2002) debido básicamente a dos características:

- El lixiviado se recircula continuamente, lo cual permite la dispersión de humedad, inóculo, nutrientes y ácidos. Esta recirculación equivale a una mezcla parcial
- El proceso transcurre a temperaturas más altas que las de los vertederos.

Hasta hoy los sistemas por lotes no han tenido un éxito comercial significativo. Sin embargo, características tales como su sencillez de diseño y de control del proceso, su robustez frente a gruesos y contaminantes y sus bajos costes de inversión, los hacen atractivos especialmente en zonas poco desarrolladas (Ouedraogo, 1999).

Hay dos diseños básicos que difieren en los lugares donde transcurren la acidogénesis y la metanogénesis: sistema discontinuo de una etapa y sistema discontinuo secuencial *SEBAC* (*sequential batch anaerobic composting*)

En el sistema discontinuo de una etapa, el lixiviado es recirculado hacia la parte superior del mismo reactor donde se ha producido. Éste es el fundamento del proceso *Biocel*. Un inconveniente que se presenta frecuentemente en éste y otros sistemas por lotes es el taponamiento del suelo perforado, que provoca la interrupción del proceso de percolación. Para prevenir este problema se limita el

espesor de la capa de biorresiduos en cuatro metros, reduciéndose así la compactación, y mezclando el material de entrada con estructurante y con material digerido y deshidratado. Este último también funciona como inóculo y diluyente de la materia fresca, además de cómo estructurante.

En el sistema discontinuo secuencial *SEBAC*, el lixiviado de un reactor recién cargado o “fresco” (que tiene un alto contenido en ácidos orgánicos) se recircula hacia un reactor más “maduro”, donde tiene lugar la metanogénesis. El lixiviado del reactor “maduro”, libre de ácidos y con propiedades de tampón, se bombea hacia el reactor “fresco”. Esta configuración asegura la inoculación entre los reactores y elimina la necesidad de mezclar el sustrato con material digerido. Por sus finalidades y su tecnología, el sistema *SEBAC* presenta grandes similitudes con el proceso *3A-biogás*, el cual es la base del proceso mixto que aquí se propone (Gunaseelan, 1997; O’Keefe et al., 1993, Sifontes y Chynowetk, 1997?).

Las plantas que utilizan sistemas discontinuos tienen producciones de biogás menores que los sistemas de una fase y alimentación continua. Las causas de esta diferencia son principalmente la formación de canales preferentes en la circulación del lixiviado y el ya mencionado taponamiento. Desde el punto de vista económico, la inversión en los sistemas discontinuos es baja (cerca de un 40% respecto a los sistemas de alimentación continua). En contrapartida, la limitación en altura necesaria para evitar la compactación hace que se necesiten grandes superficies para las instalaciones (10 veces más por tonelada tratada respecto a los sistemas secos continuos).

En sistemas discontinuos hay riesgo de explosión durante la apertura y vaciado de los reactores, por lo que requieren fuertes medidas de seguridad. La tabla 1.2 muestra las ventajas y desventajas de estos sistemas en comparación con los sistemas secos de una etapa.

Tabla 1.2. Ventajas y desventajas de los sistemas de tratamiento continuo en una etapa y discontinuo.

Criterio	Sistemas secos de una etapa		Sistemas discontinuos	
	Ventajas	Desventajas	Ventajas	Desventajas
Técnico	<ul style="list-style-type: none"> • Sin partes móviles en el reactor • Robustos (no hay que quitar inertes y plásticos) 	<ul style="list-style-type: none"> • No se pueden tratar residuos húmedos solos 	<ul style="list-style-type: none"> • Simples • Robustos 	<ul style="list-style-type: none"> • Problemas de obstrucción • Es necesario agente estructurante • Riesgo de explosión en el vaciado
Biológico	<ul style="list-style-type: none"> • Menor pérdida de SV en pretratamientos • Resistencia frente a aumentos transitorios de inhibidores 	<ul style="list-style-type: none"> • No se pueden diluir los inhibidores con agua 	<ul style="list-style-type: none"> • Sistema fiable debido a nichos y uso de varios reactores 	<ul style="list-style-type: none"> • Baja producción de biogás (canales preferentes) • Baja carga orgánica
Económico y ambiental	<ul style="list-style-type: none"> • Pretratamientos baratos y reactores pequeños • Poco uso de agua y poca generación de agua residual • Menos necesidades de calefacción 	<ul style="list-style-type: none"> • Equipos más robustos y caros que sistemas húmedos 	<ul style="list-style-type: none"> • Bajo coste de inversión • Poco uso de agua y poca generación de agua residual 	<ul style="list-style-type: none"> • Necesidad de grandes superficies (comparable a compostaje)

Fuente: Mata-Álvarez, 2002

1.6.1.4 Digestión anaerobia de residuos ganaderos

Tres son las tipologías más comunes de digestores de residuos ganaderos. Se enumeran en orden decreciente de complejidad técnica y de costes asociados (The German Solar Energy Society, 2005):

- Digestor de mezcla completa
- Digestor de flujo de pistón
- Laguna cubierta

Los digestores de mezcla completa funcionan con una concentración de sólidos de 3% a 10%. Su planta es circular y están contruídos generalmente en hormigón o acero. Constan de sistemas de agitación y calefacción para mejorar la eficacia del

proceso. Los tiempos de retención hidráulica (TRH) pueden llegar a ser de 10-20 días. Los digestores de flujo pistón consisten en largas fosas lineales a las que se les inyecta diariamente una cantidad de residuo. Ésta desplaza lentamente al sustrato dentro del sistema, de manera que se degrada a medida que avanza por el reactor. Los reactores de flujo pistón suelen operar en régimen mesofílico, con TRH de 20-30 días, y permiten concentraciones de sólidos de 11% a 13%. Las lagunas cubiertas están adaptadas a la recogida hidráulica de los estiércoles (contenidos en sólidos menores del 3%). Sus costes de operación y mantenimiento son bajos. Normalmente no tienen calefacción. Los TRH son largos, superando los 60 días, y tardan mucho tiempo en alcanzar el régimen estable de funcionamiento (1 a 2 años) (Lusk, 1998). Los tres sistemas son de tipo continuo o semicontinuo, siendo el flujo pistón parecido a una digestión seca al no existir mezcla completa.

1.6.2 Compostaje

Existen distintas definiciones del proceso de compostaje. Haug (1993) propone la siguiente: “es un sistema de tratamiento o estabilización de los residuos orgánicos basado en una actividad microbiológica compleja llevada a cabo en condiciones aerobias y termófilas controladas con el que se obtiene un producto final estable, libre de patógenos y semillas, que puede ser utilizado como abono, enmienda o sustrato”. Las definiciones que proporciona la legislación (RD 824/2005 sobre productos fertilizantes 2005 y borrador de directiva sobre tratamientos biológicos) no difieren en esencia, pero algunos autores denominan compost a los productos de la digestión anaerobia o a los biosólidos tratados en general (Poggi-Varaldo *et al.*, 1999; Makaly Biey *et al.*, 2000). Durante el proceso se logra una transformación de la fracción orgánica más degradable del sustrato, liberándose CO₂, agua, minerales y energía, y quedando finalmente la fracción orgánica más estable e higienizada (Labrador, 1996).

1.6.2.1 Etapas del proceso de compostaje

Etapa de descomposición

En la etapa de descomposición se consumen los componentes más degradables, como azúcares y aminoácidos, mientras que los biopolímeros más complejos, como la celulosa y la lignina, se transforman parcialmente de forma que se convierten en

las moléculas de base para la construcción de compuestos estables similares a las sustancias húmicas del suelo. Esta construcción transcurre mayoritariamente en la posterior fase de maduración. Durante la descomposición hay una notable liberación de energía y un fuerte consumo de O₂. Al tratarse de la etapa microbiológicamente más activa, deben controlarse las condiciones de trabajo para evitar las temperaturas excesivas, las condiciones anaerobias y las pérdidas innecesarias de N amoniacal (Saña, 1999):

- Temperaturas excesivas: La temperatura excesiva puede inhibir o hasta frenar la actividad microbiana, además de provocar el secado del material (con consecuencias negativas para los microorganismos). Para evitarlo puede ser necesario ventilar, voltear o regar el material.
- Condiciones anaerobias: Si no se repone el oxígeno consumido aparecerán condiciones anaerobias. La actividad microbiana entonces desprende menos energía y, por lo tanto, la temperatura no se eleva lo suficiente para higienizar el material. Además, la transformación de las moléculas es incompleta y se generan sustancias volátiles (ácidos grasos de cadena corta, aminas, mercaptanos, sulfuro de hidrógeno, etc.) de olores desagradables.
- Pérdidas de N: Durante esta etapa, las proteínas existentes en los materiales iniciales se transforman a formas amoniacales, las cuales pueden perderse por volatilización. Estas pérdidas han de evitarse dado que el NH₃ es un contaminante y su nitrógeno es un nutriente vegetal caro, tanto desde un punto de vista económico como energético. Para ello se deben combinar los materiales a compostar hasta obtener mezclas con una relación C/N adecuada.

Etapa de maduración

En la maduración, a diferencia de la etapa anterior, no se generan moléculas sencillas sino macromoléculas muy complejas. Las moléculas de celulosa y lignina más o menos modificadas se combinan entre ellas y se enriquecen en N al incorporar el NH₃ producido anteriormente. Estas macromoléculas se caracterizan por ser muy

refractarias a la descomposición microbiana, constituyendo una reserva de N a medio o largo plazo.

La etapa de maduración suele dejarse evolucionar de manera espontánea. Las necesidades de O₂ son bajas y suelen cubrirse sobradamente por el efecto chimenea que se crea en las pilas de maduración debido al gradiente de temperatura existente entre el interior y el exterior.

1.6.2.2 Control del proceso de compostaje

Para favorecer las condiciones adecuadas para el desarrollo de los microorganismos y conservar los nutrientes que contenga el residuo, deben controlarse los siguientes factores (Saña, 1999):

- Contenido de agua y de aire del material a compostar. El material a compostar debe ser poroso para que el O₂ pueda acceder a su interior. El exceso de humedad ocupa los poros e impide la consecución de las condiciones aerobias, mientras que si el material está demasiado seco la actividad microbiana se ve limitada por la falta de agua. Los valores óptimos de la relación agua-aire dependen del material, y orientativamente se puede decir que la humedad debe estar en el rango de 50-70% y el O₂ en la atmósfera interior del sustrato debe tener una concentración del 5-7% (en volumen).
- pH inicial. Conviene que el pH inicial esté entre 6 y 8 para posibilitar el desarrollo de un amplio abanico de microorganismos.
- Fracción orgánica abundante y biodegradable. Esta fracción es la que constituye la fuente energética del proceso.
- Relación C/N. Es recomendable que al inicio del proceso el cociente C/N se halle entre 25 y 35. Relaciones superiores también permiten el proceso, pero su velocidad es menor. Las relaciones más bajas deben evitarse porque favorecen las pérdidas de N por volatilización en forma de NH₃.

- Población microbiana inicial. Los microorganismos suelen estar presentes o colonizar fácilmente los sustratos, con lo que no tiene sentido la utilización de inóculos en este tipo de proceso.
- Temperatura. La descomposición aerobia de la materia orgánica que contiene el sustrato desprende una gran cantidad de energía que provoca el calentamiento del propio material. A medida que varía la temperatura, también varían las poblaciones de microorganismos que actúan, de manera que los efectos de las distintas especies que se suceden son distintos a lo largo del proceso. El intervalo de temperatura más adecuado para la participación de un mayor número de microorganismos es de 45 a 50°C, si bien es necesario que toda la masa alcance durante un cierto periodo los 55-60°C para asegurar su higienización. La temperatura es un parámetro de fácil determinación que aporta una buena información para diagnosticar el funcionamiento del proceso y definir las actuaciones correctoras.

1.6.2.3 Sistemas de compostaje

Los sistemas de compostaje habitualmente excluyen la fase de maduración, la cual suele llevarse a cabo en pilas, dado que no requiere un control tan exhaustivo como la fase de descomposición y no suele provocar molestias medioambientales.

Compostaje en pilas

El compostaje en pilas es el sistema más simple. Se basa en la construcción de pilas de sección triangular o trapecial y altura y longitud variables. Se airean mediante ventilación forzada o por volteos, si bien estos pueden ser insuficientes para conseguir mantener las condiciones aerobias en los momentos de mayor demanda del proceso.

Sistemas estáticos

El material se introduce en reactores cerrados cilíndricos o rectangulares (funcionamiento en continuo) o en túneles (funcionamiento en discontinuo). La ventilación de estos sistemas es forzada. Permiten la recirculación del aire calentado extraído del reactor en épocas frías y la minimización de los olores mediante el

filtrado o lavado del aire agotado. Tienen el inconveniente de no poder modificar la mezcla de materiales ni mejorar su homogeneidad y porosidad una vez introducida en el reactor. Las fases aerobias del proceso mixto están comprendidas dentro de esta categoría.

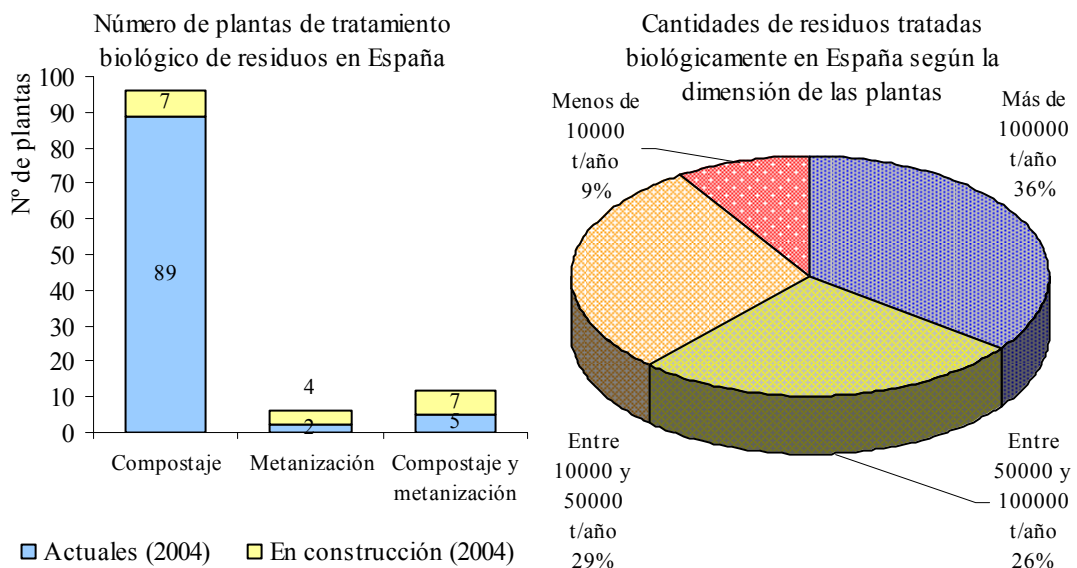
Sistemas dinámicos

Estos sistemas evitan el inconveniente anterior mediante volteos periódicos del sustrato. También disponen de dispositivos para la ventilación forzada y sistemas de filtrado y lavado de gases. El inconveniente es la existencia de partes móviles, que aumentan los costes de inversión, operación y mantenimiento. Los sistemas dinámicos más habituales son:

- Compostaje en canales. Los canales, descubiertos en su parte superior, tienen la base perforada que permite la succión o inyección de aire y sobre sus paredes circula una máquina volteadora que homogeneiza y traslada al mismo tiempo el material a compostar. El material se introduce periódicamente por el extremo del canal y se descarga con la misma frecuencia por el otro extremo. Su mayor inconveniente es la dificultad de control de los malos olores de los gases.
- Reactor circular. Mediante un brazo giratorio, el material a compostar se deposita en la parte superior del reactor, en la zona perimetral. Este brazo lleva incorporados un serie de agitadores que, al mismo tiempo que homogeneizan el material, lo trasladan hacia el centro del reactor, por donde se descarga. El sistema de ventilación se encuentra en la base perforada del reactor.
- Reactor cilíndrico horizontal. Consiste en un cilindro horizontal de unos 3 m de diámetro que gira respecto a su eje longitudinal, homogeneizando la masa. Periódicamente se introduce material nuevo por un extremo del cilindro y simultáneamente se descarga por el otro extremo el material semicompostado después de un tiempo de retención breve (2-3 días). Se complementa con un sistema de ventilación forzada.

1.6.3 Compostaje y biometanización: comparación de los procesos y tendencias actuales

En España hay una predominancia de plantas de compostaje frente a las de digestión anaerobia para el tratamiento biológico de residuos, tal como muestra la figura 1.5. Las capacidades de tratamiento de estas plantas, destinadas a la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos, muestran la preferencia que por razones de índole técnica y económica se tiene hacia el compostaje (capacidad anual de 6,84 millones de toneladas) frente a la biometanización (0,87 millones de toneladas anuales de capacidad) (Ministerio de Medio Ambiente, 2008). Últimamente, sin embargo, en las nuevas plantas está ganando peso la digestión anaerobia o la digestión más compostaje. La dimensión de las plantas de tratamiento es mayoritariamente de más de 10.000 t·año⁻¹ de residuos (en las que se trata un 91% de los residuos) y de más 1000 t·año⁻¹ de compost producido (en las que se produce un 94% del compost). La cantidad media de residuos tratados por planta es de 83.000 t/año (Jauréguizar, 2004).



Fuente: Jauréguizar, 2004

Figura 1.5. Plantas de tratamiento biológico de residuos en España (a) según su tipo de proceso y (b) según su capacidad de tratamiento.

El proceso mixto que se propone aquí estaría incluido en el rango más bajo de escala tanto para el tratamiento de residuos como para la producción de compost: su

capacidad de tratamiento puede ser de 10^2 a 10^3 t·año⁻¹. La horquilla es amplia debido al carácter modular de la planta, que permite la adición de reactores con una capacidad unitaria de tratamiento de unas 15 a 25 t por cada ciclo.

La digestión anaerobia tiene una mayor demanda energética media que el compostaje. A pesar de eso, el balance energético de la biometanización es positivo y constituye una fuente renovable de energía.

El compostaje y la biometanización pueden parecer dos alternativas excluyentes al tratamiento de residuos, pero lo cierto es que pueden ser complementarias: es deseable un compostaje posterior a la metanización. Ésta puede reducir (por la eliminación de materia biodegradable) una cantidad relativamente pequeña a la cantidad de compost final (del orden de un 5%). El compostaje de sustancias previamente digeridas implica, según experiencias realizadas con lodos de EDAR más triturado vegetal), que la cinética se ralentizará respecto al compostaje de sustrato fresco, siendo menor la demanda de oxígeno y la emisión instantánea de calor.

1.7 Producción de biogás a partir de residuos ganaderos

1.7.1 Importancia del biogás como fuente de energía renovable

El aumento de la demanda energética ligado al desarrollo de las sociedades hace necesaria la búsqueda de fuentes alternativas de energía que reduzcan la dependencia de los combustibles fósiles. Por otro lado, el efecto cada vez menos discutible de la liberación masiva de CO₂ y otros gases a la atmósfera en el cambio climático global es una razón primordial para buscar fuentes de energía renovable distintas a los combustibles fósiles que eviten la emisión neta de este gas. Además de los gases de efecto invernadero, las emisiones de SO₂, NO_x y partículas están en el origen de determinados impactos sobre el medio ambiente de ámbito global como la lluvia ácida o el aumento del ozono troposférico.

El biogás obtenido a partir de materiales ricos en materia orgánica, como los residuos ganaderos, es una fuente de energía renovable que utiliza la energía contenida en la biomasa, que en primer término proviene de la fotosíntesis y por tanto del sol. La

combustión del metano generado libera CO₂, pero este es nuevamente fijado por los vegetales que, tras pasar distintos procesos, se convierten en sustrato para el proceso de tratamiento. Por ello podemos decir que la energía producida por este proceso está ligada a un ciclo cerrado de carbono, que idealmente conlleva una emisión nula de CO₂. Aunque en la práctica dicha emisión no es nula, sí es menor que la producida por los combustibles fósiles. El biogás es un recurso energético que, convenientemente impulsado, puede contribuir a un desarrollo económico, agrícola y rural sostenible y a la protección del medio ambiente, como así lo reconoce el Parlamento Europeo (2007) en su proyecto de informe sobre la agricultura sostenible y el biogás.

En España, el Plan de Fomento de las Energías Renovables 2000-2010 (PFER) ha establecido el objetivo de que las energías renovables aporten un 12% de la energía primaria en 2010. Este objetivo, según señala el Plan de Energías Renovables 2005-2010, se está alcanzando con dificultad (un 28,4% del objetivo a finales de 2004) debido al bajo ritmo de implantación de estas energías (en términos absolutos) y al crecimiento de la demanda (IDAE, 2005). La Unión Europea ha ampliado dicho objetivo fijando un objetivo global vinculante para España del 20% como cuota de energía generada a partir de fuentes renovables en el consumo total de energía para 2020 (Comisión Europea, 2008), objetivo que se reflejará en el Plan de Energías Renovables 2011-2020. Las predicciones apuntan que, para alcanzar los objetivos, será necesario multiplicar el aprovechamiento de la biomasa (incluyendo al biogás como un tipo de aprovechamiento de biomasa) (Parlamento Europeo, 2008).

1.7.2 Potencial de los residuos ganaderos para la producción de biogás

Los residuos ganaderos presentan un nivel de aprovechamiento energético bajo (IDAE, 2005) y un gran potencial de producción de biogás. El potencial de biogás del estiércol a nivel europeo se estima en 19,7 Mtep, cuando actualmente se producen menos de 1,2 Mtep (Parlamento Europeo, 2008). Sólo en referencia al estiércol animal el crecimiento puede multiplicarse por 14. En términos de energía primaria, el biogás sólo supone un 0,2% de la producción total y un 3,4% de las energías renovables en España (MAPA, 2006a). Teniendo en cuenta que la energía primaria del biogás se origina mayoritariamente a partir de gas de vertedero y en

segundo término a partir de lodos de estaciones depuradoras de aguas residuales, el biogás obtenido en digestores de explotaciones agroganaderas representa una mínima parte de la energía primaria del biogás en España (menos del 8% de ésta) (Observ'ER, 2007). La implantación de instalaciones de biogás basadas en cultivos energéticos se ha ralentizado considerablemente debido al rápido aumento de los precios de los cereales y a las preocupaciones medioambientales.

La producción de biogás y las correspondientes instalaciones, unas 4.242 plantas productoras de biogás a nivel de explotación agraria y 26 plantas centralizadas, están distribuidas de manera irregular en la UE, lo que demuestra que no se aprovecha el potencial en toda su medida. Donde está más desarrollada la producción es en Alemania, Bélgica, Austria y Dinamarca. En la mayoría de los países predominan las plantas a escala de explotación agraria, mientras que en Dinamarca la producción se concentra en plantas centralizadas (Parlamento Europeo, 2007). En Alemania, actualmente están funcionando alrededor de 4.000 plantas para la producción de biogás a partir de sustratos de origen agrícola (Lübken *et al.*, 2007). Se calcula que la producción anual de las plantas *agrarias* de biogás en Europa a mediados de 2007 era de $1,85 \cdot 10^9$ Nm³ (con un contenido en metano del 65%) (Parlamento Europeo, 2007).

1.7.3 Aplicaciones del biogás producido en explotaciones agropecuarias

El biogás producido en plantas integradas en explotaciones agroganaderas desempeña un papel importante en el ámbito de los recursos bioenergéticos. Tiene en general aplicaciones eléctricas o térmicas, si bien en ocasiones se producen los dos tipos conjuntamente en plantas de cogeneración e incluso electricidad, calor y frío mediante el procedimiento de la trigeneración. La generación eléctrica se realiza empleando motores de combustión interna acoplados a generadores eléctricos. La combustión de biogás para uso térmico suele aplicarse para la calefacción del propio digestor o para otros usos dentro y fuera de la explotación donde se encuentra la planta (invernaderos de plástico, invernaderos convencionales, maíz, criaderos de ganado porcino y edificios públicos). El biogás puede emplearse también como combustible de máquinas de refrigeración (frigoríficos) o para pilas de combustible.

Mejorado y presurizado, el biogás es adecuado como biocarburante para vehículos (Parlamento Europeo, 2008).

1.8 Valorización agrícola de los residuos ganaderos

1.8.1 Fertilizantes, abonos y enmiendas

Existe ambigüedad en los términos relacionados con la aplicación agrícola de biosólidos. Para aclararla, se revisan los siguientes conceptos utilizando como referencia las definiciones del Real Decreto 824/2005 sobre productos fertilizantes (España, 2005):

- Abono o fertilizante: producto cuya función principal es proporcionar elementos nutrientes a las plantas.
- Abono orgánico: producto cuya función principal es proporcionar elementos nutrientes a las plantas, los cuales proceden de materiales carbonados de origen animal o vegetal (...).
- Enmienda: materia orgánica o inorgánica, capaz de modificar o mejorar las propiedades y características físicas, químicas o biológicas del suelo (...).
- Enmienda orgánica: enmienda procedente de materiales carbonados de origen vegetal o animal, utilizada fundamentalmente para mantener o aumentar el contenido en materia orgánica del suelo, mejorar sus propiedades físicas y mejorar también sus propiedades o actividad química o biológica (...).
- Compostaje: proceso controlado de transformación biológica aeróbica y termófila de materiales orgánicos biodegradables que da lugar a (...) enmiendas orgánicas (...).

De lo anterior se puede concluir que el concepto de enmienda orgánica es más amplio que el de abono o fertilizante orgánico, dado que el suministro de elementos nutrientes para las plantas que aporta el fertilizante puede entenderse como una mejora en las propiedades químicas del suelo. El RD 824/2005 no define compost, ni lo contempla en su relación de tipos de productos fertilizantes, por lo que debemos aceptar que el compost es la enmienda orgánica obtenida a partir del proceso de

compostaje. Sin embargo, el compost puede acogerse a la definición de abono orgánico cuando cumple ciertas condiciones en relación a su contenido en nutrientes (N, P, K, relación C/N) según el anexo I del Real Decreto sobre productos fertilizantes. Finalmente, se apunta que la denominación *producto fertilizante* abarca tanto a abonos como enmiendas en dicha normativa.

1.8.2 Condicionantes económicos y normativos para la valorización agrícola de los residuos ganaderos

Los costes actuales en los que incurren las explotaciones ganaderas por la gestión de sus residuos son difíciles de establecer debido a una cierta opacidad de las mismas a la hora de facilitar ese tipo de información, y también debido a la falta de datos publicados. Estos costes dependen de varios factores. El coste de la fertilización mineral como alternativa a la aplicación de deyecciones al terreno es sólo uno de ellos. Influyen también los hábitos de los agricultores locales y los cultivos, la facilidad para el transporte y la carga, la disponibilidad de terreno, etc. El tipo de estiércol también es determinante, siendo la gallinaza, por ejemplo, un fertilizante orgánico bien valorado que supone no un coste, sino una fuente de ingresos (Van Horne, 2002).

Por otra parte, el Instituto de Recursos Naturales (Universidad de León) ha detectado un interés creciente por parte de los ganaderos para encontrar alternativas a la gestión de sus estiércoles, al encontrar cada vez más dificultades para encontrar terrenos donde aplicarlos. Su interés se centra en reducir el volumen de sus residuos y en aumentar su atractivo como abono o enmienda.

Se consideran como técnicas de referencia para la gallinaza de las aves de puesta el almacenamiento en naves sin cubierta, la no realización de ningún tipo de tratamiento y la aplicación al campo extendiéndolo sin enterramiento (MAPA, 2006b).

Los estados miembros de la Unión Europea tienen distintas regulaciones relacionadas con el tratamiento de biorresiduos y la producción de compost. La Comisión Europea comenzó a desarrollar, en el marco de la Estrategia Para la Protección del Suelo, una directiva relativa al tratamiento de biorresiduos de la cual

elaboró un segundo y hasta hoy último borrador en 2001 (Comisión Europea, 2001). A falta de un marco legislativo específico más reciente, se recogen bajo este epígrafe los requisitos que en dicho borrador se exigen para el compost y el compostaje. En España, el I Plan Nacional de Residuos Urbanos 2000-2006 (I PNRU) plantea en sus objetivos el fomento de la aplicación agro-forestal del compost mediante una norma sobre la calidad agronómica del mismo, así como la promoción del uso del compost que se ajuste a dicha norma por parte de las administraciones y otros consumidores (especialmente agricultores) (España, 2000). El II Plan Nacional de Residuos Urbanos (II PNRU), integrado en Plan Nacional Integrado de Residuos 2008-2015 (PNIR) declara que existe una insuficiente regulación jurídica de la calidad y los usos del compost y establece nuevamente el objetivo de la elaboración y aprobación de una norma de calidad agronómica del compost (Ministerio de Medio Ambiente, 2008). Es pues patente el lento avance legislativo que ha tenido lugar en los últimos años, tanto a nivel europeo como nacional, en el ámbito del tratamiento de biorresiduos y la producción de compost. El texto que regula estos aspectos y puede servir como una referencia es el Real Decreto 824/2005 sobre productos fertilizantes (España, 2005), donde se definen algunas características generales exigibles al compost sin que exista una definición explícita de este producto y ni ninguna alusión a su proceso de obtención.

Los residuos ganaderos, en tanto que subproductos de origen animal, quedan sujetos a lo establecido en el Reglamento CE 1774/2002 por el que se establecen las normas sanitarias aplicables a los subproductos animales no destinados al consumo humano. Esta norma ha supuesto un cambio drástico respecto a la legislación precedente en el esquema de la gestión de los subproductos de origen animal, según el cual estos se clasifican en tres categorías en función de su riesgo (Comisión Europea, 2002):

- Material de categoría 1: aquel que presenta riesgo de EET (Encefalopatía Espongiforme Transmisible) riesgos desconocidos o relacionados con sustancias ilegales o contaminantes medioambientales. Se encuentra dentro de esta categoría el MER (Material Especificado de Riesgo).

- Material de categoría 2: material que presenta otros riesgos relacionados con enfermedades animales u otros residuos de medicamentos veterinarios. Incluye el estiércol y el contenido del tubo digestivo. El reglamento contempla su valorización mediante tratamientos biológicos como el compostaje y la biometanización.
- Material de categoría 3: material que procede de animales sanos con inspección ante y post mortem.

1.8.3 Requisitos de los procesos biológicos

El citado borrador de directiva europea sobre tratatmientos de biorresiduos distingue tres tipos de proceso: compostaje, digestión anaerobia y tratamiento mecánico/biológico. Los procesos deben permitir que se alcancen unas temperaturas mínimas durante cierto tiempo. Las condiciones que deben satisfacer los distintos tipos (anexo II del borrador) se indican a continuación:

- Compostaje. El proceso debe transcurrir de forma que se garanticen un rango termófilo de temperatura, un alto nivel de actividad biológica bajo condiciones favorables de humedad y nutrientes, así como una estructura óptima y una conducción de aire óptima durante varias semanas. No se proporcionan criterios cuantificables para comprobar que se cumplen las condiciones citadas. Respecto a las temperaturas mínimas y tiempos, estos son los requisitos que debe cumplir toda la masa del biorresiduo:
 - Si el compostaje es en trincheras, deben alcanzarse los 55°C durante 2 semanas y con 5 volteos, o bien los 65°C durante 1 semana y con 2 volteos.
 - Si el compostaje transcurre en un reactor, deben alcanzarse los 60°C durante 1 semana.
- Digestión anaerobia. El proceso de digestión anaerobia debe transcurrir de forma que se mantenga una temperatura mínima de 55°C durante 24 horas ininterrumpidamente y el tiempo de residencia hidráulico en el reactor de al menos 20 días. Si no se puede cumplir la condición de temperatura y tiempo debe cumplirse lo siguiente:

- El biorresiduo ha de ser pretratado a 70°C durante 1 hora, o
 - El digerido ha de ser post-tratado a 70°C durante 1 hora, o
 - El digerido ha de ser compostado.
- Tratamiento mecánico/biológico. Las condiciones de higienización (tiempo-temperatura) son las mismas que para el compostaje y la digestión anaerobia, dependiendo si el tratamiento es aerobio o anaerobio.

Por otra parte, la Organización Mundial de la Salud da una recomendación de un mínimo de una semana por encima de 50°C para el compostaje de material fecal (WHO, 2006). Esto se cumple en la 3ª fase de la CARGA 4, en la que se superan los 50°C durante 12,0 días.

1.8.4 Requisitos del producto elaborado

El borrador de directiva europea de tratamiento biológico de residuos plantea las siguientes condiciones que han de cumplir tanto el compost como el digerido para poder afirmar que están higienizados:

- *Salmonella spp*: ausencia en 50 g
- *Clostridium perfringens*: ausencia en 1 g

El compost y el digerido también deben tener menos de tres semillas germinativas de malas hierbas por litro.

Las condiciones que pone el Real Decreto sobre fertilizantes, aplicables a los productos fertilizantes elaborados con residuos y otros componentes orgánicos, en cuanto al límite máximo de microorganismos, son:

- *Salmonella spp*: ausencia en 25 g de producto elaborado
- *Escherichia coli*: < 1.000 número más probable (NMP) por gramo de producto elaborado

En el borrador de directiva europea, el producto tiene distintas limitaciones de aplicación al terreno según su clase ambiental. En ese sentido no hay diferenciación entre compost y digerido. Se distinguen la clase 1, la clase 2 y el biorresiduo estabilizado. Los criterios de esta clasificación son los contenidos máximos en

metales pesados y otros contaminantes. Los criterios más estrictos (clase 1) se corresponden con la ausencia de restricciones para la aplicación agrícola. El compost o digerido de la clase 2 (menos exigente en su contenido en contaminantes que los de la clase 1) tienen limitada su aplicación al terreno en $30 \text{ t}_{\text{m.s.}} \cdot \text{ha}^{-1}$ en un periodo de 3 años. Respecto al biorresiduo estabilizado, no se permite su aplicación en terrenos destinados a la producción de alimentos o forrajes.

El Real Decreto 824/2005 sobre fertilizantes también impone límites de metales pesados estableciendo tres clases (A, B y C) de fertilizantes elaborados con materias primas de origen animal o vegetal, sin especificar los límites de su aplicación agrícola en el caso de las clases A y B. No podrán aplicarse productos de la clase C en dosis superiores a $5 \text{ t}_{\text{m.s.}} \cdot \text{año}^{-1}$. La tabla 1.3 recoge los límites de metales pesados para las distintas clases según el borrador de directiva europea y la ley española.

Tabla 1.3. Límites máximos de metales pesados para las distintas categorías de fertilizantes orgánicos según propuesta europea y legislación española.

Clases	Límites máximos de metales pesados Según 2º borrador de directiva europea sobre biorresiduos			Límites máximos de metales pesados Según RD 824/2005 sobre fertilizantes		
	Clase 1	Clase 2	Biorresiduo estabilizado	Clase A	Clase B	Clase C
Limitaciones en la aplicación agrícola (ppm)	Sin restricciones específicas	$< 30 \text{ t(m.s.)} \cdot \text{ha}^{-1}$ en 3 años	No para cultivos alimentarios o forrajes	Sin limitación conocida	Sin limitación conocida	$< 5 \text{ t(m.s.)} \cdot \text{ha}^{-1} \cdot \text{año}^{-1}$
Cadmio	0,7	1,5	5	0,7	2	3
Cobre	100	150	600	70	300	400
Níquel	50	75	150	25	90	100
Plomo	100	150	500	45	150	200
Cinc	200	400	1.500	200	500	1.000
Mercurio	0,5	1	5	0,4	1,5	2,5
Cromo (total)	100	150	500	70	250	300
Cromo (VI)	--	--	--	0	0	0

Otras exigencias del Real Decreto sobre fertilizantes, que establece el anexo I para el compost, son las siguientes:

- Materia orgánica total mínima: 35%
- Humedad: entre 30% y 40%
- Relación C/N: < 20
- Impurezas de diámetro superior a 2 mm: < 3%
- Tamaño de partícula que pasa por malla de 25 mm: > 90%

1.9 Referencias

- ANGELIDAKI I. y AHRING B.K., 1993. *Thermophilic digestion of livestock waste: the effect of ammonia*. Appl. Microbiol. Biotechnol. 38, pp. 560–564.
- BIO-SYSTEM SELECTA GMBH, 2004. “Anaerobic digestion of agricultural residues”. En: *XXXII conferencia anual ATEGRUS*, Valencia, 20 a 22 de octubre.
- BLANCO, D., CUETOS, M.J., GÓMEZ, X., CALVO, L.F. y MORÁN, A., 2008. *Digestión anaerobia seca y en discontinuo para el tratamiento de residuos ganaderos: aplicación a escala semi-piloto*. Póster en: I Congreso Español de Gestión integral de Deyecciones Ganaderas. Barcelona, 15-18 de abril.
- BROWN, B.B., YIRIDOE E.K. y GORDON, R., 2007. *Impact of single versus multiple policy options on the economic feasibility of biogas energy production: Swine and dairy operations in Nova Scotia*. Energy Policy. Vol. 35-9, septiembre, págs 4597-4610.
- CAIRÓ, J.J. Y PARÍS, J.M., 1988. *Microbiología de la digestión anaerobia. Metanogénesis*. Actas del 4º Seminario de tratamiento anaerobio de aguas residuales. Valladolid, págs 41-45.
- CALLI, B., MERTOGLU, B., INANC, B. y YENIGUN, O., 2005. *Effects of high free ammonia concentrations on the performances of anaerobic biorreactors*. Process Biochemistry 40, 1285-1292.
- CANET, R., RIBÓ, M., POMARES, F. y ALBIACH, M.R., 2006. *Caracterización y potenciales impactos ambientales de las deyecciones ganaderas*. Tierras de Castilla y León – Ganadería. Nº 131.
- CHEN, Y., CHENG, J.J. y CREAMER, K.S., 2008. *Inhibition of anaerobic digestion process: A review*. Bioresource Technology. Vol. 99-10, Julio, Págs 4044-4064.
- CLARK, R.H. Y SPEECE, R.E. 1989. *The pH tolerance of anaerobic digestion*. Advanced water pollution research Int. Conf 5th.
- COMISIÓN EUROPEA, 2003. *Integrated Pollution Prevention and Control (IPPC) Reference Document on Best Available Techniques for Intensive Rearing of Poultry and Pigs (BREF)*. Julio.

- COMISIÓN EUROPEA, 2008. *Propuesta de Directiva del Parlamento Europeo y del Consejo relativa al fomento del uso de energía procedente de fuentes renovables* [COM (2008) 19 final]. Bruselas, 23 de enero de 2008.
- COMISIÓN EUROPEA, 2002. Reglamento (CE) no 1774/2002 del Parlamento Europeo y del Consejo de 3 de octubre de 2002 por el que se establecen las normas sanitarias aplicables a los subproductos animales no destinados al consumo humano. *Diario Oficial de las Comunidades Europeas*, 273, 10/10/2002, 1–95.
- COMISIÓN EUROPEA, 2001 *Working document on biological treatment of biowaste, 2nd draft* [en línea]. Bruselas, 12 de febrero de 2001. [ref. 8 de febrero de 2008] Disponible en Web: <http://www.compost.it/>.
- CUETOS, M.J., 2007. *Digestión y co-digestión anaerobia de residuos de matadero avícola: control del proceso y evaluación del grado de estabilización*. Directores: Antonio Morán Palao y Marta Otero Cabero [Tesis Doctoral]. Universidad de León.
- DE BAERE, L. 2000. *Anaerobic digestion of solid waste: state-of-the-art*. *Water Science & Technology*, v 41, n 3, p. 283-290.
- DE BAERE, L.A., DEVOCHT, M., VAN ASSCHE P. y VERSTRAETE, W., 1984. *Influence of high NaCl and NH₄Cl salt levels on methanogenic associations*. *Water Res.* 18, pp. 543–548.
- DEMIREL, B. y YENIGÜN, O., 2002. *Two-phase anaerobic digestion processes: a review*. *J. Chem. Tech. Biotechnol.* 77, pp. 743–755.
- ECHANDÍA, A., 1991. “Tratamiento aerobio de gallinaza”. En: Consejería de Medio Ambiente y Ordenación del Territorio de la Junta de Castilla y León, *Seminario de residuos ganaderos*. Segovia, diciembre.
- ESPAÑA, 2000. Acuerdo de Consejo de Ministros, de 7 de enero de 2000, por el que se aprueba el Plan Nacional de Residuos Urbanos. *Boletín Oficial del Estado*, 2 de febrero de 2000, núm. 28, p. 4810.
- ESPAÑA, 2005. Real Decreto 824/2005, de 8 de julio, sobre productos fertilizantes. *Boletín Oficial del Estado*, 19 de julio de 2005, núm. 171, p. 25592.
- FERGUSON, T. Y MAH, R., 1987. “Methanogenic Bacteria”. En: Chynoweth, D. y Isaacson, R. (eds.). *Anaerobic digestion of biomass*. Elsevier applied science LTD.

- GUNASEELAN, V.N., 1997. *Anaerobic digestion of biomass for methane production: a review*. Biomass and Bioenergy, v 13, n 1-2, pp. 83-114.
- HANSEN, K.H., ANGELIDAKI, I., y AHRING, B.K., 1998. *Anaerobic digestion of Swine manure: Inhibition by ammonia*. Wat. Res. Vol. 32, No. 1, pp. 5-12.
- HAUG, R.T., 1993. *The practical handbook of compost engineering*. Lewis publishers. CRC Press LLC. Florida.
- IDEA, 2005. *Plan de Energías Renovables en España 2005-2010*. [en línea]. Agosto de 2005 [ref. 30 de marzo de 2005]. Disponible en Web: < www.idae.es>.
- JARABO, F., 1999. *La energía de la biomasa*. 2º ed. Madrid: S.A.P.T publicaciones técnicas, S.L., 1999.
- JAUREGUIZAR, J., 2004. “Plantas de tratamiento biológico en España (Observatorio ATEGRUS 2004)”. En: *XXXII conferencia anual ATEGRUS*, Valencia, 20 a 22 de octubre.
- JIMÉNEZ, M., 2007. *Hoja de ruta para el sector avícola de puesta en España*. Mundo Ganadero. Nº 200, julio-agosto, p. 54.
- KAYHANIAN, M., 1999 *Ammonia inhibition in high-solids biogasification – An overview and practical solutions*. Environ. Technol. 20 4, pp. 355–365.
- KALRA, M.S. y PANWAR, J.S., 1986. *Anaerobic digestion of rice crop residues*. Agric. Wastes 17, pp. 263–269.
- KAYHANIAN, M. y RICH, D., 1995. *Pilot-scale high solids thermophilic anaerobic digestion of municipal solid waste with an emphasis on nutrient requirements*. Biomass and Bioenergy 8(6), pp. 433–444.
- KRICH, K. (research manager), 2005. *Biomethane from Dairy Waste: A Sourcebook for the Production and Use of Renewable Natural Gas in California* [en línea]. Julio de 2005 [ref. de 12 de febrero de 2008]. Disponible en web: <http://www.calstart.org/info/publications/Biomethane_from_Dairy_Waste_Full_Report.pdf>.
- LABRADOR, J., 1996. *La materia orgánica en los agrosistemas*. 2ª edición. Madrid: Mundi-Prensa.

- LAY, J.J., LI, Y.Y. y NOIKE, T., 1997. *The influences of pH and moisture content on the methane production in high-solids sludge digestion*. Water Res. 31-6, pp. 1518–1524
- LEVASSEUR, J.-P., 1999. “Anaerobic digestion of organic waste: from theory to industrial practice”. En: *II Int. Symp. Anaerobic Dig. Solid Waste*. Barcelona, Junio 15-17 (eds. J. Mata-Alvarez, A. Tilche y F. Cecchi), vol. 2, pp. 334-337.
- LÜBKEN, M., WICHERN, M., SCHLATTMANN, M., GRONAUER, A. y HORN, H., 2007. *Modelling the energy balance of an anaerobic digester fed with cattle manure and renewable energy crops*. Water Research. Vol. 41-18, octubre, págs 4085-4096.
- LUSK, P., 1998 *Methane Recovery from Animal Manures: The Current Opportunities Casebook*. National Renewable Energy Laboratory. Golden, Colorado.
- MADIGAN, M.T., MARTINKO, J.M. y PARKER, J., 2003. *Brock, Biología de los Microorganismos*. Décima edición revisada. Madrid: Prentice Hall Iberia.
- MAKALY BIEY, E., MORTIER, H. y VERSTRAETE, W., 2006. *Nitrogen transfer from grey municipal solid waste to high quality compost*. Bioresource Technology. Vol. 73-1, mayo, Págs 47-52.
- MASSÉ D.I. Y DROSTE R.L., 1999. *Comprehensive model of anaerobic digestion of swine manure slurry in a sequencing batch reactor*. Water Research. Vol. 34-12, 15 de agosto de 2000, Págs 3087-3106.
- MATA-ÁLVAREZ, J. MACÉ, S. y LLABRÉS, P., 2000. *Anaerobic digestion of organic solid wastes. An overview of research achievements and perspectives*. Bioresource Technology 74, pp. 3-16.
- MATA-ÁLVAREZ, J (ed.), 2002. *Biomethanization of the Organic Fraction of Municipal Solid Wastes*. IWA Publishing.
- MINISTERIO DE AGRICULTURA, PESCA Y ALIMENTACIÓN, 2007. *Anuario de estadística agroalimentaria 2006*. Madrid: MAPA.
- MINISTERIO DE AGRICULTURA, PESCA Y ALIMENTACIÓN, 2004. *Anuario de estadística agroalimentaria 2004*. Madrid: MAPA.

MINISTERIO DE AGRICULTURA, PESCA Y ALIMENTACIÓN, 2006a. *Hechos y cifras de la agricultura, la pesca y la alimentación en España*. 8ª ed. rev., act. y amp. Madrid: MAPA.

MINISTERIO DE AGRICULTURA, PESCA Y ALIMENTACIÓN, 2006b. *Guía de mejores técnicas disponibles del sector de avicultura de puesta*. [en línea] [ref. 22 de febrero de 2008]. Disponible en web: <http://www.mapa.es/es/ganaderia/pags/IPPC/IPPC.htm>.

MINISTERIO DE MEDIO AMBIENTE, 2007. *Inventario Nacional de Gases de Efecto Invernadero de España, edición 2007* [en línea]. Madrid, marzo [ref. 22 de febrero de 2007]. Disponible en web: <http://www.mma.es/portal/>.

MINISTERIO DE MEDIO AMBIENTE, 2008. *Versión preliminar del Plan Nacional Integrado de Residuos (PNIR) 2008-2015*. [en línea] [ref. de 4 de abril de 2008]. Disponible en web: http://www.mma.es/portal/secciones/participacion_publica/

MLADENOVSKA, Z., HARTMANN, H., KVIST, T., SALES-CRUZ, M., GANI, R., y AHRING, B.K., 2006. *Thermal pretreatment of the solid fraction of manure: impact on the biogas reactor performance and microbial community*. *Water Science and Technology*, 53(8), 59-67.

MUELLER, H., SCHMIDT, O., DAXL, A., BERGMAIR, J., 2001. “3A-biogas; three-step fermentation of solid state biowaste for biogas production and sanitation”. En: *ORBIT conference*. Perth (Australia), 1 de mayo.

OBSERV’ER, 2007. *Biogas barometer – May 2007*. *Systèmes Solaires - Le journal des énergies renouvelables*. N° 179, mayo-junio.

O’KEEFE, D.M., CHYNOWETH, D.P., BARKDOLL, A.W., NORDSTEDT, R.A., OWENS, J.M., SIFONTES, J., 1993. *Sequential batch anaerobic composting of municipal solid waste (MSW) and yard waste*. *Water Science & Technology*, 27, 77-86.

OUEDRAOGO, A., 1999. “Pilot-scale two-phase anaerobic digestion of the biodegradable organic fraction of Bamako district municipal solid waste”. En: Mata-Alvarez, J., Tilche, A., Cecchi, F. (Eds.), *Proceedings of the Second International Symposium on Anaerobic Digestion of Solid Wastes*, Barcelona, vol. 2. 92, 15–18 .Junio, pp. 73–76.

PARKIN, G.F., OWEN, W.F., 1986. *Fundamental of anaerobic-digestion of wastewater sludge*. *Journal of Environmental Engineering* 112, 867–920.

- PARLAMENTO EUROPEO, 2008. *Informe sobre la agricultura sostenible y el biogás: necesidad de revisión de la legislación de la UE [2007/2107(INI)]*. 7 de febrero.
- PAVLOSTATHIS, S.G. y GIRALDO-GOMEZ, E., 1991. *Kinetics of Anaerobic Treatment: a critical review*. CRC Critical Reviews in Environmental Control 21:411-490.
- POGGI-VARALDO, H.M., TREJO-ESPINO, J., FERNANDEZ-VILLAGOMEZ, G., ESPARZA-GARCIA, F., CAFFAREL-MENDEZ S., y RINDERKNECHT-SEIJAS, N., 1999. *Quality of anaerobic compost from paper mill and municipal solid wastes for soil amendment*. Water Science and Technology. Vol. 40(11-12), Págs 179-186.
- ROW, J. Y NEABEL, D., 2005. *Integrated Manure Utilization System Life-Cycle Value Assesment IMUS LCVA Final Report* [en línea]. The Pembina Institute, Alberta, octubre de 2005 [ref. 1 de abril de 2008]. Disponible en web: <http://www.arc.ab.ca/>.
- SAINZ, H., FÁLDER, A., VERA, D., Y MARTÍN, V.J., 2007. *Alimentación en España 2007. Producción, industria, distribución y consumo*. Madrid: MERCASA.
- SAÑA, J., 1999. "Introducción al proceso de compostaje". Comunicación en: *I simposio nacional de compost y compostaje*. Palencia, mayo.
- SIFONTES, J.R, CHYNOWETK, D.P., 1997?. *Sequential Batch Anaerobic Composting (SEBAC), a New Technology for the Management of Animal and Agricultural Waste*. University of Florida.
- SØRENSEN, J.T, EDWARDS, S., NOORDHUIZEN, J., GUNNARSSON, S., 2006. *Animal production systems in the industrialised world*. Rev Sci Tech. Aug;25(2):493-503.
- SPEECE, R.E., 1987. *Nutrient requirements of anaerobic digestion of biomass*. Elsevier Applied Science LTD.
- STAMS A.J., 1994. *Metabolic interactions between anaerobic bacteria in methanogenic environments*. Antonie Van Leeuwenhoek. 66 (1-3):271-94.
- THE GERMAN SOLAR ENERGY SOCIETY, 2005. *Planning and Installing Bioenergy Systems. A guide for installers, architects and engineers*. James & James, London.
- UNITED STATES DEPARTMENT OF AGRICULTURE (USDA), 1992. *Agriculture Waste Management Field Handbook (Part 651). Chapter 4: Agricultural Waste*

Characteristics. USDA-National Resource Conservation Service, Washington, DC, USA.

VAN HORNE, P., 2002. *Impact of EU Council Directive 99/74/EC 'welfare of laying hens' on the competitiveness of the EU egg industry*. Universidad de Wageningen. Holanda.

VAN LIER, J.B., TILCHE, A., AHRING, B.K., MACARIE, H., MOLETTA, R., DOHANYOS, M., HULSHOFF POL, L.W., LENS P. y VERSTRAETE W., 2001. *New perspectives in anaerobic digestion*. Water Science & Technology, Vol 43 No 1 pp 1–18.

VAVILIN, V.A., RYTOV, S.V., LOKSHINA, L.Y., RINTALA J.A. y LYBERATOS, G., 2001. *Simplified hydrolysis models for the optimal design of two-stage anaerobic digestion*. Water Research. Vol. 35-17, diciembre, págs 4247-4251.

VEEKEN, A. y HAMELERS, B., 1999. *Effect of temperature on hydrolysis rates of selected biowaste components*. Bioresource Technology. Vol. 69-3, septiembre, Págs 249-254.

WEILAND, P., 1992. "One- and two-step anaerobic digestion of solid agroindustrial residues". En: Cecchi, F., Mata-Alvarez, J., Pohland, F. (Eds.), 1992. *International Symposium on Anaerobic Digestion of Solid Wastes*. Abril 14–17. Venecia, pp. 193–199.

WHITTMANN, C., ZENG, A.P. y DECKWER, W.D., 1995. *Growth inhibition by ammonia and use of pH-controlled feeding strategy for the effective cultivation of Mycobacterium chlorophenolicum*. Appl. Microbiol. Biotechnol. 44 , pp. 519–525.

YENA, H. y BRUNEB, D.E. 2007. *Anaerobic co-digestion of algal sludge and waste paper to produce methane*. Bioresource Technology. Vol. 98-1, enero, págs 130-134.

WHO, 2006. *Guidelines for the Safe Use of Wastewater, Excreta and Greywater. Volume 4: Excreta and Greywater Use in Agricultura*. World Health Organisation, Geneva, Switzerland

CAPÍTULO 2

**OBJETIVOS Y METODOLOGÍA
GENERAL**

2.1 Objetivos generales

En este trabajo se investiga una tecnología de tratamiento de deyecciones ganaderas con el propósito de ser rentable en el rango más bajo de capacidad de tratamiento. Para ello, se recurre a un sistema de tratamiento *mixto*, que combina secuencialmente la digestión anaerobia (producción de biogás) y el compostaje (producción de compost) mediante una digestión seca y en discontinuo. Estas características están encaminadas a conseguir plantas de tratamiento descentralizadas con bajos costes de inversión y de operación y mantenimiento. Las partes del presente trabajo se estructuran de manera que estudian el proceso mixto desde distintos enfoques, siendo los objetivos generales los siguientes:

- Estudio de la eficacia del proceso en cuanto a producción de biogás, capacidad de tratamiento y efecto en la eficacia de la modificación de distintos parámetros: régimen de recirculación de lixiviado, proporción de líquido libre y duración de la digestión.
- Estudio de la aptitud para la digestión de distintos sustratos y cosustratos de origen agroganadero: estiércol de bovino, gallinaza, restos de poda, colza y girasol.
- Estudio del efecto de la digestión anaerobia frente al compostaje en la degradación de materia orgánica para establecer una duración óptima de las fases anaerobia y aerobia.
- Evaluación del funcionamiento del proceso a escala de planta piloto, identificando las desviaciones respecto al diseño del proceso y proponiendo las mejoras que habría que incorporar en una planta comercial.
- Propuesta de una planta comercial y evaluación de su rentabilidad en relación con el tamaño de la explotación ganadera y con la duración de las fases del proceso incluyendo un análisis de sensibilidad que contemple los distintos grados de valorización del producto sólido.

2.2 Metodología general

El esquema general de trabajo se esquematiza en la figura 2.1. Se propone un sistema de tratamiento biológico de residuos de origen agroganadero que alterna en el tiempo una digestión anaerobia seca y discontinua con un compostaje. Con esas premisas, en primer lugar se estudian los fundamentos del proceso mediante ensayos a escala semi-piloto (capítulo 3) para obtener información sobre su viabilidad técnica, su eficacia, y cómo afectan al proceso determinados factores de interés. En el capítulo 4 se da un salto de escala para trabajar con un prototipo en condiciones similares a las de una planta industrial pudiendose así valorar los aspectos operativos del sistema. Se estudia también el efecto del tratamiento en la estabilización (capítulo 5), dado que ésta es importante para la calidad del producto sólido. Finalmente, se evalúa el proceso mixto desde el punto de vista de la viabilidad económica de una planta comercial (capítulo 6).

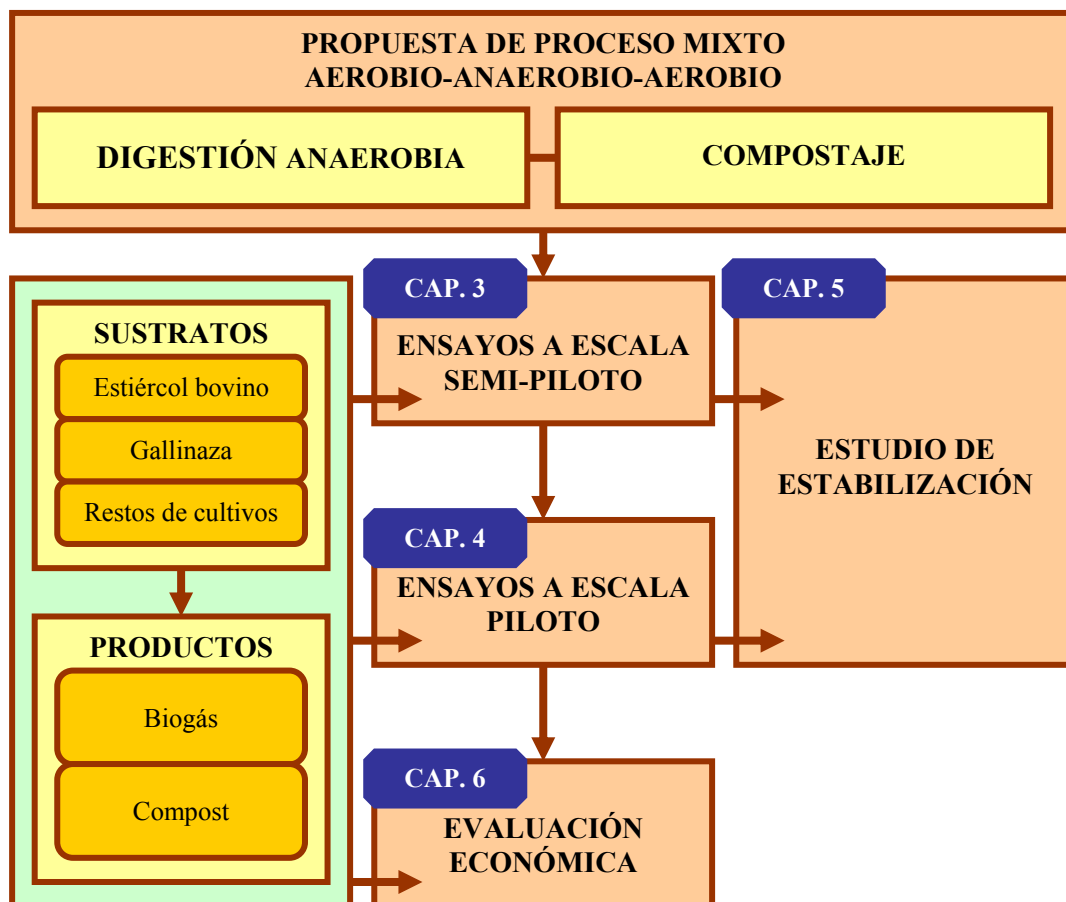


Figura 2.1. Esquema general de la metodología de trabajo.

2.3 Métodos analíticos

Sólidos totales y volátiles

El contenido en sólidos totales (ST) y sólidos volátiles (SV) fue determinado adaptando, respectivamente, los métodos de referencia 2540B y 2540E según *Standard methods for the examination of water and wastewater* (APHA, 1998). Se realizan cuatro pesadas: la primera, a una cápsula de porcelana (W_1); la segunda, a la cápsula con la muestra fresca (W_2); la tercera, a la cápsula más la muestra después de haberlas sometido a 105°C durante 24 horas (W_3); y la cuarta, a la cápsula más la muestra después de haberlas sometido a 550°C durante una hora (W_4).

El tratamiento a 105°C se realiza en una estufa Memmert, y el tratamiento a 550°C, en un horno mufla Hobersal 12 PR/300 8B. En ambos casos, antes de las correspondientes pesadas, se mantienen las muestras tratadas en un desecador durante 10 minutos para permitir el equilibrio de temperaturas.

Los contenidos en ST y SV se determinan según las siguientes expresiones:

$$ST (\%) = 100 \cdot \frac{W_3 - W_1}{W_2 - W_1}$$

$$SV (\% \text{ base seca}) = 100 \cdot \frac{W_3 - W_4}{W_3 - W_1}$$

En general se analizan tres réplicas de cada muestra para la determinación de ST y SV

Alcalinidad y pH

La alcalinidad de un líquido es su capacidad para neutralizar ácidos y constituye la suma de todas sus bases titulables. Está provocada por la presencia de hidróxidos, carbonatos y bicarbonatos de elementos como el calcio, el magnesio, el sodio, el potasio o el amoníaco. La alcalinidad ayuda a regular los cambios del pH producidos por la adición de ácidos (METCALF & EDDY, 1995).

Se ha seguido el método estándar (2320) de titulación para la determinación de la alcalinidad según *Standard methods for the examination of water and wastewater*

(APHA, 1998). Para un pH de punto final de 4,3 (alcalinidad total o alcalinidad al bicarbonato), se mide el volumen de HCl 0,2 N utilizado y se realiza el siguiente cálculo:

$$\text{Alcalinidad, mg CaCO}_3/\text{l} = \frac{A \cdot N \cdot 50000}{\text{ml}_{\text{muestra}}}$$

Donde A = ml utilizados de HCl 0,2 N; N = normalidad del HCl, en este caso, 0,2 N. (Franson, 1992)

Las medidas de pH en laboratorio para la determinación de alcalinidad y para el registro directo de pH de las muestras líquidas se realizaron con un pH CRISON modelo GLP22.

Demanda química de oxígeno (DQO)

La demanda química de oxígeno (DQO) es una medida indirecta del contenido de materia orgánica y compuestos oxidables en una muestra. Se define como la cantidad de oxígeno necesaria para oxidar completamente la materia orgánica y los compuestos oxidables de una determinada muestra.

El método de determinación de la DQO es una adaptación del método 410.4 de la EPA. Consiste en la oxidación completa de los compuestos oxidables presentes en la muestra con un fuerte agente oxidante (dicromato potásico) en condiciones ácidas (alcanzadas mediante la adición de ácido sulfúrico). Para la digestión de la muestra se usa un reactor calentador con orificios Hanna C 9800 donde se alojan los viales de digestión. Los compuestos orgánicos oxidables reducen el ión dicromato (naranja) a ión cromo (III) (verde). Se determina la cantidad de cromo (III) formada con el fotómetro multiparámetro de sobremesa Hanna C 99. El detector de luz del fotómetro es una célula de silicio y la fuente de luz, una lámpara de tungsteno con filtro de interferencia de banda estrecha a 610 nm.

Para determinar la DQO de las muestras líquidas, se diluye cada muestra de lixiviado en agua para entrar en el rango de medida de 0 a 15000 mg.l⁻¹ (rango alto). La dilución depende de la DQO esperada en cada muestra y suele ser de 3 a 10 veces. Para cada muestra se hace el promedio de dos lecturas con el fotómetro.

Ácidos grasos volátiles

Los ácidos grasos volátiles (AGV) o de cadena corta analizados han sido acético, propiónico, isobutírico, butírico, isovalérico, isocapróico, caprónico y heptanóico. Estos fueron determinados en un cromatógrafo de gases Varian CP-3800 GC, equipado con un detector de ionización de llama (FID) y una columna capilar Nukol (30 m · 0,25 mm · 0,25 µm) de Supelco. El gas portador empleado fue helio. Las temperaturas del inyector y del detector fueron de 220°C y 250°C respectivamente. La temperatura del horno se mantuvo a 150°C durante 3 minutos y después se incrementó hasta 180°C. El sistema se calibró con una mezcla de ácidos volátiles estándar de Supelco (para análisis de los ácidos grasos C2-C7). Las muestras, previamente a la inyección en el cromatógrafo, eran centrifugadas a 3500 rpm durante 10 min, y el sobrenadante obtenido, filtrado a través de filtros de celulosa de 0,45 µm.

Carbono orgánico y materia orgánica

La determinación del contenido en carbono oxidable se realizó por el método de digestión húmeda de Walkley-Black, basado en la oxidación de la materia orgánica (MAPA, 1994). Este método consiste en la utilización de $K_2Cr_2O_7$ como oxidante en medio sulfúrico, realizando una valoración volumétrica con $Fe(SO)_2(NH_4)_2 \cdot 6H_2O$ (Sal de Mohr) y difenilamina como indicador para estimar el exceso de dicromato que no interviene en la reacción. El carbono oxidable se determinó por diferencia entre el dicromato inicial y el valorado con la sal de Mohr. El carbono orgánico total resulta de dividir el carbono oxidable entre 0,77. El contenido de materia orgánica se obtiene indirectamente asumiendo que el 58% de la materia orgánica es carbono (Primo y Carrasco, 1980), es decir, el contenido en carbono orgánico determinado se multiplica por 1,72 para obtener el de materia orgánica.

Nitrógeno amoniacal

El nitrógeno amoniacal total fue determinado siguiendo el método de referencia 4500-NH₃D (APHA, 1998) mediante un pH-ionómetro modelo 692 de METROHM con un electrodo selectivo para amoniaco disuelto (No 133/1e) y una sonda de temperatura acoplados. La concentración de amoniaco libre se calcula a partir de la

siguiente fórmula, que deriva del equilibrio químico de la disolución (Hansen *et al.*, 1998; Calli *et al.*, 2005):

$$\frac{[\text{NH}_3]}{[\text{NH}_3\text{total}]} = \left(1 + \frac{10^{-\text{pH}}}{10^{-\left(0,09018 + \frac{2729,92}{T}\right)}} \right)^{-1}$$

Donde T es la temperatura en K. En todos los casos que nos ocupan, para digestiones a 35°C, T = 308,15 K.

Nitrógeno Kjeldahl

La concentración de nitrógeno Kjeldahl fue analizada mediante la digestión húmeda de la muestra con H₂SO₄ concentrado en un digestor modelo DS-20 de TECATOR a 400°C durante 45 minutos, lo que produce la transformación del N orgánico en (NH₄)₂SO₄ (MAPA, 1994). Posteriormente, se alcaliniza el medio con NaOH al 65% y se destila inmediatamente el amoníaco en una unidad de destilación modelo UDK 140 de VELP SCIENTIFICA, recogiénose en un vaso con HBO₃ al 4%. El amonio se determina mediante valoración volumétrica con HCl 0,5 N hasta que el pH alcanza un valor de 4,8 en un valorador automático modelo 702 SM TITRINO de METROHM.

Fósforo

El fósforo asimilable se determinó siguiendo el método Olsen-Watanabe. Se realiza la extracción del fósforo de la muestra con bicarbonato sódico 0,5 M a pH 8,5. El extracto se trata con una solución preparada con tartrato de de amonio y potasio, molibdato amónico, H₂SO₄ y ácido ascórbico, de modo que el fósforo forma un complejo fosfomolibdico que absorbe a 882 nm (MAPA, 1994). La posterior cuantificación del fósforo se realiza por absorbancia en un espectrofotómetro UV-visible modelo BECKMAN SU 640, a una longitud de onda de 882 nm.

Cationes

La determinación de los cationes intercambiables Na⁺, K⁺, Ca²⁺ y Mg²⁺ se realizó mediante una extracción de la muestra con una solución de acetato amónico 1 N a pH 7. Tras la extracción, la muestra se centrifugó y la concentración de cada uno de

estos cationes en el extracto se determinó mediante ICP-AES por comparación con soluciones patrón. Se utilizó para ello un espectrómetro OPTIMA 2000 DV de Perkin Elmer (MAPA, 1994).

Metales pesados

Las concentraciones de Cu, Zn, Cr, Ni, Pb, Cd y Hg en las muestras se determinaron llevando a cabo una digestión con HNO₃ al 65% en un horno microondas presurizado, cuantificando estos elementos a continuación por IPC-AES, utilizando un espectrómetro OPTIMA 2000 DV de Perkin Elmer.

Análisis microbiológicos

Las distintas poblaciones microbiológicas analizadas fueron cuantificadas por la técnica de diluciones seriadas en placa con medio selectivo. Para ello, 10 g de muestra húmeda se suspendieron en 90 ml de Agua de peptona estéril, agitando a continuación durante 1-2 minutos. La suspensión resultante se corresponde con la dilución 1:10 y fue utilizada para realizar una serie de diluciones en agua de peptona. Una cantidad igual a 1 ml de estas diluciones fue extendida en placas Petri para todos los medios de cultivo. Esta tarea se realizó por duplicado para todos los microorganismos a analizar. Las placas inoculadas de esta forma fueron entonces incubadas a la temperatura correspondiente. La incubación de las bacterias se realizó en estufas marca MEMMERT con regulación electrónica de temperatura.

Para el cultivo y recuento de enterobacterias se empleó la siembra en profundidad en el medio de cultivo Agar Bilis Rojo Violeta (VRB) con Lactosa. El periodo de incubación para estos microorganismos fue de 21 ± 3 h a una temperatura de 37°C.

Los cultivos para el análisis de coliformes fecales y de *E. coli* se realizaron siguiendo la norma internacional ISO/FDIS 9308-1 sobre “Calidad del agua - Detección y enumeración de *Escherichia coli* y bacterias coliformes” (ISO, 2000). El medio de cultivo utilizado fue Agar Chapman TTC (Tergitol 7), en el que se realizó una siembra en superficie. El periodo de incubación en este caso fue de 21 ± 3 h a una temperatura de 44°C. Tras la incubación, las bacterias coliformes fecales aparecen como colonias de color amarillo-rojizo (lactosa positivas). Se tomó a continuación una muestra representativa de estas colonias y se le practicó la prueba de la oxidasa

usando tiras reactivas adecuadas. Las bacterias coliformes fecales son oxidasa negativas. Por último, se introdujo una fracción de las colonias oxidasa negativas en tubos de ensayo con 3 ml de caldo de triptófano, que se incubaron a 44°C durante 21 ± 3 h. Finalizada la incubación se añadieron unas gotas de reactivo de Kovacs en cada tubo y las colonias que en ese momento formaban un halo de color rojo sobre la solución del tubo de ensayo se identificaron como *E. coli*.

La determinación de *Salmonella* spp. fue solamente cualitativa (presencia o ausencia). Ésta se realizó de acuerdo con la norma ISO/FDIS 6579 sobre “Microbiología de alimentos – Método horizontal para la detección de *Salmonella* spp.” (ISO, 2002). El análisis se realizó en tres fases, siendo la primera de preenriquecimiento en medio no selectivo, en la que se partió de 25 g de muestra que se agitaron con 225 ml de agua de peptona tamponada y se incubaron durante aproximadamente 18 ± 2 h a 37°C. La segunda fase, de enriquecimiento en medio selectivo, se realizó en caldo Rappaport-Vassiliadis, añadiendo 1 ml de la solución pre-enriquecida sobre 3 ml de éste, e incubándolo a 42°C durante 24 ± 3 h. Por último, las soluciones enriquecidas se sembraron en placa en superficie sobre dos medios selectivos diferentes: agar xilosa lisina desoxicolato (XLD) y agar xilosa lisina tergitol 4 (XLT4). Éstos se incubaron durante 24 ± 3 h a 37°C. Las colonias de *Salmonella* spp. se caracterizan por mostrar un color oscuro, casi negro, en estos medios.

Tras la incubación de las placas, se realizó el recuento de las colonias que habían crecido en cada placa en un contador de colonias IUL equipado con un sistema de iluminación sobre fondo negro. Estos resultados fueron expresados como unidades formadoras de colonias (UFC) por gramo de materia seca teniendo en cuenta para ello el factor de dilución en cada caso, así como la humedad de la muestra inicial.

2.4 Referencias

- APHA, 1998. *Standard methods for the examination of water and wastewater*. 20ª ed. Washington DC: American Public Health Association.
- CALLI, B., MERTOGLU, B., INANC, B. y YENIGUN, O., 2005. *Effects of high free ammonia concentrations on the performances of anaerobic bioreactors*. *Process Biochemistry* 40, 1285-1292.
- FRANSON, M.A.H. (directora de edición), 1992. *Métodos normalizados para el análisis de aguas potables y residuales*. Madrid : Díaz de Santos, D.L.
- HANSEN, K.H., ANGELIDAKI, I., AHRING, B.K., 1998. *Anaerobic Digestion Of Swine Manure: Inhibition By Ammonia*. *Water Research*, 32-1, 5-12.
- ISO, 2000. *Norma ISO/FDIS 9308-1:2000. Water quality - Detection and enumeration of Escherichia coli and coliform bacteria*.
- ISO, 2002. *Norma ISO 6579:2002. Microbiology of food and animal feeding stuffs - Horizontal method for the detection of Salmonella spp.*
- MINISTERIO DE AGRICULTURA, PESCA Y ALIMENTACIÓN. *Métodos oficiales de análisis (tomos I y II)*. 1994
- METCALF & EDDY, INC., 1995. *Ingeniería de aguas residuales. Tratamiento, vertido y reutilización*. Madrid: McGraw-Hill.
- PRIMO, E. y CARRASCO, J.M., 1980. *Química agrícola I. Suelos y fertilizantes*. Ed. Alhambra. Madrid: 1980

CAPÍTULO 3

ENSAYOS A ESCALA SEMI-PILOTO

3.1 Introducción

Los ensayos a escala semi-piloto que se presentan en este capítulo están encaminados a buscar las condiciones óptimas del tratamiento mixto, centrándose especialmente en aquellas que conducen a un máximo aprovechamiento energético y a una máxima capacidad de tratamiento del sistema. Los residuos ganaderos en los que se centra este trabajo (estiércol de bovino y gallinaza) se mezclan con distintos cosustratos de origen agrícola para estudiar las mezclas que dan mejores resultados y determinar las limitaciones asociadas. El tipo de proceso, seco, estático y discontinuo, hace que la estructura de las mezclas tenga un papel fundamental para una aplicación satisfactoria del sistema.

Se quiere optimizar la duración de la fase anaerobia respecto al aprovechamiento del espacio del reactor. La duración de la fase anaerobia, en un proceso discontinuo como el que nos ocupa, coincide con el tiempo de retención hidráulica o de retención de sólidos (TRH - TRS). Este parámetro de diseño es uno de los más importantes en la economía del sistema, ya que está inversamente relacionado con el tamaño de reactor. Los TRHs típicos de los digestores mesofílicos (~ 35°C) convencionales para el tratamiento de deyecciones líquidas, se encuentran entre 10 y 20 días, dependiendo del contenido en sólidos de los residuos (Lusk, 1998). Los largos tiempos de retención necesarios para la digestión de estiércoles es atribuible no sólo a la presencia de compuestos orgánicos complejos, sino también a las altas concentraciones de nitrógeno amoniacal que afecta al proceso de descomposición anaerobia (Keshtkar *et al.*, 2003).

El desarrollo de los reactores ha tomado distintos enfoques para reducir TRH, como el aumento de eficiencia de la mezcla (Nielsen y Villadesen, 1992). La estrategia en este caso debe ir por un camino diferente: no existe mezcla, ya que es un principio del diseño del proceso el que sea estático. La estrategia en este caso va encaminada a la mejora de los parámetros del proceso de digestión y la evaluación del comportamiento del sistema frente a la utilización de un cosustrato. Se determinará cuál es el tiempo óptimo para un sustrato y unas condiciones de proceso dadas, para el cual corresponderá una carga orgánica. Este valor, junto al resto de indicadores de eficiencia biológica, permitirá comparar esta tecnología con otras disponibles y

estudiar, en los capítulos posteriores, su viabilidad, primero técnica y después, económica.

3.2 Objetivos

- Evaluación del efecto que tiene sobre el proceso de digestión la utilización de distintos sustratos (estiércol y gallinaza) y cosustratos (restos de poda, colza y girasol).
- Evaluación del efecto que tiene sobre el proceso de digestión la modificación de los siguientes parámetros de proceso:
 - Régimen de recirculación del lixiviado.
 - Proporción de líquido libre respecto al volumen de reactor.
- Evaluación de los efectos de una segunda digestión de una mezcla de estiércol de ganado bovino y restos triturados de poda en la producción de biogás y en los efectos sobre las propiedades del producto sólido.
- Comparación de un tratamiento anaerobio y uno aerobio de igual duración en las propiedades del producto sólido y en otros indicadores del proceso.
- Determinación de la duración óptima de la digestión anaerobia en términos de aprovechamiento máximo del espacio del reactor para distintas mezclas de sustratos y parámetros de proceso.

3.3 Material y métodos

3.3.1 Planta semi-piloto

La planta semipiloto tiene un diseño de proceso similar a la planta piloto a la que está dedicado el capítulo 4. El tratamiento consiste en una digestión anaerobia seca y estática en discontinuo con la posibilidad de alternancia con fases aerobias (compostaje). La planta consta de cuatro reactores contruidos a partir de bidones de polietileno de alta densidad, de 60 l de capacidad y con cierre de ballesta. Cada reactor tiene un falso suelo perforado (diámetro de los orificios de 5 mm y marco de 4x4 cm) cuyo espacio inferior comunica con una toma de fondo regulada por una

llave de paso. En la cabeza del reactor hay una toma para salida de gas y otra para la distribución de líquido en el interior mediante un difusor con pantalla deflectora. Los reactores se encuentran dentro de un baño termostatzado en una cuba de polietileno de 600 l de capacidad reforzada con un armazón exterior metálico. La temperatura del baño está fijada en 37°C, alcanzándose los 35°C en el centro de los reactores a plena carga. Los elementos descritos pueden observarse en las figuras 3.1 y 3.2.

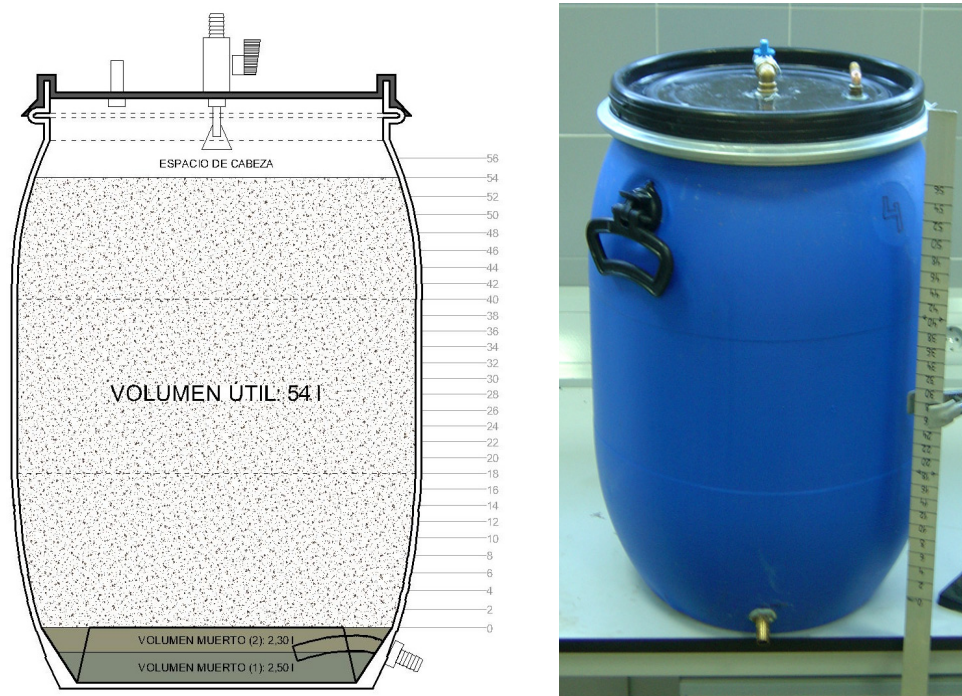


Figura 3.1. Reactor de la planta semipiloto: (a) plano de la sección longitudinal y (b) vista general.

La recirculación de la fase líquida se realiza utilizando recipientes de 20 l de capacidad para el trasiego, manualmente o mediante bombeo temporizado dependiendo de la frecuencia establecida. Se recurre a esta última opción cuando se desea simular una recirculación semi-continua utilizando una bomba peristáltica Watson-Marlow 505 S.

La salida de gas está comunicada a una ampolla de 2 litros graduada y llena de agua que a su vez está comunicada hidráulicamente con el agua del baño termostatzado. Debido al gran volumen del baño con relación al de la ampolla, se considera que éste mantiene una altura de lámina de agua constante. El gas generado en cada bidón desplaza el agua de la ampolla hacia el baño, de forma que la medición simultánea de

volúmenes y tiempos en la ampolla permite el cálculo de la tasa de producción de biogás. Alternativamente, la toma de gas se conecta al analizador Mono-Gas® PRONOVA para la medición de la composición de dicho gas en CH₄, O₂ y CH₄.

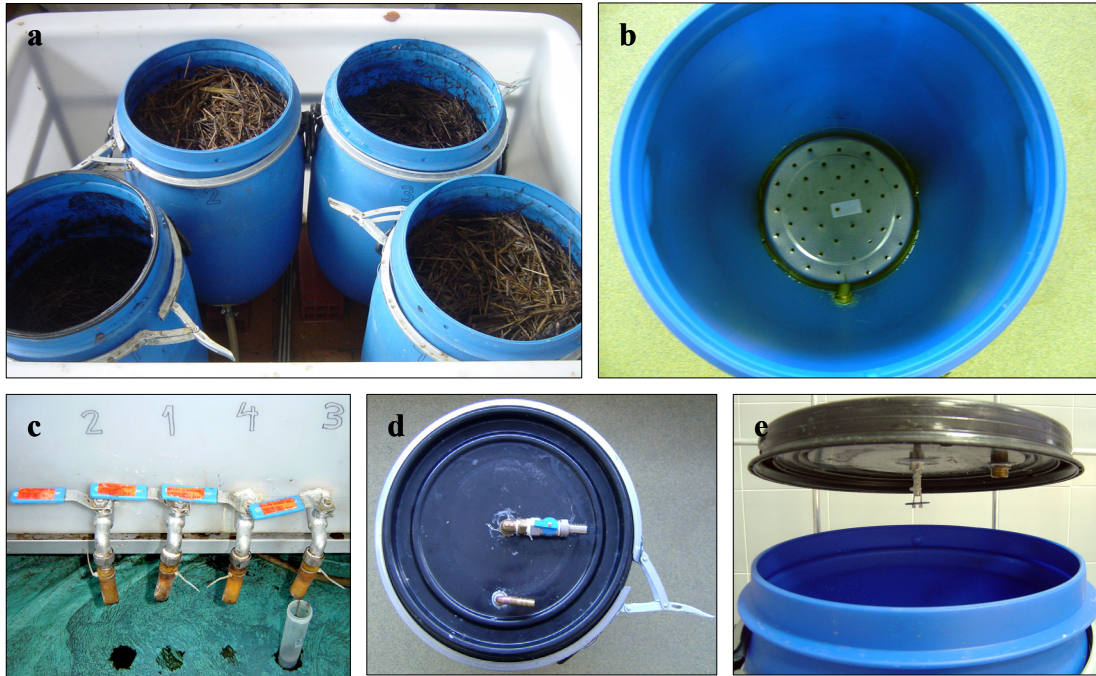


Figura 3.2. Detalles de los elementos de la planta semipiloto: (a) reactores en el baño; (b) doble suelo de un reactor; (c) llaves de las tomas de fondo; (d) tapa del reactor; (e) emisor en cabeza de reactor.

Para el funcionamiento de la fase aerobia, se procede a retirar la fase líquida libre mediante drenaje y se elimina el baño termostatzado. A continuación se conectan en serie los reactores utilizando las tomas de fondo como entradas y las tomas de gas como salidas, de forma que el sentido de la circulación del aire dentro del reactor es ascendente. La aireación se realiza mediante un compresor (con su salida regulada por una electroválvula temporizada) que impulsa aire hacia la toma de fondo del primer reactor. El flujo instantáneo que proporciona el compresor es de $650 \text{ l}\cdot\text{h}^{-1}$, funcionando el 50% del tiempo (en horas alternas), lo que supone una tasa media de aireación de unos $3,4 \text{ l}\cdot\text{l}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$.

3.3.2 Diseño de los ensayos

Los materiales utilizados como sustratos y cosustratos han sido estiércol de ganado bovino, restos triturados de poda, paja de cebada, silicuas de colza, residuo triturado de girasol, gallinaza de gallinas ponedoras y colza, cuyas características se presentan en la tabla 3.1, en las proporciones reflejadas por las tablas 3.2 y 3.3. Se distinguen dos tipos de estiércol (I y II) que, a pesar de provenir de la misma explotación, fueron recogidos en distintas épocas, pudiendo presentar diferencias debido a los eventuales cambios de dieta en el ganado, cantidad de camas, condiciones meteorológicas durante el almacenamiento, tiempo de almacenamiento, etc.

Se realizaron 16 ensayos a escala semi-piloto que recibirán en adelante las denominaciones reflejadas en las tablas 3.2 y 3.3, que recogen las características fundamentales de cada uno. Las duraciones de las fases de digestión anaerobia oscilaron entre los 56 y los 60 días. Los sistemas de tratamiento se dividen en dos grupos: digestión de estiércol y digestión/codigestión de gallinaza y sustratos herbáceos.

Tabla 3.1. Análisis químico de los materiales utilizados como sustratos en los ensayos a escala semi-piloto.

Sustratos	Estiércol I	Estiércol II	Estiércol III	Estiércol IV	Silicuas de colza	Residuo de girasol	Gallinaza	Colza
% ST (base húmeda)	20,0	20,8	27,2	15,8	88,8	88,9	62,8	91,6
% SV (base seca)	82,0	76,4	63,8	84,7	83,6	87,7	69,4	91,9
N _{Kjedahl} (% b.s)	1,38	2,51	1,74	2,19	1,47	1,12	3,36	0,44
C/N	22	5	5	11	16	28	7	72
P _{Olsen} (ppm b.s)	370	594	1020	3268	977	1111	125	80
Ca (cmol(+) \cdot kg ⁻¹)	21,1	19,0	23,1	15,9	50,2	43,4	31,0	40,4
Mg (cmol(+) \cdot kg ⁻¹)	12,7	20,0	9,5	23,1	41,2	69,6	14,6	8,8
K (cmol(+) \cdot kg ⁻¹)	59,5	154,0	84,5	56,9	93,1	61,8	45,3	33,9
Na (cmol(+) \cdot kg ⁻¹)	14,1	17,0	13,1	7,9	4,4	2,6	24,4	1,2
CIC (cmol(+) \cdot kg ⁻¹)	151,5	117,4	88,9	93,7	166,0	174,9	119,5	118,5

3.3.2.1 Sistemas de digestión de estiércol

Para evaluar el efecto de modificar el régimen de recirculación de lixiviados se realizaron los ensayos *Recircula cont*, *Recircula 1d* y *Recircula 3d* utilizando como sustrato el estiércol I y como cosustratos restos triturados de poda y paja de cebada

en proporciones iguales en los tres casos. El criterio para decidir las proporciones de estos materiales fue el de que el conjunto adquiriera una porosidad suficiente para permitir la circulación homogénea de líquido y gas a lo largo de todo el tiempo de proceso. La diferencia entre estos tres ensayos radica en el régimen de recirculación de los lixiviados, realizado continuamente, una vez al día y cada tres días respectivamente. En el primer caso la recirculación se hizo con bomba peristáltica y en los dos últimos, manualmente. En todos los ensayos posteriores la recirculación de lixiviados se realizó con una frecuencia de una vez cada tres días, considerándose, como se discute más adelante, que ese es el régimen más adecuado de recirculación.

Para evaluar el efecto de la proporción de líquido libre, se realizaron los ensayos *Sumergido* y *Sustrato seco*. Se utilizó una proporción de cosustratos similar a la de los ensayos previos aumentando la cantidad de fase líquida hasta sumergir casi totalmente el sustrato (*Sumergido*) y disminuyéndola hasta un mínimo que permitiese la recirculación de lixiviados (*Sustrato seco*). Las cantidades iniciales de líquido libre fueron, respectivamente 553 y 231 l·m_{reactor}⁻³.

La evaluación del efecto del material estructurante fue realizada mediante el ensayo *Estructurante*. Se utilizó una relación estiércol-estructurantes más alta que en los casos anteriores, siendo la aportación del estiércol a la mezcla de aproximadamente la mitad que en éstos (39% respecto a una media del 77%). Para los ensayos *Estructurante*, *Sumergido* y *Sustrato seco* se utilizó como sustrato el estiércol II y se realizó una fase final aerobia de 43 días tras la digestión con el propósito de emular la tercera fase en los ensayos a escala piloto.

En el ensayo *2a digestión* se utilizó como sustrato el producto de la digestión de *Recircula 3d* para evaluar el efecto de una post-digestión sobre el producto estabilizado. El ensayo *Compostaje* se realizó íntegramente bajo condiciones aerobias con el propósito de compararlo con la digestión anaerobia de *Recircula cont*, *Recircula 1d* y *Recircula 3d*.

Tabla 3.2. Descripción de los ensayos de digestión de estiércol.

Denominación del ensayo	Tiempo anaerobio / aerobio (días)	Descripción	Relación % deyecciones : madera : paja (base húmeda)
<i>Recircula cont</i>	56 / 0	Sustrato: estiércol I Digestión. Recirculación continua	74 : 21 : 5
<i>Recircula 1d</i>	56 / 0	Sustrato: estiércol I Digestión. Recirculación 1 días ⁻¹	80 : 16 : 4
<i>Recircula 3d</i>	56 / 0	Sustrato: estiércol I Digestión. Recirculación 3 días ⁻¹	78 : 18 : 4
<i>Estructurante</i>	58 / 43	Sustrato: estiércol II Digestión. Aumento estructurante	39 : 54 : 7
<i>Sumergido</i>	58 / 43	Sustrato: estiércol II Digestión. Sustrato sumergido	78 : 20 : 2
<i>Sustrato seco</i>	58 / 43	Sustrato: estiércol II Digestión. Fase líquida mínima	78 : 20 : 2
<i>2a digestión</i>	58 / 43	Sustrato: estiércol III (digerido) Digestión 2ª ronda estiércol I	-- : -- : --
<i>Compostaje</i>	0 / 59	Sustrato: estiércol I Compostaje (aerobio)	74 : 22 : 4

3.3.2.2 Sistemas de digestión y codigestión de deyecciones animales y sustratos herbáceos

Estos ensayos fueron realizados utilizando los sustratos individuales y posteriormente mezclas entre los mismos para desagregar el efecto de la utilización de un cosustrato. En los ensayos *Sólo colza* y *Sólo girasol* se realizaron digestiones utilizando como sustratos residuos de cultivos herbáceos: silículas de colza y restos de girasol triturados respectivamente. Los ensayos *Estierc+colza* y *Estierc+girl* consistieron en codigestiones en las que se utilizaron mezclas de los sustratos correspondientes.

En la serie de ensayos *Sólo gallinaza*, *Gallnz+colz1:3*, *Gallnz+colz1:1* y *Gallnz+colz4:1*, se sometieron a digestión gallinaza y mezclas de gallinaza con distintas proporciones de paja de colza, siendo la relación aproximada de los SV de los cosustratos gallinaza:colza de 1:3, 1:1, 4:1 respectivamente. Tras la digestión, estos sistemas fueron sometidos a una fase aerobia de 40 días.

Tabla 3.3. Descripción de los ensayos de digestión y codigestión de estiércol y gallinaza.

Denominación del ensayo	Tiempo anaerobio / aerobio (días)	Descripción	Relación % deyecciones : madera : paja (base húmeda)
<i>Sólo colza</i>	60 / 0	Sustrato: silicuas de colza Digestión optimizada	0 : 0 : 100
<i>Sólo girasol</i>	60 / 0	Sustrato: residuo de girasol Digestión optimizada	0 : 0 : 100
<i>Estierc+colza</i>	60 / 0	Sustrato: estiércol IV + colza Digestión optimizada	90 : 0 : 10
<i>Estierc+girl</i>	60 / 0	Sustrato: estiércol IV + girasol Digestión optimizada	79 : 0 : 21
<i>Gallnz+colz1:3</i>	60 / 40	Sustrato: gallinaza-colza 22:78 (base SV)	39 : 0 : 61
<i>Gallnz+colz1:1</i>	60 / 40	Sustrato: gallinaza-colza 50:50 (base SV)	66 : 0 : 34
<i>Gallnz+colz4:1</i>	60 / 40	Sustrato: gallinaza-colza 77:23 (base SV)	85 : 0 : 15
<i>Sólo gallinaza</i>	60 / 40	Sustrato: gallinaza-colza 100:0 (base SV)	100 : 0 : 0

3.3.3 Mediciones y análisis

Se midió la producción de biogás con una frecuencia media de una vez cada dos días y su composición en CH₄, con el analizador modular Mono-Gas® PRONOVA, dos veces por semana. También se midió puntualmente el contenido en sulfuro de hidrógeno (H₂S) del biogás. La cantidad de líquido libre, denominado fase líquida del sustrato, se midió una vez a la semana. Se midió la temperatura en el centro de los sustratos durante las fases aerobias cada dos días.

A la fase líquida de cada ensayo se le realizaron análisis de pH, alcalinidad, DQO, AGVs, ST y SV dos veces por semana, y de nitrógeno amoniacal una vez por semana. Se tomaron muestras de la fase sólida de cada ensayo al principio y al final de cada fase del tratamiento, así como en uno o dos días intermedios de las fases anaerobias. Dichas muestras fueron sometidas a los siguientes análisis: ST y SV, carbono orgánico, nitrógeno Kjeldahl, fósforo Olsen, cationes (Ca²⁺, Mg²⁺, K⁺ y Na⁺) y capacidad de intercambio catiónico (CIC).

3.3.4 Eficacia biológica de los ensayos

Parámetros considerados

Como Mata-Álvarez (2002) explica, los indicadores más útiles para la evaluación de del rendimiento biológico son la carga orgánica ($\text{kgVS}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$) y la formación específica de metano. Se usan típicamente en procesos continuos, pero son aplicables también en este caso. Los parámetros de producción energética se calculan a partir de las mediciones del biogás, y son:

- Producción de biogás por unidad de sólido volátil (SV) alimentado
- Producción de CH_4 por unidad de SV alimentado
- Producción de CH_4 por unidad de volumen de reactor utilizado
- Producción media de CH_4 por unidad de volumen de reactor utilizado y día
- Riqueza media del biogás en CH_4 y riqueza del biogás en CH_4 durante la etapa estable de la producción

Se asume aquí que la materia orgánica degradable es igual a la cantidad de sólidos volátiles (SV) que contiene el estiércol. Aunque los materiales utilizados como estructurantes, en particular los restos de poda, tienen un alto contenido en SV, estos no son fácilmente biodegradables y en ese sentido se consideran como materiales inertes para los cálculos (Møller *et al.*, 2004). Los valores de riqueza media del biogás en CH_4 resultan de dividir la producción acumulada de CH_4 entre la producción acumulada de biogás. Se define arbitrariamente la *etapa estable de la digestión* como aquella en la que la tasa de producción de metano es superior a la tasa media de producción de metano de la digestión. Este indicador se utiliza para excluir del cálculo de la composición del biogás el producido durante los primeros días de la digestión.

Determinación paramétrica de la producción de CH_4

Para la determinación paramétrica de la producción acumulada de biogás, se utiliza la ecuación modificada de Gompertz, que ha sido desarrollada para describir la curva de producción en procesos discontinuos (Lay *et al.*, 1996):

$$M = M_0 \cdot \exp\left\{-\exp\left[\frac{K \cdot e}{M_0}(\lambda - t) + 1\right]\right\}$$

Donde:

- M es la producción acumulada de CH₄ en NI·kgSV⁻¹
M₀ es la producción potencial acumulada de CH₄ en NI·kgSV⁻¹
K es la tasa máxima de producción instantánea de CH₄ en NI·d⁻¹·kgSV⁻¹
λ es el tiempo de desfase en días

El ajuste del modelo a las producciones de metano acumuladas observadas frente al tiempo se realiza mediante el procedimiento de regresión no lineal con el método iterativo de Marquardt-Levenberg. Para ello se utiliza el software ORIGIN 6.1. Este modelo, combinado con la carga orgánica (CO), que disminuye en relación inversa al tiempo (kgSV·m⁻³·d⁻¹), permite calcular el tiempo óptimo de digestión en términos de utilización del espacio del reactor para la producción de CH₄. Hay que señalar que tanto la CO como el tiempo de retención hidráulica (TRH) son parámetros usados normalmente en DA continua, pero también son útiles en este tipo de procesos. En este caso se prefiere utilizar el término tiempo de digestión antes que TRH.

Balances de materia

Para evaluar la eficiencia biológica del proceso desde el punto de vista de la degradación del residuo es habitual estudiar la destrucción de SV. En el caso de un sistema continuo o semicontinuo, identificable con un régimen estacionario en el que los flujos de influente y efluente se igualan, basta con relacionar las concentraciones en SV de ambos. En procesos discontinuos este procedimiento no es aplicable, dado que la cantidad de sólidos en el sistema es decreciente a lo largo del tiempo y por tanto la base de referencia para la concentración de SV es, también, decreciente a lo largo del tiempo. Es por ello que, para evitar la infravaloración de la eficacia del proceso, es necesario conocer la evolución de los SV en términos absolutos para determinar su fracción destruida.

Se ha realizado un balance de materia para cada ensayo y para distintos momentos del proceso, estudiando la evolución de la materia total y diferenciando los

componentes agua y sólidos totales (ST), y dentro de estos, sólidos volátiles (SV) y cenizas (CE). El balance se realiza para el reactor biológico y para las dos fases que componen el sustrato: fase sólida (FS) y fase líquida (FL). La masa de la fase líquida se determina midiendo el volumen de líquido libre que drena por el fondo del reactor a presión atmosférica y asumiendo que su peso específico es 1. Al no disponer de los medios suficientemente precisos para las medidas de masas totales de los sistemas, se utiliza el principio comentado por Haug (1993) de la *conservación de la ceniza*: se asume que la ceniza o fracción inerte se comporta como una sustancia conservativa a lo largo del proceso. Los días de recogida de muestra sólida son el inicial (día 0) y los de finalización de las fases (anaerobia y/aerobia), incluyendo al menos un día intermedio del proceso. En la tabla A.1.1 del anexo 1 se muestra cómo se determinan todos los parámetros del balance para el día del arranque del proceso y para un día genérico j precedido por un día i .

3.4 Resultados y discusión

3.4.1 Sistemas de digestión de estiércol

Efecto del régimen de recirculación de lixiviado

En la figura 3.3 se presenta la evolución de las producciones de CH_4 para los sistemas *Recircula cont*, *Recircula 1d* y *Recircula 3d*, los cuales tienen en sus regímenes de recirculación de lixiviado su única diferencia sustancial. El contenido de H_2S en el gas, medido en los momentos centrales de la digestión, fue bajo presentando una concentración de 80, 61 y 92 ppm (vol.) para los sistemas *Recircula cont*, *Recircula 1d* y *Recircula 3d* respectivamente.

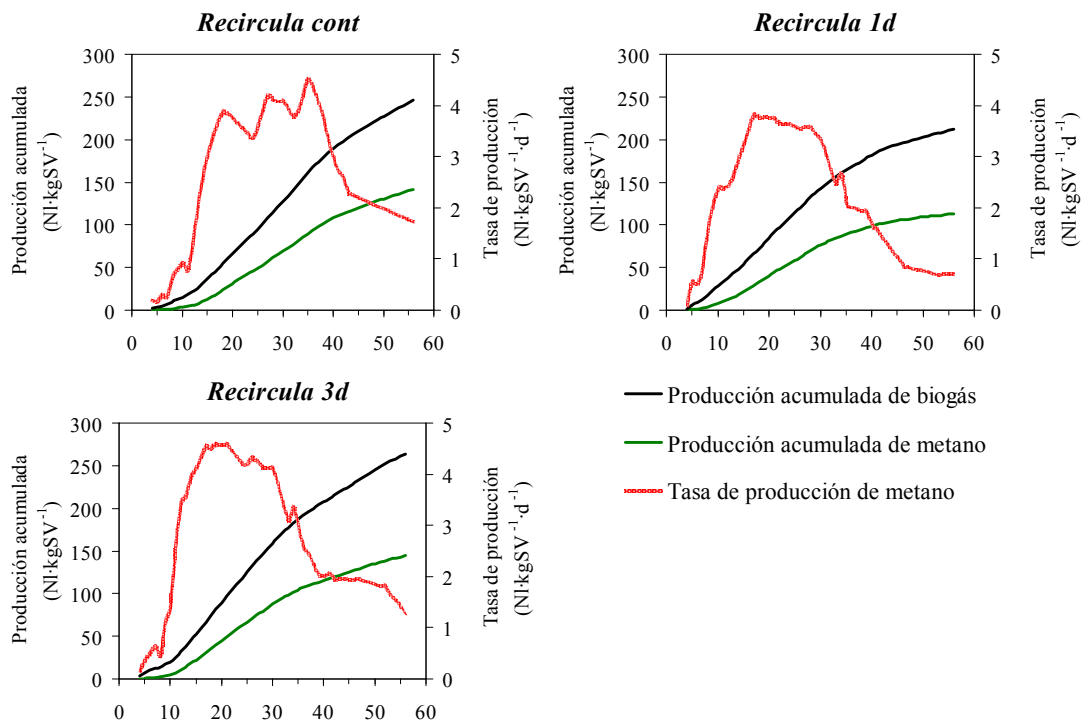


Figura 3.3. Evolución de la producción de biogás y CH₄ para los sistemas destinados a la evaluación del efecto de la recirculación.

En la tabla 3.4 se presentan los parámetros de eficacia biológica calculados. Las máximas producciones de CH₄ se consiguieron con el régimen de recirculación continua que proporcionó una producción de metano de 141,5 NI·kgSV⁻¹ y con la recirculación cada 3 días (144,3 NI·kgSV⁻¹), mientras que la producción más baja (113,4 NI·kgSV⁻¹) fue la obtenida con una recirculación diaria. El indicador de producción específica de CH₄ presenta una relación similar entre los ensayos: es parecido para *Recircula cont* y *Recircula 3d* y sensiblemente menor para *Recircula 1d*. La carga orgánica es, por el contrario, la más alta para el ensayo *Recircula 1d*, seguida de *Recircula cont* y *Recircula 3d*. La inversión en la relación de cargas orgánicas entre los ensayos se explica por las distintas densidades aparentes que alcanzaron los sustratos en el reactor, dado que las riquezas en SV son las mismas en los tres casos.

Tabla 3.4. Indicadores de eficacia biológica de la digestión anaerobia de estiércol en los sistemas destinados a la evaluación del efecto de recirculación.

Denominación del ensayo	Producción acumulada de biogás (NI·kgSV ⁻¹)	Producción acumulada de CH ₄ (NI·kgSV ⁻¹)	Carga orgánica (kgVS·m ⁻³ ·d ⁻¹)	Producción específica de CH ₄ (NI·m ⁻³ ·d ⁻¹)	Tasa media de producción de CH ₄ (NI·kgSV ⁻¹ ·d ⁻¹)	Riqueza media en CH ₄ (% vol.)	Riqueza en CH ₄ en la etapa estable (% vol.)
<i>Recircula cont</i>	246,0	141,5	1,20	170,3	2,53	57,5	61,5
<i>Recircula 1d</i>	212,1	113,4	1,25	142,3	2,02	53,4	58,9
<i>Recircula 3d</i>	263,3	144,3	1,11	160,1	2,58	56,8	59,5

Los posibles efectos de la recirculación de líquido son la humidificación de las zonas del sustrato no sumergidas y la difusión de microorganismos y nutrientes, pero parece predominar otro efecto: la perturbación debida al trasiego de líquido. Para recircular el líquido manualmente (ensayos *Recircula 1d* y *Recircula 3d*) hay que extraerlo por gravedad por el fondo del reactor y luego introducirlo también por gravedad por la cabeza del reactor a través de un difusor. Ambas acciones provocan inevitablemente la introducción de una pequeña cantidad de aire y por tanto la perturbación del sistema de biometanización. Eso explica que la recirculación manual diaria sea la que más desfavorece la producción de metano. La recirculación continua, al utilizar una bomba con caudal y presión muy bajos, minimiza el riesgo de entrada de aire en el sistema. Puede decirse, por tanto, que para el rango estudiado de frecuencia de recirculación, ésta no tiene una influencia directa evidente en la producción acumulada de CH₄, aunque sí una influencia indirecta debida a la entrada de aire durante las operaciones de trasiego. En adelante, se realizará la recirculación de los ensayos con una frecuencia de una vez cada 3 días.

En la tabla 3.5. se presentan los resultados de los análisis iniciales y finales realizados a la fase líquida. Se presentan los valores iniciales y finales de los parámetros. La evolución detallada de los parámetros se presenta en el anexo 1. Durante los ensayos se reguló la cantidad de líquido libre en los sistemas para mantenerla constante mediante la adición de agua, que supuso un 20-25% del líquido libre inicial. Esto pudo tener un efecto de dilución en los parámetros analizados. Se observa que los contenidos en sólidos de los lixiviados presentaron pocas modificaciones a lo largo del ensayo. La proporción de SV sólo presentó una

modificación importante para el reactor *Recircula 3d*. La DQO tuvo en general una evolución decreciente durante las fases de digestión anaerobia de los ensayos siendo los ensayos de recirculación manual los que presentaron una DQO menor al final del experimento. La reducción de DQO fue significativamente más alta para el sistema *Recircula 1d* con un valor del 52% mientras que los sistemas de recirculación continua y manual cada 3 días presentaron valores de reducción del 30% y 37% respectivamente. Con relación al contenido en N-NH₃ total, se observa que las concentraciones entran dentro del rango de las consideradas inhibitorias para los valores de pH medios de 7,7 y 7,8 obtenidos en los reactores con recirculación continua y manual. Si aceptamos los valores proporcionados por Calli *et al.* (2004), la inhibición por amoníaco se produce, para valores de pH superiores a 7,4, en el rango de 1,5 - 3,0 g·l⁻¹ de N-NH₃ total, siendo las concentraciones por encima de ese rango tóxicas independientemente del pH. No se observa una acumulación N-NH₃ de en las fases líquidas con el transcurso de las digestiones. Ocurre lo contrario a lo esperable en un proceso en el que el N orgánico se degrada transformándose en N amoniacal. Esto puede deberse al efecto de dilución citado anteriormente. Los valores medios de N-NH₃ libre para los sistemas fueron de 0,18, 0,19 y 0,21 g·l⁻¹ para *Recircula cont*, *Recircula 1d* y *Recircula 3d* respectivamente. Con respecto a la alcalinidad se presenta una reducción a lo largo de la digestión para los tres ensayos realizados.

Tabla 3.5. Parámetros químicos de la digestión anaerobia de estiércol en los sistemas destinados a la evaluación del efecto de recirculación.

Sistema	<i>Recircula cont</i>		<i>Recircula 1d</i>		<i>Recircula 3d</i>	
	Inicial	Final	Inicial	Final	Inicial	Final
ST (%)	3,7	3,0	3,6	2,5	3,1	2,7
SV (% b.s)	47,4	47,5	44,0	40,2	41,7	33,0
DQO (g·l ⁻¹)	40,7	28,3	38,9	18,8	37,6	23,6
N-NH ₃ total (g·l ⁻¹)	3,49	3,11	3,58	2,55	3,34	2,78
Alcalinidad (g CaCO ₃ ·l ⁻¹)	19,1	15,1	18,4	13,3	18,3	13,7

La evolución de los AGV se presenta en la figura 3.4. En todos los casos el ácido acético fue el AGV predominante, seguido del propiónico. En general, la concentración de AGV va en aumento durante el ensayo, alcanzando un valor máximo para luego descender hasta valores casi nulos. Los perfiles de las gráficas de

AGV se asemejan a los de la tasa de producción de CH_4 (figura 3.3) en los sistemas con recirculación manual. Es de destacar la mayor concentración de AGVs detectados para el sistema de recirculación continua, lo que explicaría la producción continuada de biogás durante un tiempo mayor. Aunque en este sistema se presentó una mayor concentración de AGV en el lixiviado (unos $17 \text{ g}\cdot\text{l}^{-1}$) los valores no llegaron a ocasionar inhibición en el sistema. Según Ahring *et al.* (1995), la concentración de ácido acético a partir de la cual se empiezan a presentar efectos inhibitorios para la metanogénesis es de $3500 \text{ mg}\cdot\text{l}^{-1}$.

Una característica importante de los perfiles de AGV obtenidos es la inicial disminución en la concentración de los mismos seguido de un aumento posterior, lo que sugiere que el sustrato sometido a digestión es un material complejo en el que se presenta una degradación inicial de los constituyentes orgánicos fácilmente degradables por parte de los microorganismos, y una vez agotados estos se inicia la degradación de componentes estructuralmente más complejos, presentando así un nuevo aumento en la concentración de AGV.

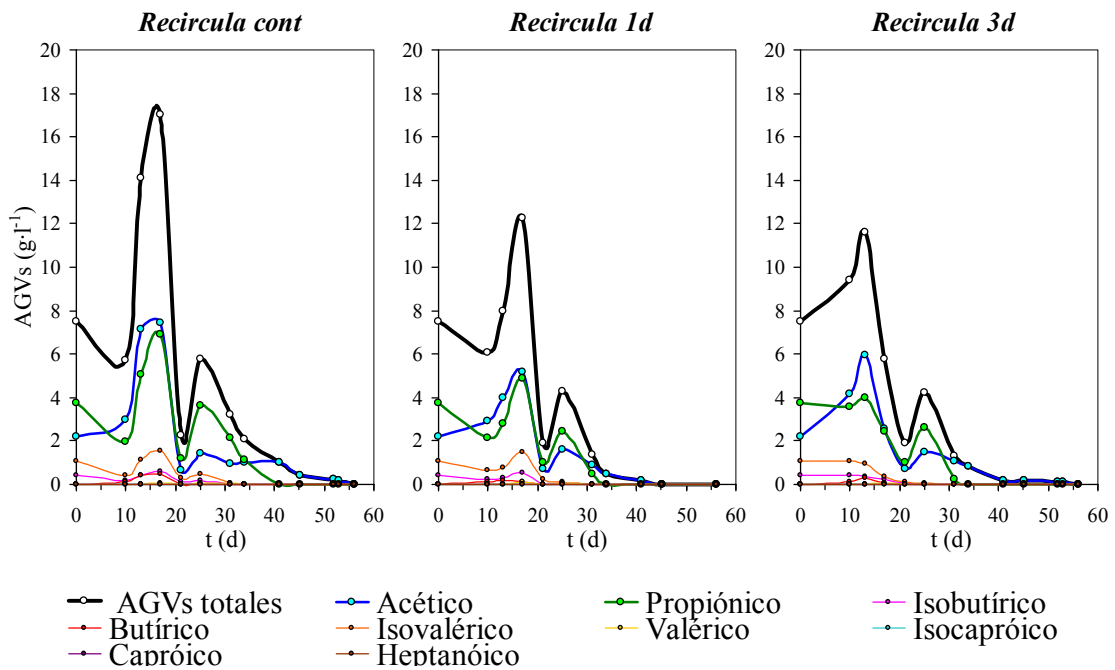


Figura 3.4. Evolución de los AGV en los sistemas destinados a la evaluación del efecto de recirculación.

A pesar de que las concentraciones de N-NH₃ total para los tres sistemas estudiados se consideran cercanas o superiores a las inhibitorias, se observa como el proceso concluye satisfactoriamente con la reducción total del AGV, indicando que se ha generado una adaptación del sistema y que por tanto los sistemas no resultaron inhibidos. El amoníaco total (NH₄⁺+NH₃) es un nutriente necesario para las bacterias que intervienen en el proceso de digestión, pero cuando su concentración excede de un cierto límite puede inhibir la metanogénesis (Zeeman *et al.*, 1985; Angelidaki y Ahring, 1994). La concentración de amoníaco libre (NH₃) se ha propuesto como un componente activo causante de la inhibición por amonio (Angelidaki y Ahring, 1993, 1994; Hansen *et al.*, 1998). El nivel de la concentración total de amonio que diferentes autores recogen como inhibitorio varía en la literatura, dependiendo de diferentes condiciones, como el inóculo, el sustrato, el periodo de operación, el pH y la temperatura (Angelidaki y Ahring, 1992). McCarty y McKinney (1961) estudiaron que concentraciones de N-NH₃ por encima de 3,0 g·l⁻¹ eran tóxicas para cualquier valor de pH. Sin embargo, se ha demostrado que poblaciones adaptadas permiten tolerancias de N-NH₃ de 4,0 g·l⁻¹ (Angelidaki y Ahring, 1993) y Siegrist *et al.* (2005) señalan que concentraciones de N-NH₃ de hasta 5,0-8,0 g·l⁻¹ pueden ser toleradas por los microorganismos si el pH es suficientemente alto.

Sawayama *et al.* (2004) encontraron que la producción de CH₄ decrece a concentraciones de amonio de 6,0 g·l⁻¹ en un digestor anaerobio mesofílico de lecho fluidizado, y confirmaron el hecho de que los metanógenos son relativamente más sensibles al amonio que las bacterias. Por otra parte, Hansen *et al.* (1998) y Angelidaki y Ahring (1993) recogen que la metanogénesis se inhibe a concentraciones iniciales de N-NH₃ libre del rango de 0,1 a 1,1 g·l⁻¹. En el presente estudio se considera probable que el alto valor de pH a los cuales se llevó a cabo la digestión posibilitara el éxito del proceso.

Efecto de la proporción de material estructurante y la variación de la proporción de la fase líquida

Los ensayos *Estructurante*, *Sumergido* y *Sustrato seco* se diferencian en las proporciones de estructurante, estiércol y fase líquida. Estos ensayos utilizan

Estiércol II como sustrato y por tanto sus resultados no son directamente comparables con los realizados previamente.

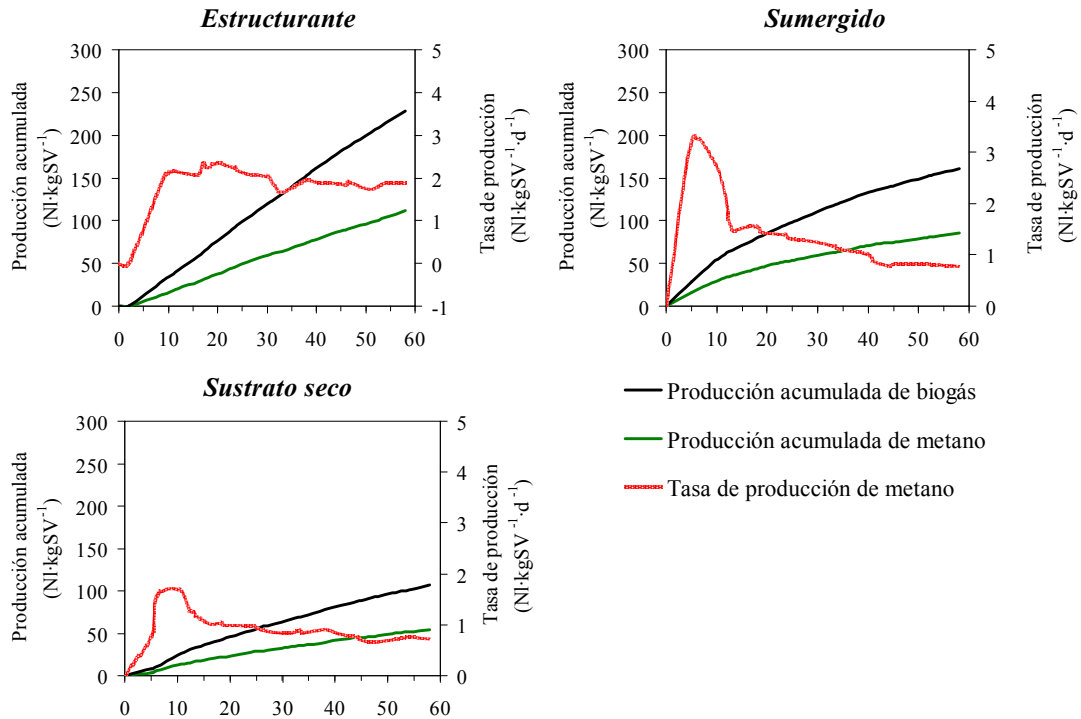


Figura 3.5. Evolución de la producción de biogás y CH₄ en los sistemas destinados a la evaluación del efecto de las variaciones del estructurante y la proporción de fase líquida.

En la figura 3.5 se presenta la evolución de biogás para estos sistemas. Con respecto a los sistemas de digestión anteriores, estos reactores presentaron niveles de H₂S más bajos en el gas (3, 8, y 5 ppm vol. para *Estructurante*, *Sumergido* y *Sustrato seco* respectivamente).

En la tabla 3.7 se presentan los resultados de los parámetros de eficacia biológica. Un alto contenido en estructurante mejora la producción de CH₄ por unidad de SV (111,5 NI·kgSV⁻¹ frente a 85,2 NI·kgSV⁻¹ y 54,5 NI·kgSV⁻¹ de los ensayos *Sumergido* y *Sustrato seco* respectivamente). A pesar de este buen resultado de producción (un 31% más que el de *Sumergido*) el efecto de diluir la materia biodegradable que produce la adición de estructurante produce el desaprovechamiento del espacio del reactor. Es por eso que la producción de CH₄ en relación al volumen del reactor y al tiempo es un 37,5% más baja para el ensayo *Estructurante* que para el ensayo *Sumergido*. Así mismo, la una carga orgánica es un 52,3% más baja.

Tabla 3.6. Indicadores de eficacia biológica de la digestión anaerobia de estiércol en los sistemas destinados a la evaluación del efecto de las variaciones del estructurante y la proporción de fase líquida.

Denominación del ensayo	Producción acumulada de biogás (NI·kgSV ⁻¹)	Producción acumulada de CH ₄ (NI·kgSV ⁻¹)	Carga orgánica (kgVS·m ⁻³ ·d ⁻¹)	Producción específica de CH ₄ (NI·m ⁻³ ·d ⁻¹)	Tasa media de producción de CH ₄ (NI·kgSV ⁻¹ ·d ⁻¹)	Riqueza media en CH ₄ (% vol.)	Riqueza en CH ₄ en la etapa estable (% vol.)
<i>Estructurante</i>	228,5	111,5	0,51	57,1	1,92	48,8	48,8
<i>Sumergido</i>	160,9	85,2	1,07	91,4	1,47	53,0	54,8
<i>Sustrato seco</i>	107,0	54,5	1,09	59,7	0,94	51,0	51,2

El proceso llevado con bajos volúmenes de fase líquida (ensayo *Sustrato seco*), concebido así para minimizar las operaciones de trasiego de líquidos y sus costes asociados, da los peores resultados de producción de CH₄ tanto en base a los SV como al volumen de reactor (65% y 66% respecto al ensayo *Sumergido*, respectivamente). Esto indica que la humedad ha sido en este caso limitante para el desarrollo de la metanogénesis.

Entre las razones por las que el ensayo con sustrato sumergido ha dado las mejores producciones de CH₄, podemos apuntar que la fase líquida ha permitido un buen intercambio y difusión de sustancias, y que ha servido como barrera para evitar el eventual contacto con el oxígeno atmosférico.

En la tabla 3.7 se resumen los resultados de los parámetros químicos evaluados para la fase líquida. Se observan, en general, valores menores para todos los parámetros evaluados cuando son comparados con los experimentos anteriores. Esta disminución se puede explicar por la menor biodegradabilidad del estiércol utilizado respecto al estiércol I, utilizado para la evaluación del efecto de la recirculación. La mayor reducción de la DQO se obtuvo para el ensayo *Sustrato seco* con un 50%, mientras que los ensayos *Estructurante* y *Sumergido* presentaron una reducción del 21% y 16% respectivamente. Es de destacar como en este conjunto de ensayos no se alcanza un régimen inhibitorio en referencia al contenido en amoníaco total para los valores de pH medios mantenidos en los tres sistemas a lo largo del ensayo (7,6 – 7,7). Los valores medios de N-NH₃ libre fueron de 0,09 g·l⁻¹, 0,13 g·l⁻¹ y 0,06 g·l⁻¹ para *Estructurante*, *Sumergido* *Sustrato seco* respectivamente.

Tabla 3.7. Parámetros químicos de la digestión anaerobia de estiércol en los sistemas destinados a la evaluación del efecto de las variaciones del estructurante y la proporción de fase líquida.

Sistema	<i>Estructurante</i>		<i>Sumergido</i>		<i>Sustrato seco</i>	
	Inicial	Final	Inicial	Final	Inicial	Final
ST (%)	2,7	2,3	2,3	2,3	2,0	2,0
SV (% b.s)	34,5	31,9	35,6	35,7	32,3	30,1
DQO (g.l ⁻¹)	21,8	17,2	20,3	17,1	21,3	10,8
N-NH ₃ total (g.l ⁻¹)	1,79	1,00	1,76	1,81	1,17	0,94
Alcalinidad (g.l ⁻¹ CaCO ₃)	10,9	8,2	10,6	11,2	7,6	8,5

Tras la digestión de 58 días, el sustrato fue sometido a una fase aerobia de 43 d. La temperatura es un parámetro que puede reflejar indirectamente la actividad microbiana y, por tanto, emplearse para evaluar la estabilidad del biosólido (Chica *et al.*, 2003). La variación de temperatura está relacionada con la respiración microbiana: se han realizado ensayos de auto-calentamiento que relacionan la generación de energía con el consumo de oxígeno de manera que, mediante el registro de la variación de temperatura, puede establecerse indirectamente la actividad respirométrica del sustrato (Koenig y Bari, 2000). La mayor diferencia de temperatura media respecto a la del ambiente se obtuvo para el ensayo con mayor cantidad de estructurante (+ 3,3°C). La menor diferencia de temperatura fue obtenida para el sistema *Sumergido* con un valor de + 1,6°C, mientras que su contraparte con un menor volumen libre de líquido presentó un valor de 2,2°C. Los valores obtenidos pueden ser comparados con el obtenido para el ensayo de compostaje, que utilizó como sustrato Estiércol I. En este ensayo la diferencia media de temperatura fue de 7,7°C. De este modo se comprueba la estabilidad alcanzado por el producto en los distintos experimentos realizados.

Efecto de la post-digestión

En el ensayo *2a digestión* se obtuvieron 26,9 Nl·kgSV⁻¹ de CH₄, lo que supone un 19% adicional respecto a la producción obtenida en la primera digestión (*Recircula 3d*). En la figura 3.6 se presenta la evolución de biogás obtenida para este sistema. El contenido en H₂S del gas obtenido en este ensayo es muy bajo (3 ppm vol.) al igual que en los ensayos que utilizaron el estiércol II como sustrato. Tanto en *2a digestión* como en los ensayos que utilizaron el estiércol II, se observa que la evolución de la

producción acumulada de metano (y biogás) presentan una tendencia más parecida a la lineal que a la sigmoide. La mayor complejidad de los compuestos remanentes en el sustrato indica que se trata una degradación limitada por la hidrólisis inicial de dichos materiales.

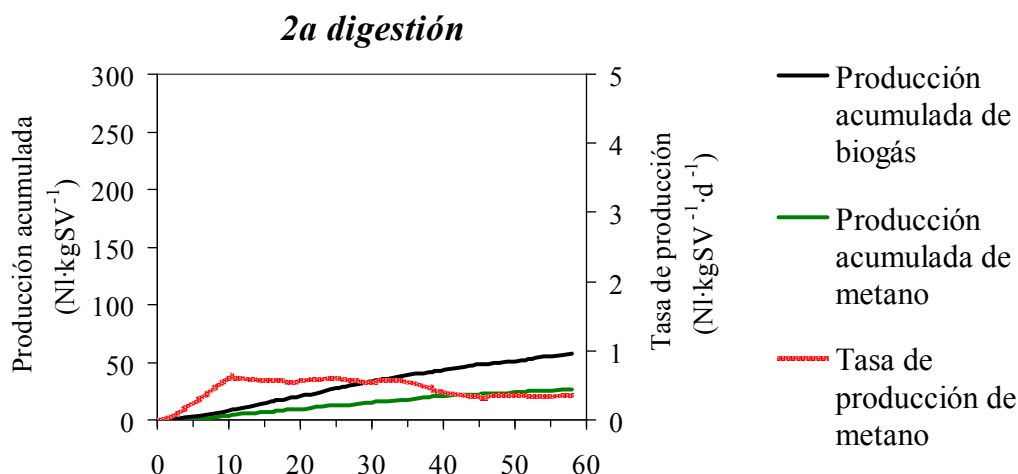


Figura 3.6. Evolución de la producción de biogás y CH₄ para el sistema de post-digestión de estiércol.

Los parámetros de la fase líquida los valores obtenidos son similares a aquellos realizados utilizando estiércol II como sustrato. El contenido en ST se mantuvo constante en 2,5%, al igual que la proporción de SV (35,9 - 32,1%, valores iniciales y finales). La variación presentada por la concentración de N-NH₃ total fue de 2,05 a 1,94 g·l⁻¹ (inicial-final). Sin embargo en este caso se produce un aumento de la DQO de la fase líquida de 22,5 a 27,9 g·l⁻¹. La alcalinidad se mantuvo constante en 10,8 – 10,9 g·l⁻¹.

Durante la fase aerobia a la que se sometió el sistema *2a digestión* tras la fase anaerobia, se presenta una reducción de la temperatura media con respecto a la del ambiente de -1,3°C, lo cual es indicio de un bajo nivel de actividad microbiana causado parcialmente por el grado de estabilidad que ya tenía el sustrato.

3.4.2 Sistemas de digestión y codigestión de deyecciones animales y sustratos herbáceos

La digestión individual de los sustratos de colza y girasol permite evaluar los efectos de éstos en los sistemas de codigestión. En la figura 3.7 se presenta la evolución de la

producción de biogás y CH_4 en los sistemas de digestión (ensayos *Sólo colza* y *Sólo girasol*) y de codigestión (ensayos *Estierc+colza* y *Estierc+girl*).

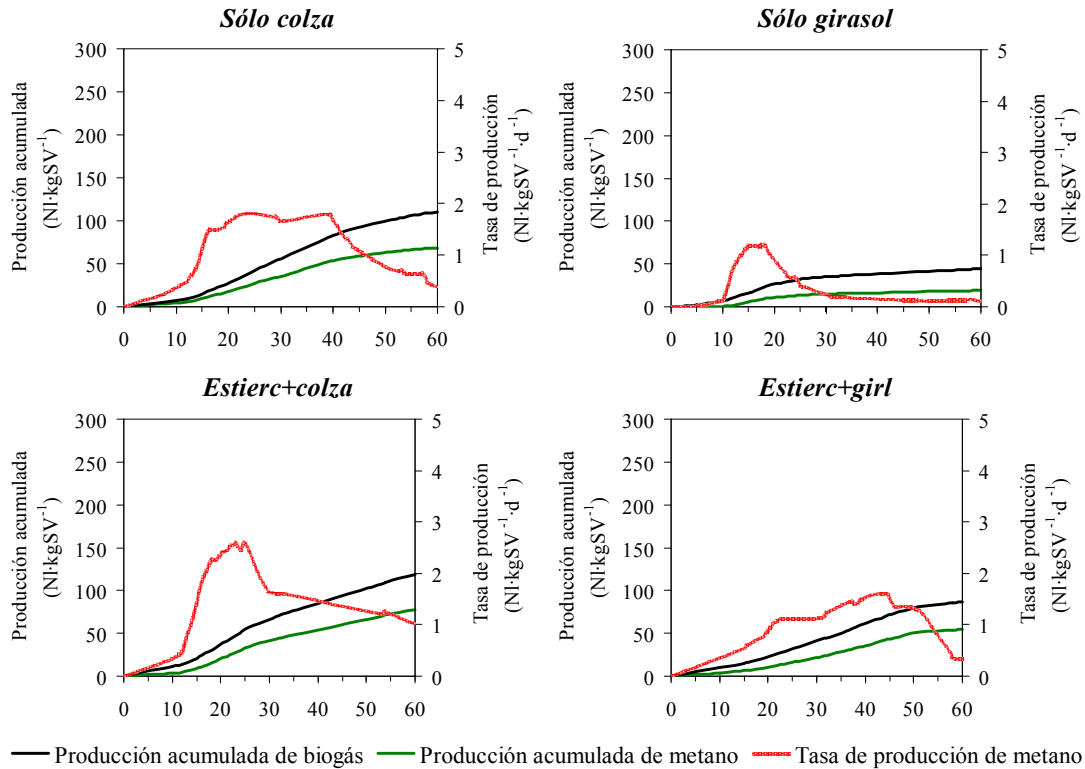


Figura 3.7. Evolución de la producción de biogás y CH_4 para los sistemas digestión de colza y girasol y su codigestión con estiércol.

Se observa una mayor degradabilidad del sustrato colza que del girasol, con una tasa de producción de gas continuada durante la mayor parte del ensayo. En el caso de la codigestión de los sustratos herbáceos con el estiércol, se observa un primer aumento en la tasa de producción de metano que está asociado a la degradación de componentes menos complejos.

En la digestión individual de estiércol se había observado previamente cómo el proceso parecía transcurrir en una primera etapa, destinada a la degradación preferencial de estos componentes, para proseguir con la digestión del material remanente de complejidad mayor. En el caso del sistema de codigestión de estiércol y girasol en el que los dos sustratos presentan tres modificaciones claras en la tasa de producción de gas, siendo las dos primeras atribuibles a la descomposición de los materiales poco complejos del estiércol y el girasol y la última a la hidrólisis de los material complejos del estiércol. La tendencia de producción tanto de biogás como

de metano para este sistema es lineal, lo cual es indicativo de que el proceso está limitado por las reacciones de hidrólisis.

Con respecto al contenido en H₂S del gas, se obtuvieron valores mayores a 1000 ppm vol. (fuera del rango de medida del detector de 1000 ppm) tanto para los ensayos de digestión individual de sustrato herbáceo como para los de codigestiones con estiércol.

En la serie de ensayos *Gallnz+colz1:3*, *Gallnz+colz1:1*, *Gallnz+colz4:1* y *Sólo gallinaza*, se codigiere gallinaza y paja de colza en mezclas con proporciones crecientes de gallinaza: 39%, 66%, 85% y 100%. Las relaciones de SV aportados por la gallinaza y por la colza son, aproximadamente, las indicadas por las cifras de las denominaciones de los ensayos. En la figura 3.8 se presentan las gráficas de evolución de biogás y CH₄ para el conjunto de reactores utilizando gallinaza como sustrato. En las gráficas se observa una producción de CH₄ muy baja para la gallinaza, que mejora ostensiblemente con la adición de colza como cosustrato. Sin embargo, es de destacar que la adición de dicho cosustrato no elimina la primera fase de latencia del sistema, la cual está presente en los tres ensayos de codigestión. Una vez que el sistema se ha adaptado a las condiciones de trabajo, se observa un rápido aumento en la tasa de producción de CH₄, siendo mayor para el reactor con una proporción de colza mayor. Una vez que los sustratos fácilmente degradables han sido consumidos, hay un rápido descenso en la tasa de producción de CH₄ de los sistemas. En el caso de la codigestión *Gallnz+colz4:1*, este descenso no es tan acusado y se observa en una etapa tardía, indicando una mayor dificultad del proceso para lograr la degradación de la materia orgánica.

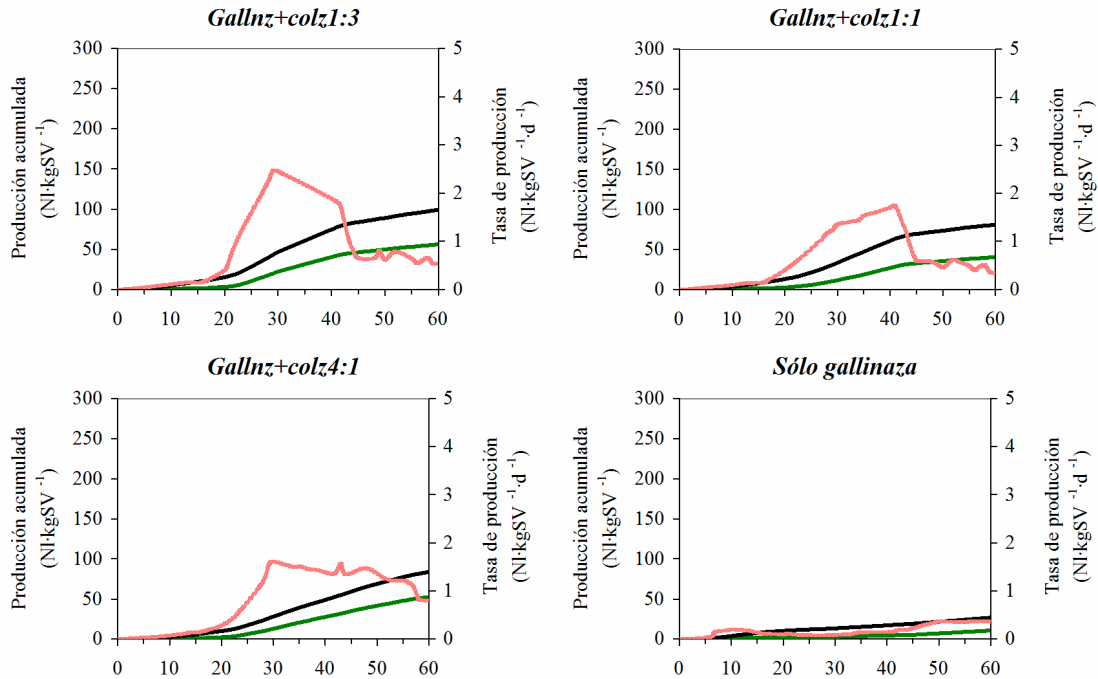


Figura 3.8. Evolución de la producción de biogás y CH₄ para los sistemas de digestión de gallinaza y su codigestión con colza.

Con respecto al contenido de H₂S en el biogás, los sistemas presentaron una concentración de 889, 849, 891 ppm (vol.) para los ensayos de *Gallnz+colz1:3*, *Gallnz+colz1:1* y *Gallnz+colz4:1* respectivamente. El menor valor obtenido para el ensayo de digestión de gallinaza (679 ppm vol.) se puede explicar debido a la baja degradación sufrida por la materia orgánica en este ensayo.

En la tabla 3.8 se presentan los valores obtenidos para los indicadores de eficacia biológica de los sistemas de codigestión. Son los sistemas que utilizan colza como sustrato o cosustrato los que presentan una mayor producción acumulada de metano por unidad de SV introducido en el sistema. Se observa en los cuatro casos de codigestión o digestión de gallinaza una producción de CH₄ más baja que las de los ensayos de codigestión de estiércol con otros sustratos: el mejor de los cuatro resultados de la serie, 56,0 NI·kgSV⁻¹ para el ensayo *Gallnz+colz1:3*, es sólo un 42% de la media de los ensayos con estiércol en los que se modifica el régimen de recirculación (ver tabla 3.4).

Tabla 3.8. Indicadores de eficacia biológica de la digestión y codigestión de deyecciones animales y sustratos herbáceos.

Denominación del ensayo	Producción acumulada de biogás (NI·kgSV ⁻¹)	Producción acumulada de CH ₄ (NI·kgSV ⁻¹)	Carga orgánica (kgVS·m ⁻³ ·d ⁻¹)	Producción específica de CH ₄ (NI·m ⁻³ ·d ⁻¹)	Tasa media de producción de CH ₄ (NI·kgSV ⁻¹ ·d ⁻¹)	Riqueza media en CH ₄ (% vol.)	Riqueza en CH ₄ en la etapa estable (% vol.)
<i>Sólo colza</i>	110,4	68,5	1,01	69,0	1,14	62,1	64,3
<i>Sólo girasol</i>	44,4	19,0	1,48	28,1	0,32	42,9	51,4
<i>Estierc+colza</i>	118,3	77,5	1,66	128,9	1,29	65,5	69,6
<i>Estierc+girl</i>	86,7	54,7	1,80	98,2	0,91	63,1	69,2
<i>Gallnz+colz1:3</i>	99,2	56,0	0,86	48,1	0,93	56,5	63,5
<i>Gallnz+colz1:1</i>	80,9	40,3	1,06	40,3	0,67	49,8	54,7
<i>Gallnz+colz4:1</i>	83,8	52,5	1,78	93,6	0,87	62,6	68,9
<i>Sólo gallinaza</i>	26,9	10,7	3,26	35,1	0,18	40,0	53,8

Para estudiar la contribución de los residuos de cultivos energéticos en la producción de CH₄ en la codigestión con estiércol y gallinaza, se midió la producción individual de los sustratos de colza y girasol (ensayos *Sólo colza* y *Sólo girasol*) para descontar esa producción en los ensayos *Estierc+colza* y *Estierc+girl*, bajo la hipótesis de trabajo de que la contribución es aditiva. Los resultados de la desagregación de las producciones se muestran en la tabla 3.9. Se observa que la aportación de la colza a la producción es significativamente más alta que la del girasol (68,5 y 19,0 NI·kgSV⁻¹ de CH₄ respectivamente). También puede apreciarse que la contribución de los residuos agrícolas en las codigestiones es menor que la del estiércol sólo. El CH₄ que el estiércol produce es, según los cálculos aritméticos y con base en los SV de estiércol, 83,3 NI·kgSV⁻¹ para el ensayo *Estierc+colza* y 108,3 NI·kgSV⁻¹ para el ensayo *Estierc+girl*. Los resultados de estas estimaciones indican que el uso de los residuos agrícolas elegidos modifica las producciones de CH₄ de las mezclas, y que sus efectos positivos, distintos a la simple adición, son la mejora de las mezclas en estructura, relación de nutrientes, etc.

Tabla 3.9. Desagregación de las producciones de CH₄ de las mezclas de estiércol y residuo agrícola.

Denominación del ensayo	Relación SV Estiércol : residuo agrícola	Producción de CH ₄ de la mezcla (NI·kgSV ⁻¹)	Producción de CH ₄ del estiércol (NI·kgSV ⁻¹)		Producción de CH ₄ del residuo agrícola (NI·kgSV ⁻¹)	
			Respecto a SV de la mezcla	Respecto a SV del estiércol	Respecto a SV de la mezcla	Respecto a SV del residuo agrícola
<i>Estierc+colza</i>	61:39	77,5	50,8	83,3	26,7	68,5
<i>Estierc+girl</i>	40:60	54,7	43,3	108,3	11,4	19,0

La figura 3.9 relaciona las producciones acumuladas y específicas de CH₄ de los ensayos en los que se digiere y codigiere gallinaza y colza en función de la proporción de gallinaza de la mezcla. El primer tramo de la gráfica aparece en línea discontinua porque el primer punto se corresponde con los resultados del ensayo *Sólo colza*, en el cual se utilizó una parte distinta de la planta (las silículas), y además fue recogida y conservada de forma distinta al resto (paja de colza).

Al comparar los resultados entre los ensayos de la serie puede apreciarse que en *Sólo gallinaza* la producción de CH₄ ha sido casi nula (10,7 NI·kgSV⁻¹), lo cual denota que la aportación de un cosustrato es fundamental para la consecución exitosa de la digestión. La mayor producción acumulada de CH₄ fue la del ensayo *Gallnz+colz1:3*, en el cual predominaba la colza. Sin embargo, la producción específica fue máxima para el ensayo *Gallnz+colz4:1*, en el que predominaba la gallinaza. La mayor carga orgánica de este último (1,78 kgVS·m⁻³·d⁻¹) explica la inversión de estas relaciones.

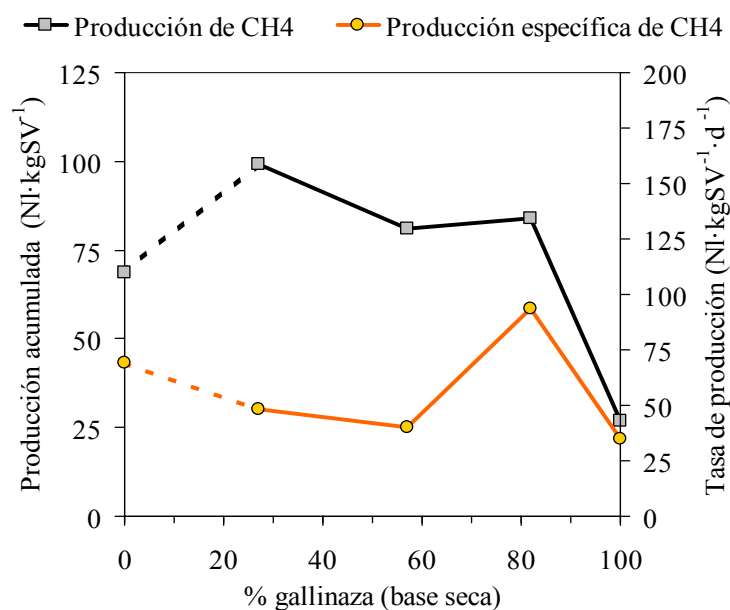


Figura 3.9. Producción de CH₄ en la serie de ensayos de digestión y codigestión de gallinaza y colza.

La tabla 3.10 presenta los parámetros medidos para la fase líquida de los reactores de codigestión. Con respecto al contenido en ST, se observa una concentración anormalmente alta en el reactor de digestión de gallinaza, presentándose un incremento al final del proceso. Del mismo modo, se presentó un incremento del contenido en SV de la fase líquida, siendo este ensayo el que presentó una mayor concentración de SV en dicha fase durante todo el proceso de digestión. El sistema de digestión de gallinaza fue el único entre todos los ensayos a escala semi-piloto en el que no se diferenciaron claramente las fases sólida y líquida, presentando ambas una consistencia pastosa. La llamada fase líquida se define, a efectos de manejo, como aquella que puede evacuarse por gravedad a través de los elementos de drenaje del reactor. En general, todos los experimentos en los que se utilizó gallinaza presentaron una mayor proporción de SV en el líquido de lixiviación en comparación con los resultados obtenidos para los sistemas de digestión de estiércol de la primera etapa del estudio.

Con respecto a la evolución de la DQO se observa una reducción significativa en el caso de digestión de los sustratos herbáceos y su codigestión con estiércol. Por el contrario, la codigestión de gallinaza presenta reducciones pequeñas de la DQO, siendo el sistema de digestión de gallinaza el único en el que se registra un

incremento de este parámetro. Este incremento tiene su causa en la transferencia de material orgánico entre las fases sólida y líquida. Los valores de N-NH₃ total son mucho mayores que los registrados en los ensayos de digestión individual del estiércol, siendo excesivamente altos para los sistemas con gallinaza (y tanto más cuanto mayor es la relación gallinaza:colza). El mayor contenido en N-NH₃ total se traduce en un aumento en la alcalinidad, por lo tanto son estos mismos sistemas los que presentan un contenido en alcalinidad más alto, coincidente con el aumento en N-NH₃ total con el transcurso de la digestión.

Tabla 3.10. Parámetros químicos de los ensayos de codigestión anaerobia de estiércol y gallinaza.

Sistema	ST (%)		SV (% b.s)		DQO (g.l ⁻¹)		N-NH ₃ total (g.l ⁻¹)		Alcalinidad (g.l ⁻¹ CaCO ₃)	
	Inicial	Final	Inicial	Final	Inicial	Final	Inicial	Final	Inicial	Final
<i>Sólo colza</i>	3,6	2,6	38,4	27,2	32,7	18,5	3,90	4,51	15,0	19,2
<i>Sólo girasol</i>	4,5	4,0	46,7	42,3	44,3	27,1	3,98	3,66	15,1	18,9
<i>Estierc+colza</i>	3,8	2,6	49,1	29,9	45,5	21,5	4,95	4,24	14,2	18,9
<i>Estierc+girl</i>	4,4	3,1	53,8	36,7	45,7	25,9	4,14	4,09	13,6	16,1
<i>Gallnz+colz1:3</i>	3,6	3,0	50,1	37,9	34,7	30,6	3,09	3,31	11,7	17,4
<i>Gallnz+colz1:1</i>	3,6	3,1	51,2	38,5	35,5	27,0	3,53	3,40	9,7	17,4
<i>Gallnz+colz4:1</i>	4,7	4,5	54,5	41,0	59,9	47,3	5,41	8,17	15,3	28,3
<i>Sólo gallinaza</i>	7,3	12,5	58,8	60,5	51,6	102,5	10,12	8,70	23,2	34,9

En la figura. 3.10 se presentan la evolución de los AGV para los reactores utilizando residuos agrícolas y sus mezclas con estiércol. Son de particular interés los bajos valores de AGV obtenidos en el ensayo de digestión de colza y la rapidez con la que son degradados hasta su total desaparición alrededor del día 45. Por el contrario durante la digestión de girasol se presenta un incremento inicial en el contenido de AGV con la imposibilidad de continuar su degradación a lo largo del proceso. Dado que los valores de N-NH₃ total son similares para los dos sistemas no se puede asumir una inhibición por este motivo. El valor promedio de pH para los dos sistemas fue de 7,9 y 7,6 para la digestión de colza y de girasol respectivamente, indicando que el alto contenido de AGV no ocasionó una modificación importante del pH. La inhibición en la degradación de AGV sufrida durante la digestión de girasol explica el bajo rendimiento en la producción de biogás en este sistema.

En la codigestión del estiércol con colza se observa un incremento posterior en la concentración de AGV que está relacionada con la degradación preferencial de la materia orgánica. Este efecto ya fue evidenciado en el caso de la digestión única de estiércol. Por el contrario durante la codigestión de estiércol y girasol se observa que el efecto inhibitorio desaparece, generándose de este modo una eliminación casi total de los AGV inicialmente generados. Este comportamiento explica la mayor producción de biogás en el sistema de codigestión en comparación con la digestión individual del residuo agrícola.

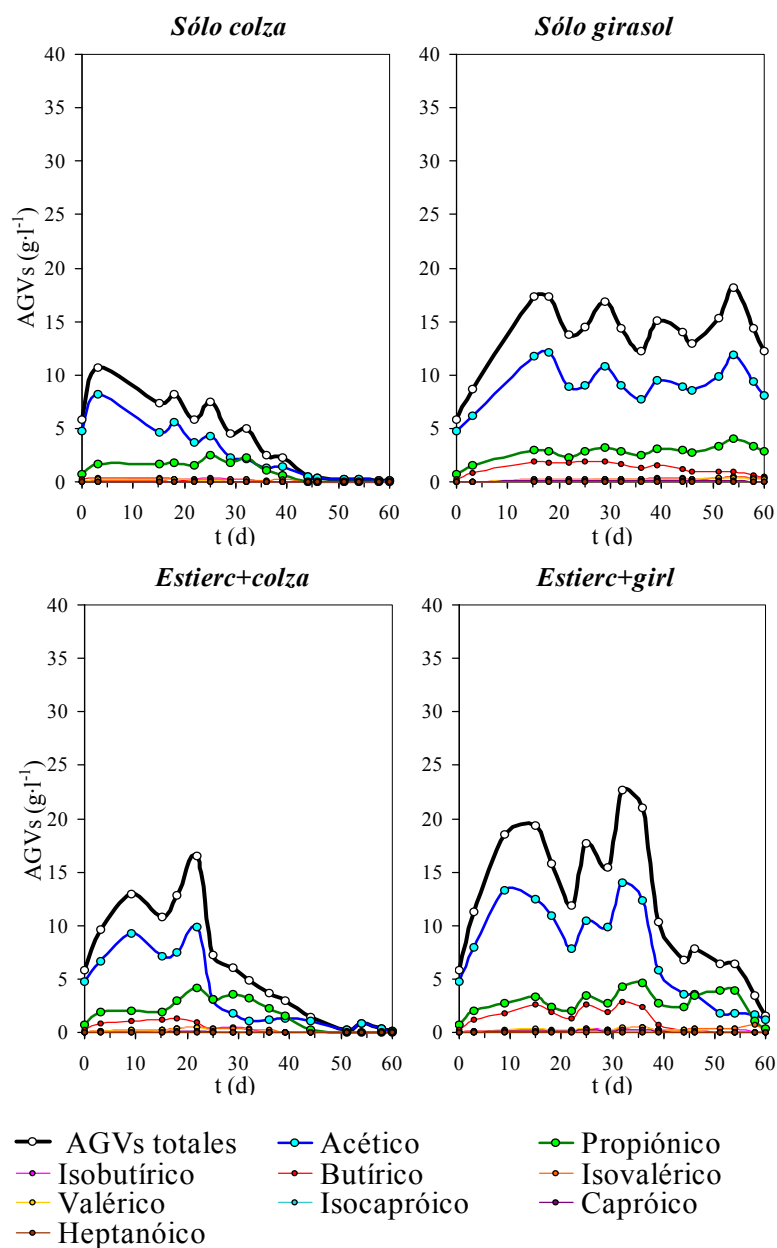


Figura 3.10. Evolución de los AGV para los sistemas de digestión de residuos herbáceos y su codigestión con estiércol.

En la figura. 3.11 se presenta la evolución de los AGV para los cuatro sistemas de codigestión gallinaza-colza y digestión de gallinaza. Se observa que el incremento en la concentración de AGV es mayor cuanto mayor es la proporción de gallinaza en la mezcla, hasta finalmente presentarse la inhibición del sistema en el caso de la digestión individual de este residuo.

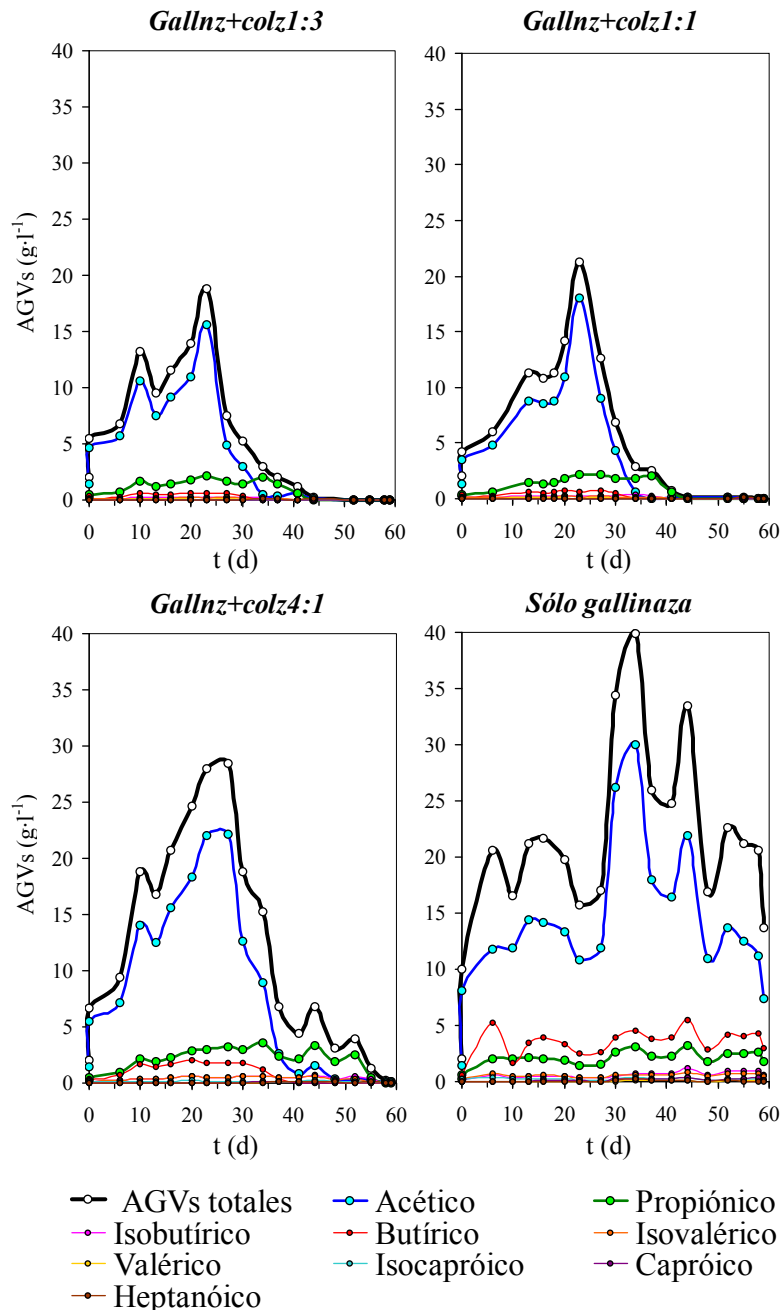


Figura 3.11. Evolución de los AGV para los sistemas digestión y codigestión de gallinaza y colza.

Contrario a lo que era de esperarse, se observa que a pesar de los altos valores de NH_3 total en este sistema, se logra la paulatina reducción de ácido acético durante el transcurso de la digestión, indicando una adaptación del medio a las condiciones. La aclimatación experimentada en este reactor también se hace evidente en el comportamiento de la DQO del líquido de lixiviación (ver figura A1.8, anexo 1), presentándose un incremento sustancial en el valor de éste parámetro coincidente con la evolución de los AGV, para posteriormente presentarse una reducción severa.

Tras la digestión, los cuatro sistemas con gallinaza como residuo fueron sometidos a una etapa aerobia de 40 d de duración. La diferencia media de temperatura entre los reactores y el ambiente exterior es similar para los sistemas de codigestión siendo $-0,1\text{ }^\circ\text{C}$; $+0,2\text{ }^\circ\text{C}$ y $0,0\text{ }^\circ\text{C}$. Sin embargo, el digerido de gallinaza, que presentó una degradación incompleta, presenta un valor de $-0,6\text{ }^\circ\text{C}$. Entre los factores que afectaron a las temperaturas en todos los tratamientos aerobios, debemos señalar además del autocalentamiento propio del compostaje, el flujo de calor de los sistemas hacia su entorno. La pequeña escala de los reactores da lugar a altas relaciones superficie:volumen y maximiza las pérdidas de calor. Además los sistemas no estaban aislados térmicamente. En consecuencia, no pudieron registrarse aumentos notables de temperatura en ningún caso.

3.4.3 Comparación general de los resultados con los de otros autores

De entre los indicadores de eficacia biológica, se seleccionan las medias entregadas por los dos sistemas más exitosos en términos de producción de la digestión de estiércol (*Recircula cont* y *Recircula 3d*) y de gallinaza (*Gallnz+colz1:3* y *Gallnz+colz4:1*) para compararlos con los resultados que proporciona la literatura. La tabla 3.11 muestra los resultados más representativos de estos ensayos frente a los que proporcionan las fuentes revisadas.

Tabla 3.11. Comparación entre los indicadores de rendimiento biológico obtenidos experimentalmente y bibliográficamente.

Referencia	Sustrato	Tamaño del reactor (m ³)	Tecnología	Producción de CH ₄ (l·kgSV ⁻¹)	Producción específica de CH ₄ (l·m ⁻³ ·d ⁻¹)	Carga orgánica (kgSV·m ⁻³ ·d ⁻¹)
Digestión de estiércol de bovino						
Este trabajo	Estiércol	0,060	Digestión seca estática	143	165	1,16
Schäfer et al., 2006	Estiércol y ensilado de maíz	20	Digestión seca. Pila cubierta con lámina	105	105	--
Schäfer et al., 2006	Estiércol y ensilado de hierba	7,5	Digestión seca Reactor con cúpula	220	205	--
Schäfer et al., 2006	Agroganadero indeterminado	250	Digestión seca Bolsa de plástico	55	205	--
Schäfer et al., 2006	Varios agroganaderos	112	Digestión seca Módulo contenedor	100	85	--
Schäfer et al., 2006	Estiércol bovino y ensilado	9,6	Digestión seca <i>Anacom</i>	180	570	--
Møller et al., 2004	Estiércol bovino	0,001	Evaluación de biodegradabilidad	148	--	--
Friman, 1984	Estiércol bovino	324	Reactor de para purines en continuo	90	420	4,40
Friman, 1984	Estiércol bovino	324	Reactor de para purines en continuo	84	480	5,60
Digestión anaerobia de gallinaza						
Este trabajo	Gallinaza	0,060	Digestión seca estática	54	70,9	1,32
Salminen y. Rintala, 2002	Gallinaza	0,005	CSTR	200	452	2,26
Salminen y. Rintala, 2002	Gallinaza	15	CSTR	290	2175	7,50
Salminen y. Rintala, 2002	Camas de aves	0,005	CSTR	180	441	2,45
Salminen y. Rintala, 2002	Gallinaza	15	CSTR	220	359	1,63
Salminen y. Rintala, 2002	Camas de aves	0,005	CSTR	180	405	2,25

Para la digestión del estiércol de bovino, el resultado de producción de CH₄ representativo en este trabajo es de 142,9 NI·kgSV⁻¹ con una producción específica media de 165,2 NI m⁻³·d⁻¹ y una carga orgánica media de 1,16 kgSV·m⁻³·d⁻¹. La mejor referencia es la de los ensayos de biodegradabilidad última según la norma ISO 11734 realizados por Møller *et al.* (2004), que dan una producción media de CH₄ de 144 NI·kgSV⁻¹, lo cual indica que las producciones que permite alcanzar la tecnología propuesta están en un rango aceptable y competitivo con las tecnologías convencionales. Schäfer *et al.* (2006) documentan, a partir de varios autores, producciones de CH₄ en reactores de mayor tamaño (industriales o semi-industriales), que oscilan entre los 55 NI·kgSV⁻¹ y los 220 NI·kgSV⁻¹. Sin embargo, los valores más elevados se corresponden con codigestiones de estiércol con ensilado, siendo este último un componente que contribuye decisivamente a la productividad. Dado que la codigestión de deyecciones animales con cultivos energéticos, es decir, producidos específicamente para la biometanización, queda fuera del ámbito de este trabajo, la comparación debe hacerse con cautela. Se observa en la tabla 3.11 que aquellos casos en los que no se aporta ensilado a la digestión de estiércol, las producciones de CH₄ son menores que la de este trabajo: 55 NI·kgSV⁻¹ y 100 NI·kgSV⁻¹ (Schäfer *et al.* 2006) y 90 NI·kgSV⁻¹ y 84 NI·kgSV⁻¹ (Friman *et al.*, 1984).

Para la digestión gallinaza, el resultado de producción de CH₄ representativo en este trabajo es de 54,2 NI·kgSV⁻¹ con una producción específica media de 70,9 NI m⁻³·d⁻¹ y una carga orgánica media de 1,32 kgSV·m⁻³·d⁻¹. Las referencias aportadas por Salminen y Rintala (2002) indican que los ensayos han sido fallidos. La menor de las producciones que aporta la bibliografía triplica a la de los ensayos realizados en este estudio.

3.4.4 Ajuste de los datos experimentales

La tabla 3.12 muestra los parámetros del ajuste de los datos experimentales a la ecuación modificada de Gompertz para cada ensayo, así como los parámetros para los que se verifica el aprovechamiento óptimo del espacio del reactor, que se dan cuando la función *producción específica de CH₄* (ver figuras A1.5 y A1.6 del anexo 1) alcanza el máximo relativo. También se muestra en la tabla el aprovechamiento

energético correspondiente a la utilización óptima del espacio del reactor, expresado como porcentaje del CH₄ obtenido respecto a la máxima producción M determinada paramétricamente

Tabla 3.12. Indicadores de eficacia biológica de los ensayos de digestión anaerobia a partir de la determinación paramétrica de la producción de CH₄.

Denominación del ensayo	Parámetros de la ecuación modificada de Gompertz				Parámetros de utilización óptima del reactor			
	M: Máxima producción acumulada de CH ₄ (Nl·kgSV ⁻¹)	K: Máxima tasa de producción de CH ₄ (Nl·kgSV ⁻¹ ·d ⁻¹)	λ : Tiempo de desfase (d)	Coefficiente de determinación R ²	Tiempo óptimo de digestión (d)	Carga orgánica (kgSV·m ⁻³ ·d ⁻¹)	Producción específica de CH ₄ (Nl·m ⁻³ ·d ⁻¹)	Aprovechamiento energético del sustrato (%)
<i>Recircula cont</i>	158,0	4,27	13,6	0,9995	43	1,57	181,1	73,1
<i>Recircula 1d</i>	117,3	3,93	9,8	0,9999	33	2,13	179,4	71,8
<i>Recircula 3d</i>	149,0	4,58	10,7	0,9984	36	1,73	185,5	72,1
<i>Estructurante</i>	134,0	2,30	4,5	0,9950	38	0,78	59,5	56,8
<i>Sumergido</i>	80,2	2,54	1,0	0,9650	17	3,66	148,0	50,4
<i>Sustrato seco</i>	54,4	1,42	5,0	0,9760	29	2,19	72,6	61,0
<i>2a digestión</i>	29,2	0,63	5,2	0,9975	34	3,56	63,0	60,4
<i>Sólo colza</i>	75,0	1,93	10,9	0,9996	40	1,51	79,5	70,1
<i>Sólo girasol</i>	18,2	0,94	9,6	0,9924	26	3,42	47,4	76,4
<i>Estierc+colza</i>	79,7	2,29	11,6	0,9971	39	2,56	148,0	72,6
<i>Estierc+girl</i>	72,2	1,38	13,8	0,9964	52	2,07	102,8	68,7
<i>Gallnz+colz1:3</i>	57,4	2,19	20,3	0,9991	45	1,15	53,4	83,1
<i>Gallnz+colz1:1</i>	43,5	1,51	22,1	0,9984	49	1,29	45,3	80,6
<i>Gallnz+colz4:1</i>	67,9	1,56	22,2	0,9996	59	1,81	93,7	98,4
<i>Sólo gallinaza</i>	23,7 ^α	0,38 ^α	-- ^α	-- ^α	-- ^α	-- ^α	-- ^α	-- ^α

^α Composición de dos ecuaciones

En el caso del ensayo *Sólo gallinaza* la curva de tasa de producción de CH₄ presenta dos máximos relativos (ver figura 3.12). Al aplicar el algoritmo de Marquardt-Levenberg para adaptar la ecuación modificada de Gompertz resulta un coeficiente de determinación R² muy bajo (0,3924) y alejado de los R² resultantes en las adaptaciones del modelo al resto de los ensayos. Así mismo, los parámetros obtenidos dan lugar a una ecuación sin significado físico, siendo el tiempo de desfase λ negativo (-77,7 días). Por ello se decide que la ecuación modificada de Gompertz no es aplicable en el caso del ensayo *Sólo gallinaza*, pero que sí puede serlo la suma de dos ecuaciones si se consideran dos tramos en la serie de datos experimentales. El

punto que se toma para la separación de dichos tramos es aquel en el que la tasa de producción de metano alcanza un mínimo relativo, lo cual se verifica cuando la abscisa alcanza el valor de 28 días. El perfil de producción de biogás obtenido guarda relación con la evolución obtenida para los AGV, presentándose dos máximos en la concentración de dichos ácidos.

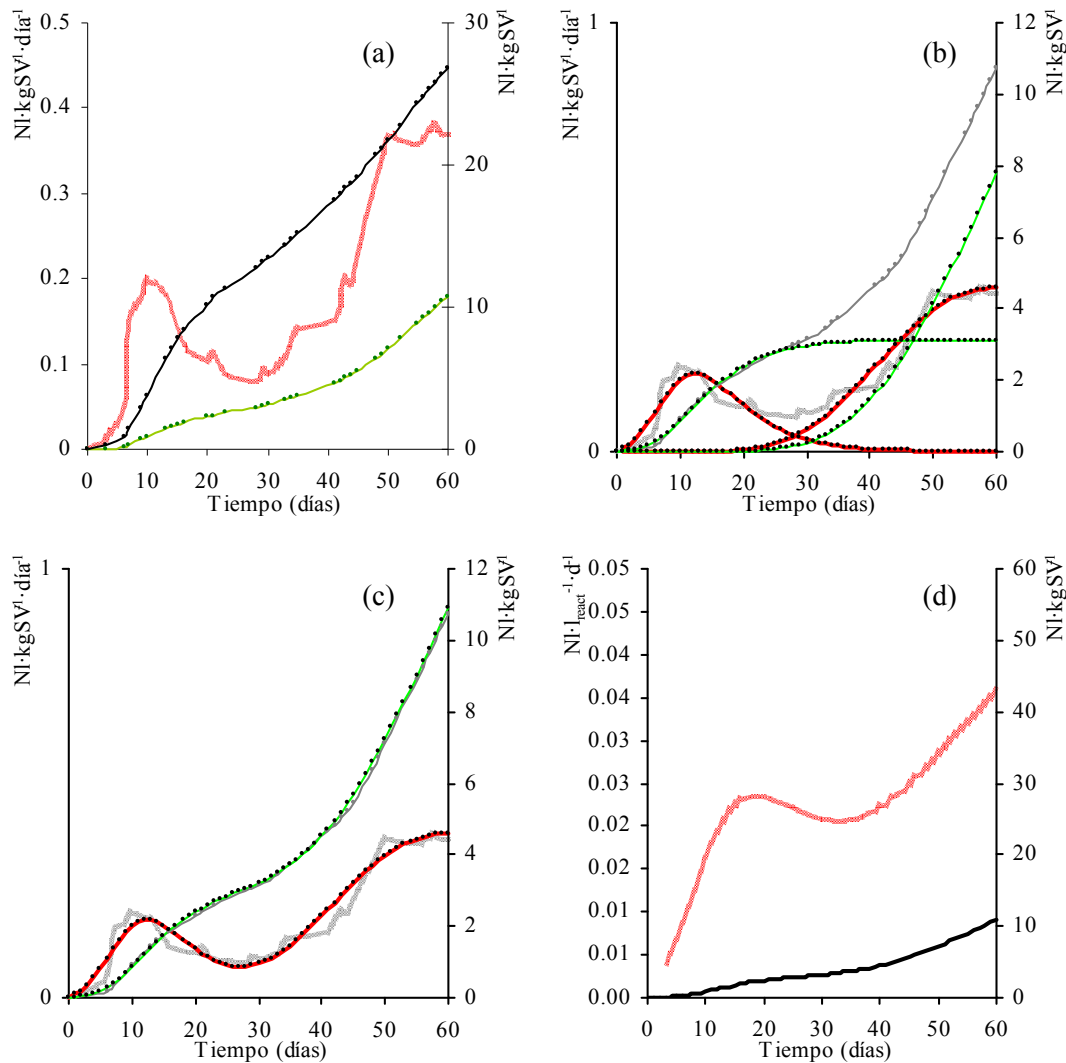


Figura 3.12. Parámetros de producción de CH₄ del ensayo *Sólo gallinaza*. (a) Datos experimentales. (b) Aplicación por tramos de la ecuación de Gompertz modificada. (c) Agregación de las dos ecuaciones obtenidas. (d) Producción específica del reactor según el modelo.

En los cuatro sistemas con gallinaza destaca que los tiempos de desfase λ que resultan de los ajustes son mucho más altos que los de los otros sistemas de digestión (20,3-22,2 días frente a una media de 8,7 días). El largo retraso en el arranque también ha sido descrito por Bujoczek *et al.* (2000) para la digestión de gallinaza con

alta concentración de sólidos. Estos autores contabilizaban este retraso en 30 a 60 días, y lo atribuían a una alta concentración de NH_3 libre que impone altos tiempos de aclimatación.

Según puede observarse en la tabla 3.12, los tiempos de digestión que optimizan la utilización del espacio del reactor difieren mucho entre los ensayos: varían entre los 17 d del ensayo *Sumergido* y los 59 d de *Gallnz+colz4:1*. Los aprovechamientos energéticos, considerando la media de todos los ensayos de digestión, son del 68,4%, y tanto menores cuanto más bajos son los tiempos óptimos. Atendiendo sólo a los mejores resultados (*Recircula cont*, *Recircula 1d*, *Recircula 3d*, y *Estructurante*), el tiempo óptimo medio es de 37,5 d, al que le corresponde una producción de CH_4 de $95,5 \text{ NI}\cdot\text{kgSV}^{-1}$, una producción específica de $151,4 \text{ NI}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ y una carga orgánica de $1,55 \text{ kgSV}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$. Esos mismos ensayos, sin la optimización (con una duración de 56 a 58 días) dan una producción de CH_4 por unidad de SV de $127,7 \text{ NI}\cdot\text{kgSV}^{-1}$, una producción específica de $132,5 \text{ NI}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ y una carga orgánica de $1,01 \text{ kgSV}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$. En definitiva, para este caso, la optimización conduce a una reducción en la producción por unidad de SV del 27,9%, a un aumento de la producción por unidad de volumen del reactor del 14,2% y a un aumento de la carga orgánica del 53,5%.

Otros estudios muestran que la conversión de la materia orgánica en compuestos más estables es más eficaz en el compostaje que en la digestión anaerobia (Gómez *et al*, 2007). En este trabajo se asume que, para fines de estabilidad del producto, es preferible un día de tratamiento aerobio que un día de tratamiento anaerobio. Además, la DA necesita más energía que el compostaje (De Baere, 2000), así que cuanto más se anticipe el cambio de tratamiento anaerobio a aerobio más se contribuirá al ahorro de energía en el proceso.

Alternativamente, si lo que se busca es una producción máxima de CH_4 sin mejora de la calidad agronómica del producto, el tiempo total de anaerobio-aerobio puede reducirse. La opción de de utilización óptima del espacio del reactor acortando los tiempos de DA también permite la consecución de mayores cargas orgánicas en todos los casos.

3.4.5 Balances de materia

En la tabla 3.13 se muestra un resumen de las relaciones de masas o gravimétricas de los SV para cada ensayo: la destrucción de SV respecto a la cantidad alimentada, y la distribución de los SV en las fases sólida y líquida de los sustratos. Los resultados de los balances de materia están desarrollados en las tablas A1.2 a A1.33 del anexo 1, donde se muestran las cantidades de agua, ST y SV presentes en las fases sólida y líquida, así como en el sistema en conjunto para los distintos días en los que se tomó y analizó muestra sólida. También se muestran las distintas relaciones entre masas en forma de porcentajes: en primer lugar los contenidos en ST y SV de las fases sólida y líquida y del conjunto, después la distribución de los ST y los SV en las dos fases y, finalmente, los SV respecto a los SV iniciales y los de la medida previa (es decir, la destrucción de SV). La figura A1.1 del anexo 1 resume gráficamente la evolución de los SV y las cenizas en las fases sólida y líquida.

Tabla 3.13. Resumen de las relaciones gravimétricas de los SV en los ensayos.

Ensayo	Destrucción de SV respecto a iniciales (%)		Distribución de SV en fases sól:líq (%)		
	Tratamiento anaerobio	Tratamiento aerobio	Día 0	Tratamiento anaerobio	Tratamiento aerobio
<i>Recircula cont</i>	45,3		97:3	96:4	
<i>Recircula 1d</i>	44,4		97:3	97:3	
<i>Recircula 3d</i>	46,6		97:3	99:1	
<i>Estructurante</i>	4,7	12,7	99:1	100:0	100:0
<i>Sumergido</i>	25,4	45,9	97:3	98:2	98:2
<i>Sustrato seco</i>	56,5	56,6	99:1	100:0	100:0
<i>2a digestión</i>	1,3	27,3	99:1	99:1	98:2
<i>Sólo colza</i>	37,3		91:9	90:10	
<i>Sólo girasol</i>	6,5		93:7	93:7	
<i>Estierc+colza</i>	3,1		96:4	97:3	
<i>Estierc+girl</i>	26,6		96:4	97:3	
<i>Gallnz+colz1:3</i>	42,3	47,1	90:10	83:17	77:23
<i>Gallnz+colz1:1</i>	39,5	40,5	92:8	85:15	85:15
<i>Gallnz+colz4:1</i>	38,9	46,1	89:11	70:30	66:34
<i>Sólo gallinaza</i>	32,6	35,9	94:6	94:6	93:7
<i>Compostaje</i>		54,7	100:0		100:0

En la tabla 3.13 se observa que el compostaje ha sido un tratamiento más eficaz en la destrucción de SV en comparación con los tratamientos anaerobios en igualdad de

composición de los sustratos y de tiempo de tratamiento: en el ensayo *Compostaje* la destrucción de SV fue del 54,7%, mientras que en los ensayos *Recircula cont*, *Recircula 1d* y *Recircula 3d* fue del 45,4%

Las distribuciones de las distintas fracciones del sustrato en las fases sólida y líquida presentan una discontinuidad más o menos brusca a partir del arranque del proceso debido que en el día 0 se presentan los valores previos a la mezcla de las dos fases en el reactor. En general, la fase sólida incorpora en su matriz parte del agua de la fase líquida. Como media para todos los ensayos, puede decirse que la cantidad de agua asociada a la fase sólida se septuplica tras la adición de la fase líquida. Los casos más extremos son los de los dos ensayos en los que la fase sólida está compuesta exclusivamente por restos de cultivos (*Sólo colza* y *Sólo girasol*), en los que la cantidad de agua en la fase sólida se multiplica por 37 y 40 respectivamente. Esta alta capacidad de retención se debe a que estos materiales presentan una estructura muy porosa. En el extremo contrario está el ensayo *Sustrato seco*.

En el ensayo *Gallnz+colz1:1*, en cuanto a la distribución de los sólidos entre las fases sólida y líquida, se observa que en el arranque del proceso tanto los ST como los SV presentan un máximo desplazamiento hacia la fase sólida (85:15 y 92:8 respectivamente), dado que en ese momento las dos fases aún no se han puesto en contacto y no ha comenzado por tanto la transferencia de agua y sólidos entre ellas. Durante el transcurso del proceso hay un claro desplazamiento de los sólidos hacia la fase líquida, que se puede explicar por la transferencia de sólidos entre las fases conjugada con la degradación diferencial de la materia orgánica.

3.5 Conclusiones

La tecnología propuesta da buenos resultados de producción de CH₄ (142,9 NI·kgSV⁻¹) en comparación con las tecnologías existentes en el caso de la digestión de estiércol de bovino mezclada con restos triturados de poda y paja de cereal como estructurantes. La codigestión de gallinaza con paja de colza ha resultado, en cambio, fallida (54,2 NI·kgSV⁻¹) si se compara con las experiencias documentadas por otros autores .

El aumento de la proporción de material estructurante difícilmente biodegradable (restos triturados de poda) mejora la producción de CH₄, aumentándola un 31%, pero su efecto de dilución de la materia orgánica hace que la carga orgánica disminuya en un 52,3% y la producción específica de CH₄ en un 37,5%. Siguiendo el criterio de optimización del reactor, se recomienda mantener la proporción de estructurantes alrededor del 20-25%.

El ajuste paramétrico a la ecuación modificada de Gompertz de la producción de CH₄ es un método útil para la optimización de los tiempos de digestión en base al máximo aprovechamiento del espacio del reactor. Estos tiempos son variables en función del tipo de sustrato y manejo del proceso. Se establece como un tiempo óptimo representativo para la digestión de estiércol 37,5 días, para el cual se aumenta la productividad de CH₄ del reactor (en un 14,2%) y la carga orgánica (en un 53,5%) a costa de reducir la producción de CH₄ del sustrato (en un 27,9%) respecto a la digestión no optimizada.

La variación del régimen de recirculación de los lixiviados no tiene una influencia significativa en el proceso, por lo que se opta por recomendar frecuencias de recirculación bajas (de 3 días) para perturbar el sistema lo menos posible.

La reducción de la proporción de la fase líquida que interviene en el proceso, conducente a minimizar las operaciones de trasiego de líquidos y sus problemas asociados, afecta negativamente a la producción de CH₄, reduciéndola un 35%, por lo que se considera que es una práctica desaconsejable. Los altos niveles de fase líquida no tienen efectos contraproducentes.

La codigestión de residuos de cultivos energéticos (silículas de colza y restos de girasol) con estiércol favorece la producción de CH₄, siendo los efectos de los cosustratos más que aditivos al influir mejorando la estructura, equilibrando la relación de nutrientes, etc.

El tratamiento aerobio (compostaje) resulta más eficaz en la degradación de materia orgánica (destrucción del 54,7% de los SV) que la digestión anaerobia (destrucción del 45,4% de los SV), por lo que se refuerza el argumento de reducir el tiempo de

digestión (hasta el óptimo) y aumentar la fase aerobia para mejorar la calidad agronómica del producto.

El N-NH₃ presenta en la mayoría de los ensayos concentraciones altas consideradas como inhibitorias de la digestión anaerobia, por lo que se considera la presencia de este compuesto un limitante para obtener mayores producciones, y la causa del fallo en los ensayos de codigestión de gallinaza. Es probable que los procesos se encontraran en *estados inhibidos*, típicos en los residuos ganaderos, que tienen lugar cuando coexisten alcalinidad, N-NH₃ y pH altos con la acumulación de AGVs.

3.6 Referencias

- AHRING, M., SANDBERG I. y ANGELIDAKI, I., 1995. *Volatile fatty acids as indicators of process imbalance in anaerobic digestors*. Appl. Microbiol. Biotechnol. 41, págs. 559–565.
- ANGELIDAKI I., AHRING B.K., 1992. *Effect of free long-chain fatty acids on thermophilic anaerobic digestion*. Appl. Microbiol. Biotechnol. 37, pp. 808-12.
- ANGELIDAKI I., AHRING B.K., 1993. *Thermophilic anaerobic digestion of livestock waste: the effect of ammonia*. Appl. Microbiol. Biotechnol. 38, pp. 560–4.
- ANGELIDAKI I., AHRING B.K., 1994. *Anaerobic thermophilic digestion of manure at different ammonia loads: effect of temperature*. Water Res. 3, pp. 727–31.
- BUJOCZEK, G., OLESZKIEWICZ, J., SPARLING, R. y CENKOWSKI, S., 2000. *High Solid Anaerobic Digestion of Chicken Manure*. Journal of Agricultural Engineering Research. Vol. 76-1, mayo, págs 51-60.
- CALLI, B., MERTOGLU, B., INANC, B. y YENIGUN, O., 2005. *Effects of high free ammonia concentrations on the performances of anaerobic biorreactors*. Process Biochemistry 40, 1285-1292.
- CARNICER, E., 1991 *Aire comprimido. Teoría y cálculo de las instalaciones*. Madrid: Paraninfo.
- DE BAERE, L., 2000. *Anaerobic digestion of solid waste: state-of-the-art*. Water Science & Technology, v 41, n 3, p. 283-290.
- CHICA, A., MOHEDO, J.J., MARTÍN, M.A. y MARTÍN, A., 2003. *Determination of the stability of MSW using a respirometric technique*. Compost Science & Utilization, vol. 11, No. 2, 169-175.
- FRIMAN, R., 1984. *Monitoring anaerobic digesters on farms*. Journal of Agricultural Engineering Research. 29(4), 357-365.
- GÓMEZ, X., DÍAZ, M.C., COOPER, M., BLANCO, D., MORÁN, A., SNAPE, C.E., 2007. *Study of biological stabilization processes of cattle and poultry manure by thermogravimetric analysis and ¹³C NMR*. Chemosphere, 68, 1889-1897.

- HANSEN K.H., ANGELIDAKI I., y AHRING B.K., 1998. *Anaerobic digestion of swine manure: inhibition by ammonia*. Water Res. 38, pp. 5-12.
- HAUG, R.T., 1993. *The practical handbook of compost engineering*. Lewis publishers. CRC Press LLC. Florida.
- KESHTKAR, A., MEYSSAMI, B., ABOLHAMD, G., GHAFORIAN H. y KHALAGI ASADI M., 2003. *Mathematical modeling of non-ideal mixing continuous flow reactors for anaerobic digestion of cattle manure*. Bioresource Technology. Vol. 87,-1, marzo, Págs. 113-124.
- KOENIG, A. y BARI, Q.H., 2000. *Application of self-heating test for indirect estimation of respirometric activity of compost: theory and practice*. Compost Science & Utilization, vol. 8, No. 2, 99-107.
- KOSTER I.W., 1986. *Characteristics of the pH-influenced adaptation on methanogenic sludge to ammonia toxicity*. JChem Tech Biotechnol 36:445-55
- LAY, J.J., LI, Y.Y y NOIKE, T., 1998. *Developments of bacterial population and methanogenic activity in a laboratory-scale landfill bioreactor*. Wat. Res. Vol. 32, No. 12, pp. 3673-3679.
- LUSK, P., 1998 *Methane Recovery from Animal Manures: The Current Opportunities Casebook*. National Renewable Energy Laboratory. Golden, Colorado.
- MATA-ÁLVAREZ, J (ed.), 2002. *Biomethanization of the Organic Fraction of Municipal Solid Wastes*. IWA Publishing.
- MCCARTY P.L., MCKINNEY R.E., 1961. *Salt toxicity in anaerobic digestion*. J. Water Pollut. Control Fed. 33, pp. 399-415.
- MØLLER, H.B., SOMMER S.G., AHRING, B.K., 2004. *Methane productivity of manure, straw and solid fractions of manure*. Biomass and Bioenergy 26, 485-495.
- NIELSEN, J. y VILLADSEN, J., 1992. *Modelling of microbial kinetics*. Chemical Engineering Science. Vol. 47, Issues 17-18, diciembre, págs. 4225-4270.
- PETRUCCI, R.H, HARWOOD, W.S, HERRING, F.G., 2003. *Química general*. Madrid: Pearson.
- ROLDÁN, J., 2004. *Neumática, hidráulica y electricidad aplicada*. Madrid: Paraninfo.

- SALMINEN, E. y RINTALA, J., 2002. *Anaerobic digestion of organic solid poultry slaughterhouse waste - a review*. Bioresource Technology. Vol. 83- 1. Mayo. Págs 13-28.
- SAWAYAMA, S., TADA, C., TSUKAHARA, K. Y YAGISHITA, T., 2004. *Effect of ammonium addition on methanogenic community in a fluidized bed anaerobic digestion*. J. Biosci. Bioeng. 97, pp. 65–70
- SCHÄFER, W., LEHTO, M. y TEYE, F., 2006. *Dry anaerobic digestion of organic residues on-farm - a feasibility study*. Agrifood Research Reports no. 77, MTT Agrifood Research Finland.
- SIEGRIST H., HUNZINKER W., HOFER H., 2005. *Anaerobic digestion of slaughterhouse waste with UF-membrane separation and recycling of permeate after free ammonia stripping*. Water Sci. Technol. 52(1-2), pp. 531-6.
- TCHOBANOGLIOUS G., BURTON F.L., 1995. *Ingeniería sanitaria. Tratamiento, evacuación y reutilización de aguas residuales*. En: Diseño de instalaciones para el tratamiento y vertido del fango. Interamericana de España, SA. Metcalf and Eddy, INC, McGraw Hill pp. 865-80.
- ZEEMAN G., WIEGANT W.M., KOSTER-TREFFER M.E., LETTINGA G., 1985. *The influence of the total ammonia concentration on the thermophilic digestion of cow manure*. Agric. Wastes 14, pp. 19-35.

CAPÍTULO 4

ENSAYOS A ESCALA PILOTO

4.1 Introducción

El núcleo experimental de este capítulo son los ensayos realizados con una planta piloto de tratamiento de biorresiduos, a partir de la cual surgieron los planteamientos para el conjunto del presente trabajo. El prototipo tiene su origen en el proyecto *3A-biogás, Three step fermentation of solid state biowaste for biogas production and sanitation*, financiado por la Comisión Europea. Este trabajo parte de los ensayos realizados en la planta una vez finalizado el proyecto. y, al igual que éste, busca contribuir al desarrollo de un sistema de tratamiento basado en los mismos principios: un proceso mixto, es decir, que alterna en el tiempo fases aerobia, anaerobia y aerobia, cuyos productos sean biogás y enmienda orgánica para uso agrícola o compost y que funcione como un sistema de producción de biogás agrícola descentralizado.

El cambio de escala respecto a los ensayos presentados en el capítulo 3 plantea una serie de nuevas cuestiones necesarias cuando el horizonte es implementar el sistema real en explotaciones ganaderas. Si es cierto que los ensayos a pequeña escala permiten un alto grado de control y replicación, además del empleo de pequeñas cantidades de materiales y otros recursos, las escalas pequeñas no representan necesariamente las condiciones reales (Mason, 2005). Por otro lado, la experimentación a grandes escalas es más cara y de difícil control y su reproducibilidad, limitada. Con frecuencia, y así ocurre en este caso, a gran escala se trabaja por debajo de las condiciones ideales y éstas son variables de un ensayo a otro. El control de las condiciones de contorno (como la temperatura atmosférica) es casi imposible. El cambio de escala está ligado a la modificación de factores como la relación superficie/volumen del reactor (que condiciona las pérdidas de calor), la altura del sustrato y su relación con las dimensiones horizontales (que influyen en la presión en el fondo del sustrato, en la compactación del mismo, en el flujo preferente por las paredes de gases y líquido y en la formación de canales preferentes). Por otro lado, participan en los ensayos nuevos elementos como la unidad y los dispositivos de control, cuya influencia en los resultados cobrará, como veremos, protagonismo frente a los fenómenos físicos, químicos y biológicos.

Debido al carácter modular del sistema, las conclusiones que puedan obtenerse a partir del prototipo serán en gran medida aplicables a una planta comercial. La pérdida de reproducibilidad debido al cambio de escalas (piloto-industrial) es mínima, ya que el cambio de escala se basa en modificar el número de reactores y sus elementos (y no su tamaño o forma).

4.2 Objetivos

El objetivo general de los ensayos con la planta piloto es comprobar que el proceso funciona de acuerdo con su diseño, identificar las desviaciones respecto al diseño del proceso y, en último término, proponer las mejoras que habría que incorporar en una eventual planta comercial.

Los objetivos específicos son:

- Evaluar la eficacia del proceso en términos de producción de biogás, capacidad de tratamiento, degradación de materia orgánica y calidad del producto sólido
- Evaluar el diseño del sistema de producción de biogás identificando sus inconvenientes y proponiendo modificaciones si fueran necesarias, a nivel de programación de la unidad de control, de parámetros de proceso y de diseño de la planta.
- Evaluar las fases aerobias y justificar su presencia y duración.

4.3 Planta piloto

La planta piloto para el tratamiento de residuos ganaderos, cuya descripción detallada puede encontrarse en el anexo 2, está diseñada para realizar el tratamiento mixto (aerobio-anaerobio-aerobio) de residuos ganaderos en fase seca y en discontinuo. Para ello, dispone de un reactor de 23 m³ de volumen útil y de un contenedor donde se encuentra la mayor parte de los elementos que controlan el proceso: bombas, válvulas, dispositivos eléctricos, etc. (ver figuras 4.1 y 4.2). El reactor está sellado y comunicado con el contenedor de control mediante conducciones que permiten el intercambio de líquido y de gas (aire, aire agotado y biogás). En la parte inferior del reactor hay un falso suelo perforado para la

circulación de gases en sentido ascendente y el drenaje del líquido en sentido descendente. Los gases son impulsados con un ventilador que toma aire de la atmósfera o recircula el gas del reactor dependiendo de las necesidades del proceso (oxigenación o calefacción respectivamente). La aireación es por tanto mediante ventilación forzada positiva. La unidad de control recibe la señal de los sensores que se enumeran a continuación: temperatura en la periferia del reactor (cuatro sensores) y en el centro del sustrato, porcentaje de O_2 y CH_4 en la atmósfera del reactor, presiones en la parte superior e inferior del reactor, pH del lixiviado a la salida del reactor y en el tanque de percolado, caudalímetro (que sirve para controlar el volumen de líquido enviado al reactor) y contador de biogás extraído. Para el control de temperatura se utiliza la señal del sensor central del reactor. El proceso está automatizado mediante una unidad de control que también permite el registro de los datos, tanto de los sensores como de los actuadores, para su descarga en una unidad PC.

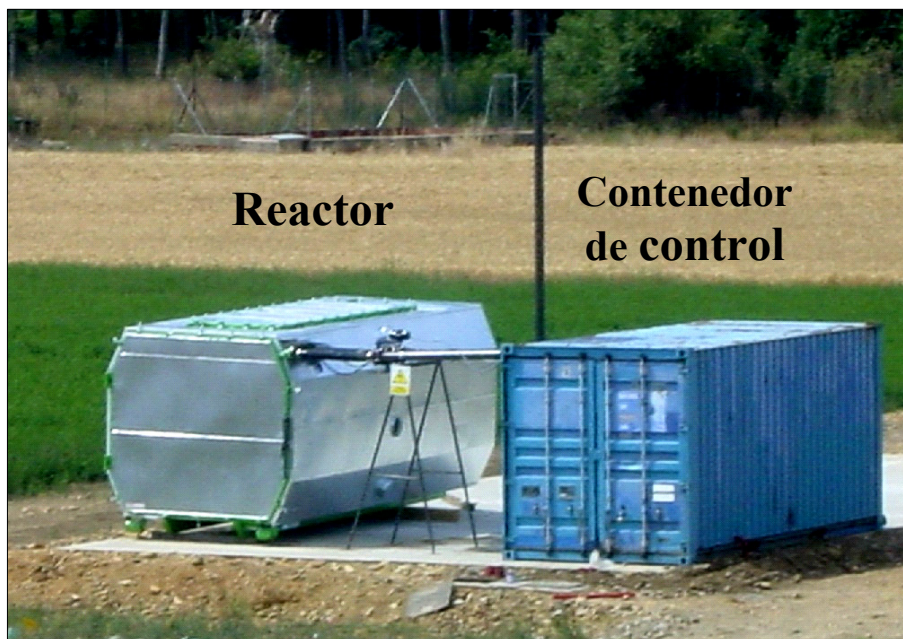


Figura 4.1. Vista de la planta piloto.



Figura 4.2. Vista del interior del contenedor de control.

De acuerdo con el diseño inicial del proceso, hay una primera fase aerobia opcional en la que el sustrato aumenta espontáneamente la temperatura al tiempo que se inicia la hidrólisis de las grandes moléculas orgánicas para facilitar la digestión posterior. A continuación se inicia la fase anaerobia y la producción de biogás, que transcurre en el rango mesófilo de temperaturas (en torno a 35°C). En esta fase se activa la circulación de percolado para acelerar la formación de metano mediante el reparto de microorganismos y para mantener la humedad y evitar la eventual acidificación del sustrato. La duración de la fase anaerobia se decide en función de los valores de biogás extraído y velocidad de extracción de biogás en relación al potencial de cada sustrato. Finalmente tiene lugar una fase aerobia que da lugar a un aumento de temperatura que produce la higienización y estabilización. El compost debe extraerse para someterse a una maduración final y para poder comenzar un nuevo ciclo en el reactor. La figura 4.3 ilustra el desarrollo ideal del proceso atendiendo a las concentraciones de CH_4 y O_2 y la temperatura.

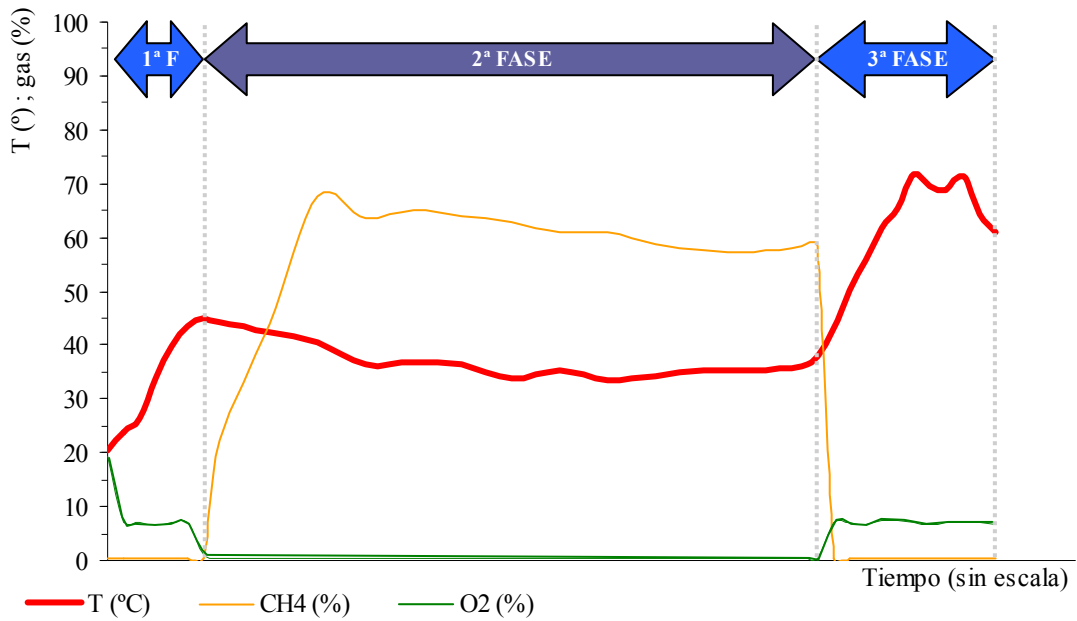


Figura 4.3. Evolución de la temperatura y las concentraciones de O₂ y CH₄ a lo largo de un proceso ideal.

El registro de la unidad de control almacena las medidas de temperaturas en el reactor, el contenido en O₂ y CH₄ en la fase gaseosa del reactor, el volumen de biogás extraído, el volumen de líquido aplicado al sustrato por las duchas, el pH del lixiviado y las presiones en las zonas superior e inferior del reactor.

4.4 Diseño de los ensayos y metodología

El núcleo del trabajo experimental con el prototipo consiste en cuatro ensayos que, debido a su carácter discontinuo, se denominarán *cargas*. Se identifican como CARGA 1, CARGA 2, CARGA 3 y CARGA 4. La principal fuente de datos relativos al proceso la constituye el registro automático de datos, complementado con el registro manual cuando no se dispone de aquel.

Para cada carga se estudia la producción de CH₄, la evolución de la temperatura y la evolución de la tasas de consumo de O₂ en las fases aerobias.

4.4.1 Degradación de la materia orgánica

La degradación o destrucción de la materia orgánica, o coeficiente de degradabilidad k , es una medida de la eficacia del proceso biológico. Se expresa como porcentaje de destrucción de los sólidos volátiles (SV) y se calcula a partir del análisis de SV (base

seca) en dos momentos del proceso según el principio de conservación de la ceniza (Haug, 1993):

$$k = \frac{SV_i - SV_j}{SV_i(1 - SV_j)}$$

Donde:

- k es la degradación de la materia orgánica (en tanto por 1)
- SV_i es el contenido en SV en el momento i (en base seca y tanto por 1)
- SV_j es el contenido en SV en el momento j (en base seca y tanto por 1)

4.4.2 Producción de CH₄

El CH₄ producido durante las fases anaerobias se determina a partir de los registros del biogás extraído acumulado y de la concentración de CH₄ en la fase gaseosa del reactor, multiplicando ambos valores para cada intervalo de tiempo delimitado por dos eventos consecutivos. Es condición para que pueda aplicarse este método que el lazo de control de extracción del biogás, basado en la presión en el reactor y en la concentración de CH₄, funcione de acuerdo con el diseño del proceso (ver Anexo 2). Si no se dispone de datos suficientes durante el tiempo de digestión anaerobia porque se incumple la condición o por otras causas, se estima el CH₄ producido por el método indirecto de ajustar los datos a la ecuación modificada de Gompertz, (Lay *et al.*, 1996) de manera similar a como se hizo en el capítulo 3: a partir de los valores de tasa de producción de CH₄, calculados para cada ciclo de extracción-reposo, se determina paramétricamente la producción acumulada mediante el procedimiento de regresión no lineal con el método iterativo de Marquardt-Levenberg. Para ello se utiliza el software ORIGIN 6.1.

4.4.3 Evolución de la temperatura

La temperatura se estudia sobre los datos del registro correspondientes al sensor central del reactor TI101. A partir de estos, y tomando sólo los eventos de medida cada 20 minutos, se construye la serie *tasa de variación de temperatura* (°C·d⁻¹) aplicando un filtro de 160 minutos para reducir el ruido.

4.4.4 Estudio del consumo de O₂ en las fases aerobias

Para el estudio del consumo de oxígeno por parte del sustrato durante las fases aerobias se sigue el procedimiento que se describe a continuación:

- Se identifican los periodos del proceso en los que el control de aireación funciona correctamente; es decir, aquellos en los que las concentraciones de O₂ oscilan entre los valores de consigna y además el ventilador V002 se activa o desactiva. en función de dichas concentraciones.
- Se filtran, para los periodos identificados, los eventos en los que interviene el ventilador (activación o parada).
- Se identifican los ciclos de aireación (t_a) y reposo (t_r) y sus duraciones.
- Se calcula la tasa de consumo de O₂ en base al volumen de aire que suministra el ventilador al reactor. Para ello se asume que el caudal es de 1440 Nm³·h⁻¹, estimado a partir del promedio de presiones ejercidas por el ventilador, de 24,9 mbar, y de la curva caudal-presión proporcionada por el fabricante del ventilador. Para cada ciclo de aireación-reposo, la tasa de consumo de O₂ se determina según la siguiente expresión:

$$\text{OUR (mgO}_2\cdot\text{kgMS}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}) = \frac{0,21 \cdot 32000}{22,4} \cdot \frac{Q}{\text{MS}} \cdot \frac{t_a}{t_a + t_r}$$

Donde 0,21 es la fracción volumétrica de O₂ contenida en el aire atmosférico, 32.000 es la masa en mg de 1 mol de O₂, 22,4 es el volumen en litros que ocupa 1 mol de un gas ideal en condiciones normales, Q es el caudal de aire que proporciona el ventilador en l·min⁻¹, MS es la cantidad de materia seca que contiene el sustrato en kg y t_a y t_r son los tiempos de aireación y reposo en minutos, respectivamente.

4.4.5 Análisis microbiológicos

Se realizó un estudio de la variación en las poblaciones de distintos microorganismos indicadores del nivel de higienización para la CARGA 1 y la CARGA 2 según la metodología que se desarrolla en el capítulo 2. Se cuantificaron las enterobacterias,

los coliformes fecales y la *Escherichia coli* y se determinó la presencia o ausencia de *Salmonella* spp.

4.4.6 Metales pesados

Se realizaron análisis de contenido en metales pesados para los materiales sólidos producidos tras las cargas. Dado que el contenido en estos metales depende del contenido en los sustratos, se realizó un solo análisis para los productos procedentes de estiércol de bovino, ya que este procedía de la misma explotación para todos los ensayos.

4.5 Resultados

4.5.1 Visión general de las cargas

La tabla 4.1 da una visión general de las cuatro cargas, fijándose en la composición de cada sustrato, las duraciones de las fases, los parámetros relacionados con la producción de CH₄, la evolución de las temperaturas y los consumos de O₂, y la degradación de materia orgánica

Tabla 4.1. Visión general de las cargas a escala piloto.

		CARGA 1	CARGA 2	CARGA 3	CARGA 4
Sustratos	Deyecciones (t) ^(*)	10,5 (EB)	9,0 (GA)	5,4 (EB)	7,8 (EB)
	Restos triturados de poda (t)	3,2	2,5	5,2	No
	Residuos de herbáceos (t)	0,2	No	No	0,4
	Inóculo (t)	4,9	5,6	5,2	5,2
Volumen inicial (m ³)		16,4	15,5	12,9	14,3
Densidad inicial (t·m ⁻³)		0,85	0,74	0,82	0,57
Duración de las fases	1 ^a – aerobia (d)	2,1	0,2	21,0	0,6
	2 ^a – anaerobia (d)	39,7	39,7	73,2	69,1
	3 ^a – aerobia (d)	17,0	31,7	150,2	19,8
Tiempo de proceso con datos registrados (%)		68	60	67	78
Producción CH ₄	Producción (Nl·kgSV ⁻¹)	137,1	--	--	--
	CH ₄ medio (%)	42	--	29	47
	CH ₄ en etapa estable (%)	53	30	31	57
Temperaturas y tiempos	T máxima en 1 ^a fase (°C)	34,9	46,5	53,8	45,7
	T máxima en 3 ^a fase (°C)	50,1	62,7	43,0	56,3
	T media en 2 ^a fase (°C)	33,3	40,1	33,6	33,6
	Tiempo en que T > 55°C (d)	--	24,3	--	3,2
	Tiempo en que T > 60°C (d)	--	10,4	--	--
Tasas máximas aumento de T	En 1 ^a fase (°C·d ⁻¹)	10,9	--	17,4	--
	En 3 ^a fase (°C·d ⁻¹)	5,1	32,3	6,0	13,3
Tasas de consumo de O ₂ (g·kgMS ⁻¹ ·h ⁻¹)	En 1 ^a fase	18,5	--	32,6	--
	En 3 ^a fase -máxima	--	52,3	--	15,7
	En 3 ^a fase -estable	11,6	32,5	3,9	8,8
Degradación de materia orgánica (%)		38,4	58,5	39,1	36,3

(*) EB = Estiércol de bovino; GA = Gallinaza

4.5.2 Carga 1

4.5.2.1 Caracterización del sustrato

La carga consistió en estiércol de ganado bovino mezclado con paja de cebada y restos triturados de poda como materiales estructurantes. El estiércol contenía a su vez paja proveniente de las camas en una proporción de 40% (base seca). Las masas utilizadas de estiércol, paja adicional y restos de poda fueron de 10.500 kg, 200 kg y 3.200 kg respectivamente. La mezcla ocupaba un volumen inicial en el reactor de 16,4 m³ y su densidad inicial se estima en 0,85 t·m⁻³. El estiércol contenía un 79,5% de SV (base seca) y un 25,5% de ST. La paja adicional contenía un 77,5% (base

seca) y un 86,8% de SV y ST respectivamente. Se consideran los SV aportados por estos dos cosustratos (que suman 2.209 kg) para los cálculos de rendimientos del sistema, ya que los SV aportados por los restos de poda son difícilmente biodegradables. El tanque contenía, al inicio de la carga, 4.900 l de lixiviado procedente de una digestión de estiércol de bovino previa.

4.5.2.2 Visión general del proceso

Fases y duraciones

Las tres fases de la CARGA 1 ,1ª aerobia, 2ª anaerobia y 3ª aerobia, tuvieron una duración de 2,1, 37,9 y 17,0 días respectivamente. Se realizó un seguimiento a la fase de maduración (120 días) fuera del reactor. La figura 4.4 da una visión global del proceso dentro del reactor, representando la evolución de la temperatura central y la concentración de O₂ y CH₄ en la fase gaseosa, así como los periodos con ausencia de datos por interrupciones en el proceso o anomalías en su captura. Las figuras A2.9, A2.10 y A2.11 del anexo 2 dan una información más detallada de los mismos parámetros, incluyendo los valores de consigna y los eventos registrados.

En la primera fase se fijó *Max. temp* en 34°C, temperatura que se alcanzó tras 2,1 días de proceso. Tras una breve transición de unas 2,5 horas se inició la fase anaerobia, que duró 37,9 días. El cambio entre la segunda y la tercera fase se realizó manualmente. Esta última duró 17,0 días.

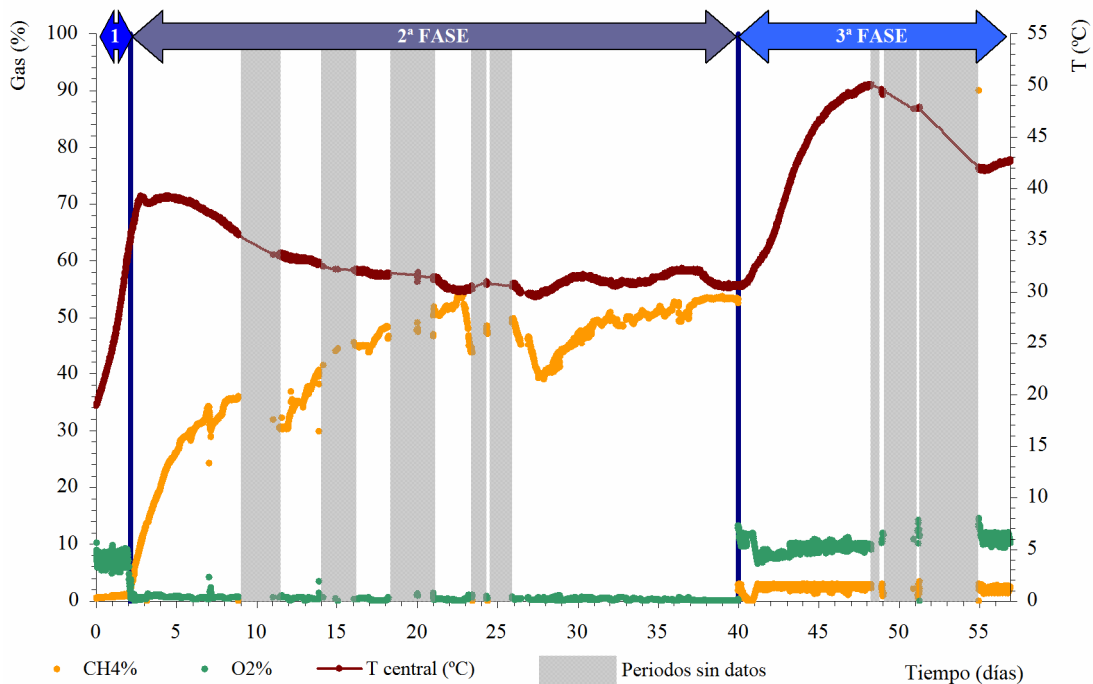


Figura 4.4. Visión general de la CARGA 1.

La tasa de recirculación del lixiviado fue de $100 \text{ l}\cdot\text{h}^{-1}$ durante los primeros 11 días de la fase anaerobia. El resto de la 2ª fase, debido a problemas en el bombeo, hubo que reducir el caudal a $10 \text{ l}\cdot\text{h}^{-1}$.

El pH del lixiviado se mantuvo estable durante la fase anaerobia, tomando valores de entre 7,5 y 7,8.

La degradación de la materia orgánica durante el proceso fue del 38,4%. Si se incluye la fase de maduración en pila, que duró 120 días, la degradación asciende al 67,7%.

Paradas e incidencias

En la tabla 4.2 se muestra cuáles han sido los periodos sin recogida automática de datos más importantes durante el proceso y su causa. Estos periodos se numeran de acuerdo con los señalados en la figura A2.9 (registro de eventos) del anexo 2. El tiempo durante el que el proceso ha estado registrando datos supone un 68% de la duración de la CARGA 1.

Tabla 4.2. Relación de los principales periodos sin recogida automática de datos durante la CARGA 1.

Parada nº	Inicio (d)	Duración (d)	Comentario
1	8,86	2,56	Borrado (saturación por eventos 4 y 8)
2	13,86	2,27	Borrado (saturación por evento 4)
3	18,21	2,80	Fallo en bombeo (P001)
4	23,41	0,90	Corte de luz
5	24,38	1,52	Batería baja en ud. de control
6	48,28	0,65	Batería baja en ud. de control
7	49,01	2,17	Batería baja en ud. de control
8	51,26	3,70	Fallo analizador de gases

Se distinguen dos causas de pérdida de datos: interrupciones en el proceso y borrado de datos por saturación. Estas pérdidas, en ambos casos, no significan una interrupción del proceso biológico, que transcurre con algunas deficiencias como la falta de calefacción y de circulación de la fase líquida, sino la pérdida de datos sobre el estado del sistema y especialmente sobre la producción de biogás.

4.5.2.3 Producción de CH₄

Periodos de extracción y medida de biogás

Debido a la falta de datos de biogás acumulado, se calcula la producción de CH₄ producido por el método indirecto de ajuste de los datos a la ecuación modificada de Gompertz. Se identifican cuatro intervalos de tiempo durante los cuales el sistema de control de extracción de biogás funciona correctamente. Estos son, como puede verse en la figura 4.5, I (23,0-23-4), II (25,9-26,4), III (27,9-29,1) y IV (32,0-32,4). La figura consiste en dos series de datos: en la parte inferior, las presiones registradas en el reactor (P) y los valores de consigna ($P_{succión\ inf}$ y $P_{succión\ sup}$) que determinan el arranque y la parada de la extracción de biogás, y en la parte superior, el caudal instantáneo de extracción de biogás. Las zonas de la gráfica en las que este caudal es distinto de cero, se identifican con periodos de extracción de biogás, pero ésta sólo es efectiva si se corresponden con los ciclos de extracción-reposo que impone la presión oscilando entre los dos valores de consigna.

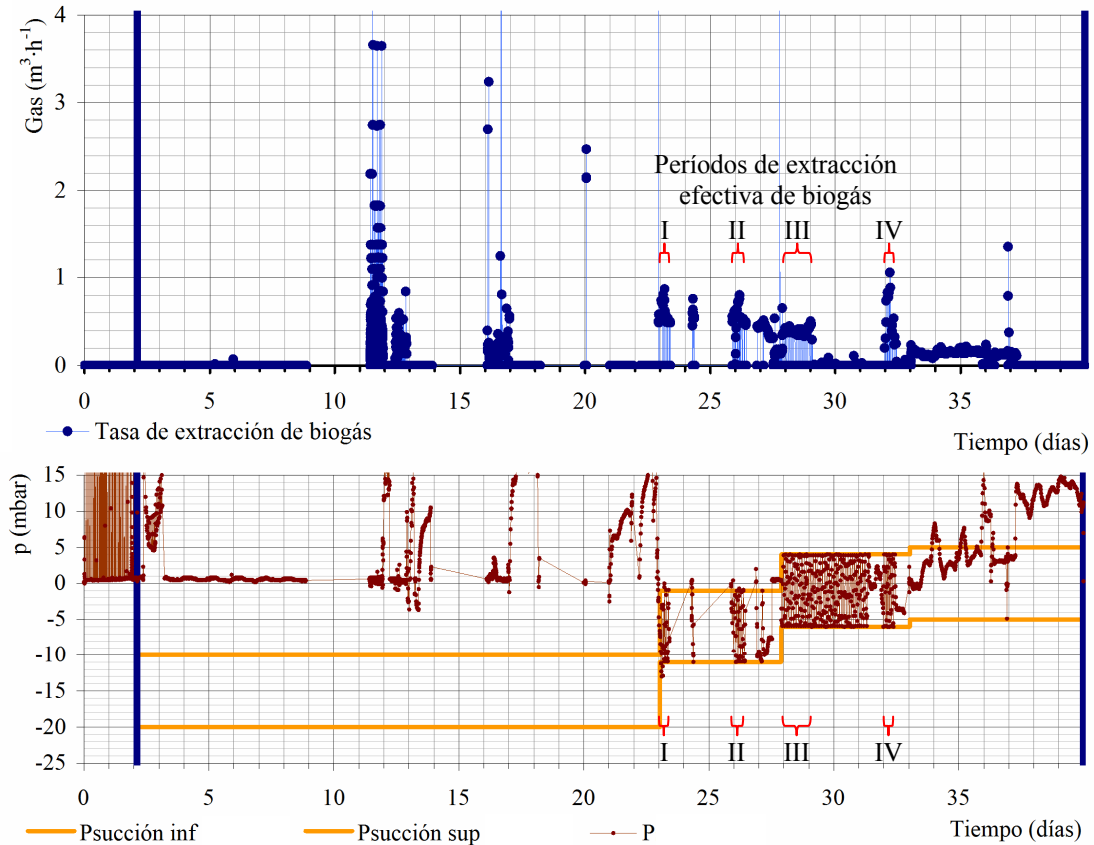


Figura 4.5. Tasa de extracción de biogás y presiones en el reactor durante la fase anaerobia de la CARGA 1.

Estimación de la producción de CH_4

Los parámetros resultantes son:

Producción potencial acumulada de CH_4 : $M_0 = 147,8 \text{ NI} \cdot \text{kgSV}^{-1}$

Tasa máxima de producción instantánea de CH_4 : $K = 6,08 \text{ NI} \cdot \text{kgSV}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$

Tiempo de desfase: $\lambda = 7,9 \text{ días}$

La gráfica correspondiente a la expresión hallada, junto con los valores experimentales de tasa de producción de CH_4 , pueden verse en la figura 4.6. La producción de CH_4 calculada según la ecuación modificada de Gompertz para la digestión anaerobia de 40,0 días es de $137,1 \text{ NI} \cdot \text{kgSV}^{-1}$.

Contenido en CH_4

Como puede verse en las figuras 4.4 y A2.11, el arranque de la fase, que se produce eliminando el oxígeno y añadiendo inóculo por las duchas, fue rápido: la

concentración de CH_4 aumentó a razón de 9 puntos porcentuales diarios inicialmente, manteniéndose un aumento casi lineal hasta el quinto día de la fase, en el que el biogás contenía un 30,5% de CH_4 y la evolución se alteró bruscamente debido a la interacción de la concentración de CH_4 con el mecanismo de extracción de biogás, explicada en la discusión de los resultados.

La riqueza en CH_4 del biogás, calculada como el cociente entre las producciones de CH_4 y de biogás acumulados durante toda la digestión, es del 42%. En los últimos 12 días de la digestión, una vez superados las interferencias causadas por el mecanismo de extracción de biogás, la concentración de CH_4 repuntó y se estabilizó en el 53%.

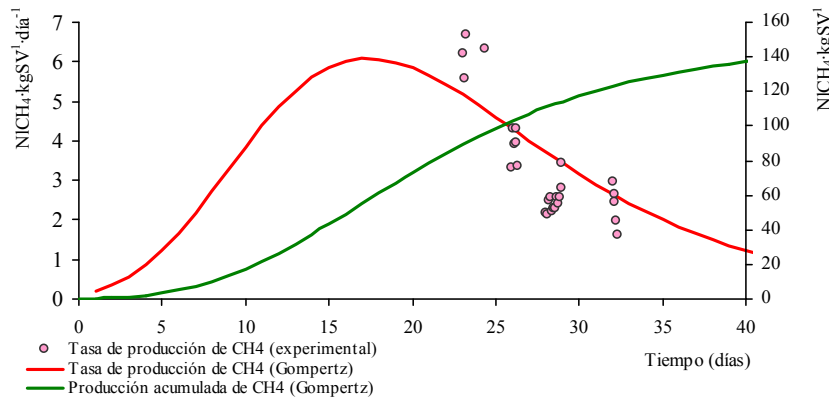


Figura 4.6. Producción acumulada y tasa de producción de CH_4 según el ajuste a la ecuación modificada de Gompertz en la CARGA 1.

4.5.2.4 Evolución de la temperatura

Fases aerobias

La temperatura inicial del sustrato fue de $18,9^\circ\text{C}$. El ascenso espontáneo de la temperatura en la primera fase tuvo una tasa creciente que alcanzó su máximo ($10,9^\circ\text{C}\cdot\text{d}^{-1}$) el día 1,9 del proceso, prácticamente el mismo momento en el que cesó la aireación para iniciar la transición a condiciones anaerobias.

En la tercera fase tuvo lugar un nuevo aumento espontáneo de la temperatura, esta vez más lento que en la primera fase. La tasa máxima de aumento de temperatura fue de $5,1^\circ\text{C}\cdot\text{d}^{-1}$ y se produjo el día 42,5 de proceso (5,5 días después del inicio de la fase aerobia). La máxima temperatura alcanzada en esta fase fue de $50,1^\circ\text{C}$, el día 48,1 de proceso. Inmediatamente después tuvieron lugar las paradas 6, 7 y 8 (ver tabla 4.2), las cuales provocaron el cese de la aireación y la caída de la temperatura en el

reactor. Cuando se reestableció el proceso, el día 55,0, la tasa de variación de temperatura volvió a tomar una tendencia ascendente hasta alcanzar un nuevo máximo relativo de $0,9^{\circ}\text{C}\cdot\text{d}^{-1}$ el día 55,9.

Fases anaerobias

El ascenso de temperatura continuó durante las 12 primeras horas de la fase anaerobia hasta alcanzar los $39,4^{\circ}\text{C}$. A partir de ese momento la tendencia de la temperatura en el reactor fue descendente hasta estabilizarse entre los 30 y 32°C . La temperatura media durante la fase anaerobia fue de $33,3^{\circ}\text{C}$, mientras que la consigna de la calefacción fue 35°C y 37°C en esa fase. La calefacción, activada por tanto la mayor parte del tiempo, fue insuficiente para compensar las pérdidas de calor que, debido a la época del año en la que transcurrió la fase (marzo y abril), fueron grandes.

4.5.2.5 Estudio del consumo de O_2 en las fases aerobias

Se distinguen tres períodos de aireación, representados en los tres tramos (separados por discontinuidades) de la figura 4.7: el primero (I), coincidente con toda la primera fase y en el cual el control de la aireación mantiene la concentración de O_2 entre 6% y 8% , y el segundo (II) y tercero (III), correspondientes a la tercera fase.

En el periodo II ($43,2-48,0$) hay una alteración en el control de la aireación: las concentraciones de O_2 toman valores mayores que la consigna superior (8%) debido a que entra en funcionamiento la aireación para el arrastre de CH_4 . Esto significa que sigue produciéndose CH_4 debido a la persistencia de condiciones anaerobias en algunas zonas del sustrato. La aireación para el arrastre de CH_4 entra en funcionamiento cada vez que la concentración de CH_4 supera el $3,0\%$. Puede observarse el techo del $3,0\%$ en la concentración de CH_4 , así como la concentración de O_2 superando el valor de la consigna superior para el periodo II ($43,2-48,0$) en la gráfica 00 del anexo.

En el periodo III se optó por subir los valores de consigna de concentración de O_2 a 11% y 13% para evitar la activación del arrastre descrito en el periodo II. El supuesto bajo el que se tomó esta decisión fue que, al aumentar la concentración media de O_2 en los poros, se facilita su acceso a todas las zonas del sustrato reduciendo el riesgo

de creación de zonas anaerobias. En el periodo III se observa una tasa más baja de consumo de O_2 (media de $11,6 \text{ g}\cdot\text{kgMS}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$) respecto a la del periodo I (media de $18,5 \text{ g}\cdot\text{kgMS}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$), lo que supone un descenso en la demanda de O_2 del 37% que se puede atribuir en parte al efecto estabilizador de todo el proceso biológico.

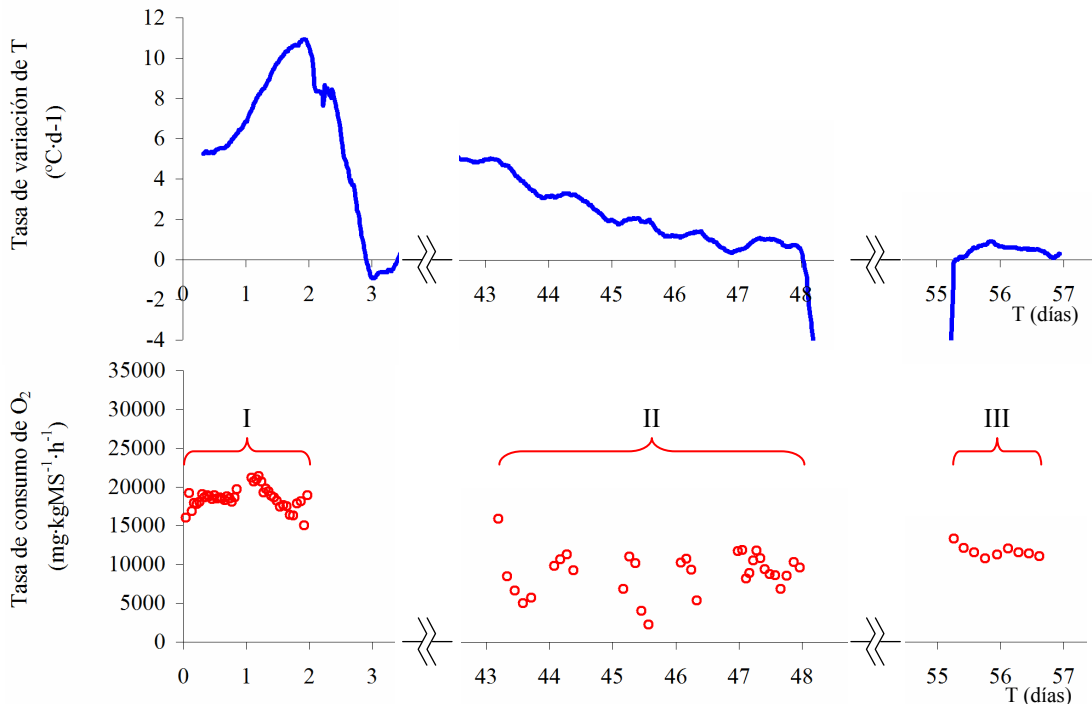


Figura 4.7. Tasa de consumo de O_2 y comparación con la tasa de variación de la temperatura en los periodos de control de la aireación de la CARGA 1.

4.5.3 Carga 2

4.5.3.1 Caracterización del sustrato

Para la CARGA 2 se utilizaron 9.000 kg de gallinaza con un contenido en SV del 76,9% (base seca) y en ST, del 66,1%, más $6,5 \text{ m}^3$ de restos triturados de poda. Se consideran como biodegradables sólo a los SV provenientes de la gallinaza, que suman 4.575 kg. La gallinaza estaba mezclada en origen con paja de avena, utilizada para las camas, con una relación másica aproximada deyecciones/paja de 60:40 (base seca). El sustrato ocupaba inicialmente un volumen de $15,5 \text{ m}^3$ en el reactor. Al inicio de la carga, el tanque de lixiviado contenía 5.550 l del lixiviado procedente de la CARGA 1.

4.5.3.2 Visión general del proceso

Fases y duraciones

Las fases 1ª, 2ª y 3ª duraron 0,2; 39,7 y 31,7 días respectivamente, como puede verse en la figura 4.8.

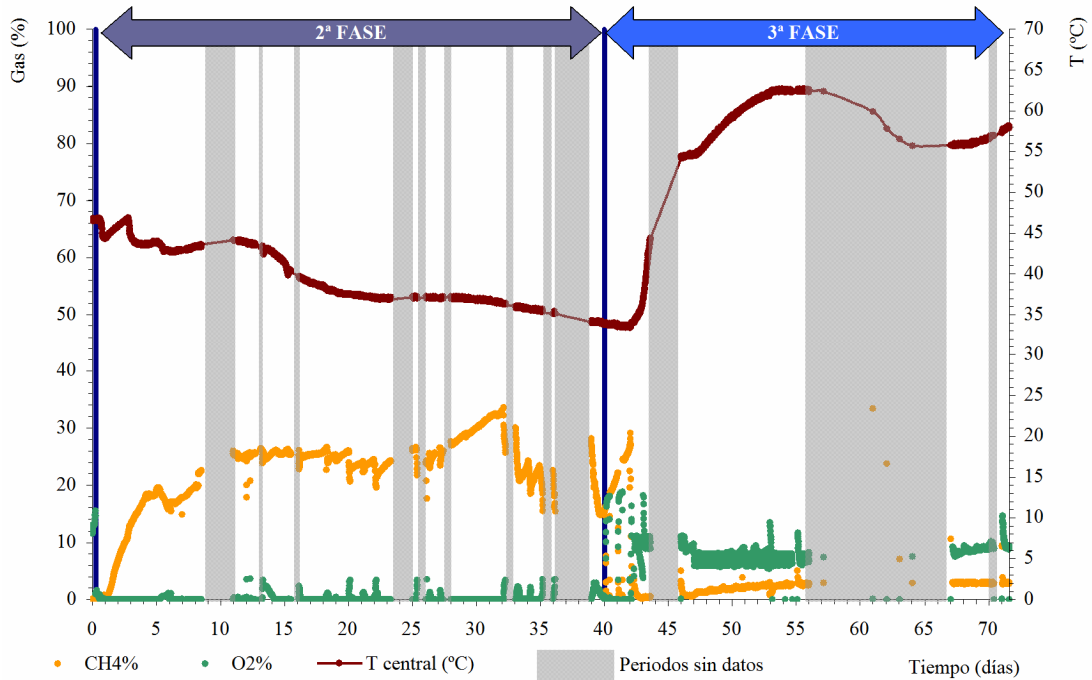


Figura 4.8. Visión general de la CARGA 2.

La tasa de recirculación del lixiviado fue de $250 \text{ l}\cdot\text{h}^{-1}$ durante los primeros 12 días de la 2ª fase. Después se redujo a $80 \text{ l}\cdot\text{h}^{-1}$ debido a la aparición de problemas en el control del bombeo.

El pH del lixiviado tomó un valor medio de 6,8, oscilando entre 6,6 y 7,0.

La degradación de la materia orgánica fue del 58,5% durante todo el proceso. También se analizó el contenido en SV tras acabar la 2ª fase, resultando en ese momento una degradación de la materia orgánica del 36,2%. Es por tanto atribuible a la 3ª fase una degradación del 22,3%, o expresado de otra forma, un 38% de la degradación total durante el proceso.

Paradas e incidencias

La recogida automática de datos tuvo lugar durante el 60% del tiempo de proceso, repartiéndose éste en un 44% correspondiente a paradas y un 16% al borrado de

datos por saturación del registro. Las principales paradas se debieron (en orden decreciente de tiempo que mantuvieron el proceso interrumpido) a fallos en el suministro eléctrico de 24 V del sistema de control, entrada de O₂ en el reactor durante la fase anaerobia y fallos en la bomba de drenaje P001. La tabla 4.3 muestra cuáles fueron los periodos sin recogida de datos.

La entrada de O₂ en el reactor afectó a la fase anaerobia en su aspecto biológico y a las medidas de biogás, sin que pueda distinguirse entre estos dos efectos. El punto por donde entraba aire atmosférico en el sistema no pudo ser detectado. Los repuntes en la concentración de O₂, coincidentes con fuertes caídas en la concentración de CH₄ (ver figura A2.14 del anexo 2) son indicadores de la entrada masiva de aire atmosférico en el sistema.

La causa de la saturación de datos que produjo un borrado en el registro de 11 días (parada nº11 en la tabla 4.3) fue el continuo cambio de posición del ventilador V002 que, igual que en la CARGA 1, se activaba para barrer el CH₄ del reactor.

Tabla 4.3. Relación de los principales periodos sin recogida automática de datos durante la CARGA 2.

Parada nº	Inicio (d)	Duración (d)	Comentario
1	8,50	2,50	Fallo en bombeo (P001)
2	12,72	0,54	Fallo en bombeo (P001)
3	15,52	0,61	Batería baja en ud. de control
4	23,31	1,68	Batería baja en ud. de control
5	25,38	0,67	Entrada de O ₂ en reactor
6	27,42	0,61	Corte de luz (tormenta)
7	32,28	0,78	Entrada de O ₂ en reactor
8	35,19	0,82	Entrada CH ₄ en cont. control
9	36,15	2,84	Entrada de O ₂ en reactor
10	43,59	2,39	Batería baja en ud. de control
11	55,99	11,24	Borrado (saturación por evento 256)
12	70,44	0,66	Fallo analizador de gases

4.5.3.3 Producción de CH₄

Periodos de extracción y medida de biogás

Sólo en el periodo 29,0-32,0 (figura 4.9) se verifica la extracción y medida de biogás, que se detiene cíclicamente con una frecuencia diaria, lo cual indica que las

condiciones ambientales en el exterior del reactor (las variaciones diarias de temperatura) influyeron en la medida de gas. El resto del tiempo de la fase 2, el control de la extracción del biogás por presión en el reactor no funcionó, siendo éste otro indicador de la falta de estanqueidad del sistema.

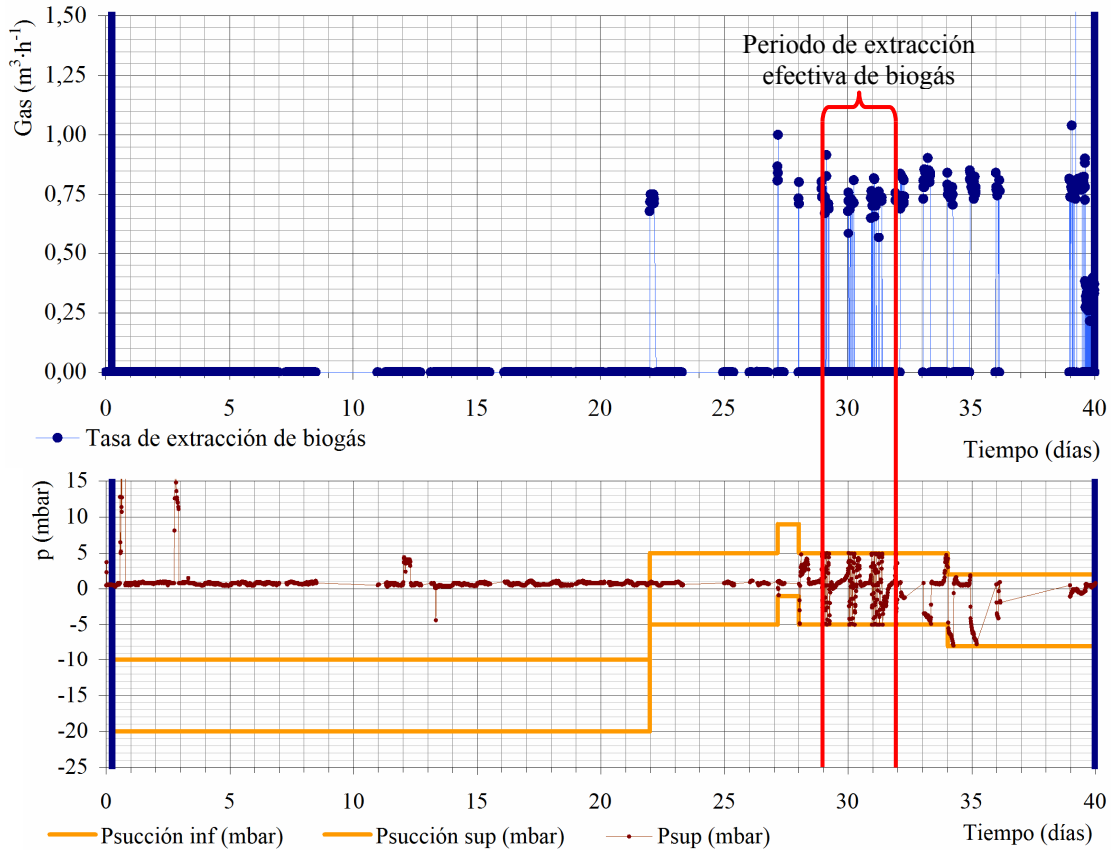


Figura 4.9. Tasa de extracción de biogás y presiones en el reactor durante la fase anaerobia de la CARGA 2.

Estimación de la producción de CH_4

La tasa media de producción de CH_4 durante los 3,0 días señalados es de $4,25 \text{ NI}\cdot\text{tSV}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$ ó $0,102 \text{ NI}\cdot\text{kgSV}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$, con una riqueza media del 30,4% en el biogás. Si se excluyen los intervalos nocturnos de parada en la extracción, la producción instantánea de CH_4 asciende a $12,87 \text{ NI}\cdot\text{tSV}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$ ó $0,309 \text{ NI}\cdot\text{kgSV}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$. La escasez de datos de producción instantánea de CH_4 y las evidencias de la existencia de alguna apertura del sistema al exterior, impiden dar valores de producción para la fase anaerobia en su conjunto.

4.5.3.4 Evolución de la temperatura

Fases aerobias

El sustrato presentaba una alta temperatura al inicio de la carga (46,5°C), por lo que se redujo la duración de la primera fase tanto como se pudo para evitar las pérdidas de materia orgánica biodegradable que según los indicios ya se estaban produciendo en altas tasas.

En la tercera fase, el calentamiento espontáneo hizo que, partiendo de una temperatura de 33,8°C, llegaran a alcanzarse 62,7°C 16,7 días después del inicio de la fase (día 56,6 de proceso). Se alcanza una tasa máxima de aumento de temperatura de 32,3°C·d⁻¹ (ver figura 4.10). En esta fase se mantienen temperaturas superiores a 55°C durante 24,3 días, y superiores a 60°C, durante 10,4 días.

Fases anaerobias

Debido a la alta temperatura inicial y a la baja velocidad de pérdidas de calor –la fase anaerobia transcurrió durante los meses estivales– la calefacción no entró en funcionamiento. Los valores de consigna para la calefacción y la refrigeración fueron respectivamente 33°C y 49°C. La temperatura se mantuvo en ese rango durante toda la fase, tomando un valor medio de 40,1°C.

4.5.3.5 Estudio del consumo de O₂ en las fases aerobias

En la primera fase no hubo aireación. En la tercera fase se registra una aireación controlada a partir del día 42,4 de proceso (2,5 días tras el inicio de la fase) con una tasa creciente de consumo de O₂ que coincide con un aumento acelerado de la temperatura. La tasa de consumo de O₂ alcanza un valor medio de 52,3 g·kgMS⁻¹·h⁻¹ a lo largo del día 43 de proceso (ver figura 4.10). Tras la parada n°10 continua la aireación controlada durante 10 días, con un consumo O₂ medio de 32,5 g·kgMS⁻¹·h⁻¹.

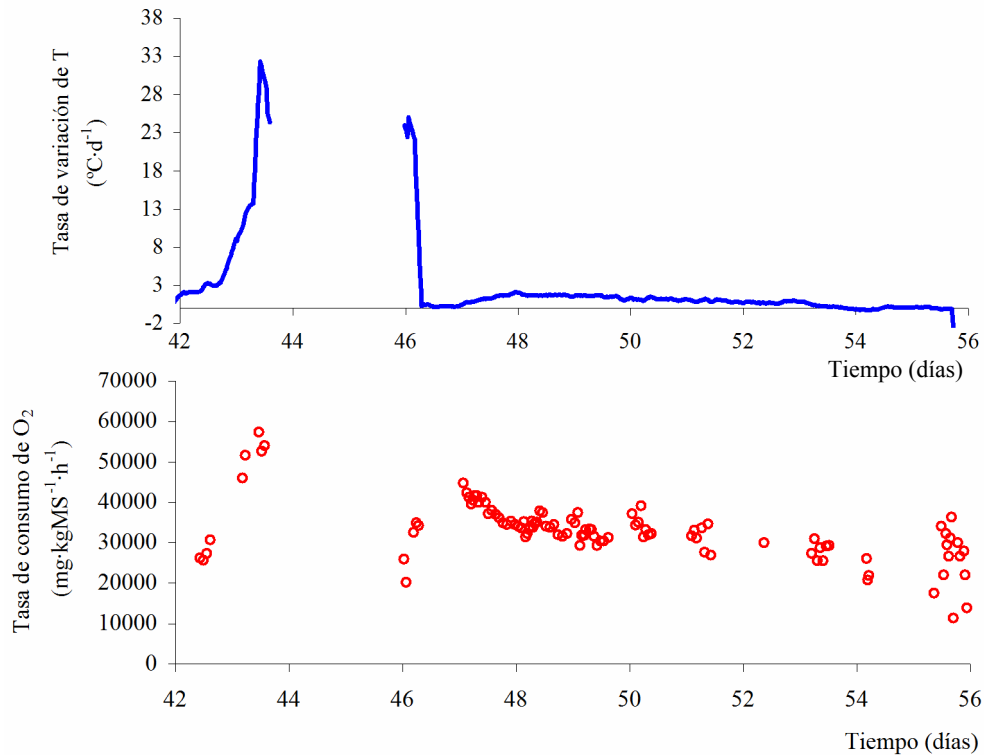


Figura 4.10. Tasa de consumo de O₂ y comparación con la tasa de variación de la temperatura en un periodo de la CARGA 2.

4.5.4 Carga 3

4.5.4.1 Caracterización del sustrato

La CARGA 3 consistió en estiércol de ganado bovino mezclado con restos triturados de poda. El estiércol contenía paja proveniente de las camas en una proporción másica de 40% (base seca). Las masas utilizadas de estiércol y restos de poda fueron de 5.400 kg, y 5.180 kg respectivamente. La mezcla ocupaba un volumen inicial en el reactor de 12,9 m³ y su densidad inicial era de 0,82 t·m⁻³. El estiércol contenía un 80,4% (base seca) de SV y un 18,9% de ST. Se consideran los SV aportados por el estiércol (821 kg) para los cálculos de rendimientos del sistema y se excluyen los aportados por los restos triturados de poda. El sistema tenía almacenados en el tanque PS1 5.200 l de lixiviado procedentes de la digestión de la CARGA 2.

4.5.4.2 Visión general del proceso

La duración de la CARGA 3 fue de 244 días. Sus fases ,1^a aerobia, 2^a anaerobia y 3^a aerobia, tuvieron una duración de 21,0; 73,2 y 150,2 días respectivamente (ver figura 4.11).

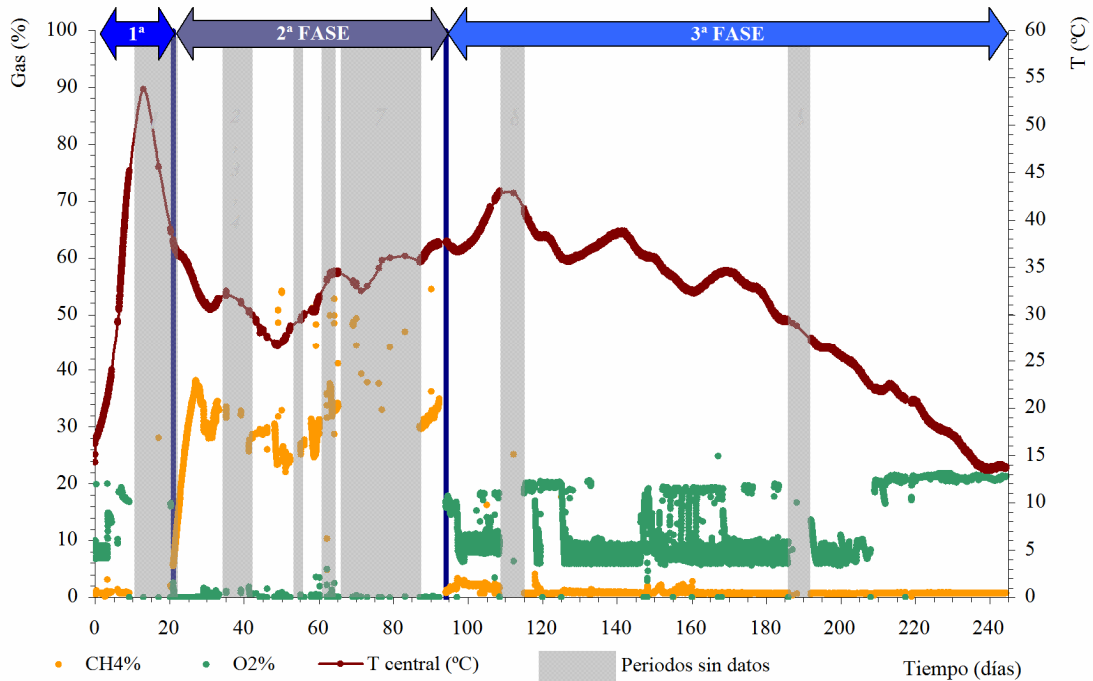


Figura 4.11. Visión general de la CARGA 3.

La recirculación de lixiviado durante la fase anaerobia tuvo caudales de $100 \text{ l}\cdot\text{h}^{-1}$ y de $1 \text{ l}\cdot\text{h}^{-1}$ en periodos alternos de duraciones similares.

El pH de la fracción líquida tuvo un valor medio de 7,5 durante la digestión. Osciló entre 7,0 y 7,8.

La degradación de la materia orgánica durante el proceso fue del 39,1%.

Paradas e incidencias

La recogida automática de datos tuvo lugar durante el 67% de la duración de la CARGA 3. Las principales paradas están reflejadas en la tabla 4.4. Predominaron las paradas por fallos en el sistema eléctrico de 24 V. También hubo una pérdida de datos de 22 días (parada n°7) por saturación de eventos relacionada con el control de extracción de biogás. Ésta supuso un 30% de la duración de la fase anaerobia.

Tabla 4.4. Relación de los principales periodos de interrupción del proceso o pérdida de datos durante la CARGA 3.

Parada nº	Inicio (d)	Duración (d)	Comentario
1	9,12	11,9	Batería baja en ud. de control
2	33,14	2,0	Fallo en el bombeo
3	35,22	3,9	Batería baja en ud. de control
4	39,13	2,2	Fallo en bombeo + bat baja ud. control
5	52,31	2,9	Batería baja en ud. de control
6	60,18	3,2	Batería baja en ud. de control
7	65,22	21,9	Borrado (saturación por evento 4)
8	108,48	6,5	Reparaciones y mantenimiento
9	185,93	6,1	Reparaciones y mantenimiento

4.5.4.3 Producción de CH₄

En ningún momento de la fase anaerobia tuvo lugar una extracción controlada del biogás, lo cual impide la estimación de su producción. La causa fue, al igual que en la CARGA 2, la falta de estanqueidad del sistema, que impidió la acumulación de biogás, y por tanto de presión (ver figura 4.12).

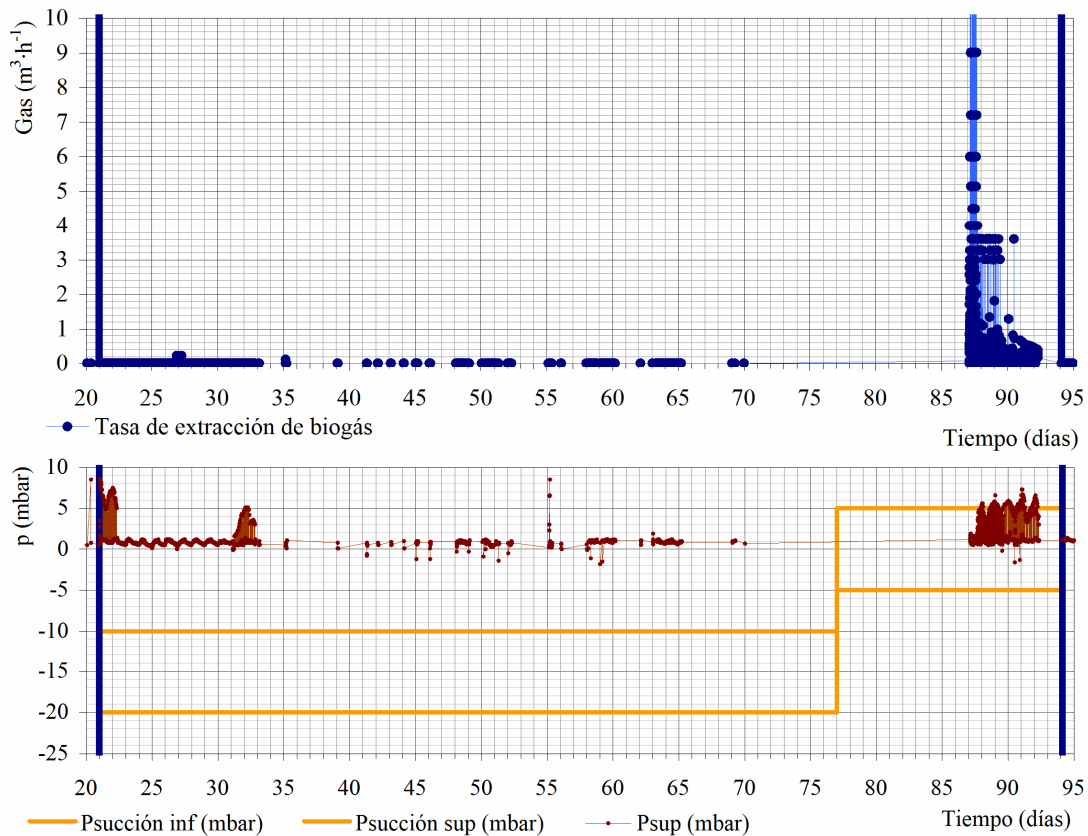


Figura 4.12. Tasa de extracción de biogás y presiones en el reactor durante la fase anaerobia de la CARGA 3.

4.5.4.4 Evolución de la temperatura

Fases aerobias

El sustrato entró en el proceso con una temperatura de 14,3°C. En la primera fase, la temperatura aumentó hasta alcanzar los 53,8°C el día 13,0. La parada nº1 provocó un cambio en esa tendencia. Antes de llegar a ese máximo, se alcanzó una tasa máxima de aumento de temperatura de 17,4°C·d⁻¹ el día 4,4. La tasa media de aumento de temperatura hasta ese momento fue de 3,1°C·d⁻¹.

En la tercera fase se produjo un aumento de la temperatura durante los primeros días, pasando de 37,7°C al comienzo de la fase a 43,0°C 14,3 días después. La tendencia durante los 150 días de duración de la fase fue al descenso de la temperatura, excepto en tres momentos de repunte coincidentes con el funcionamiento efectivo del control de aireación. La temperatura final fue de 13,6°C y en ningún momento se alcanzaron las temperaturas de higienización de 55°C o 60°C.

Fase anaerobia

La fase 2 arrancó con una temperatura de 37,7°C. La temperatura alcanzó un mínimo de 26,7°C el día 48,2 de proceso. Luego comenzó el ascenso, causado por la calefacción, durante el resto de la fase hasta alcanzar los 37,4°C. La temperatura media durante la fase anaerobia fue de 33,6°C.

4.5.4.5 Estudio del consumo de O₂ en las fases aerobias

Se identificaron tres periodos en los que el control de la aireación funcionó correctamente: el primero (I), durante los primeros días de la primera fase (días de proceso de 0,6 a 3,3), y el segundo (II) y el tercero (III), en la tercera fase y durante los intervalos de proceso 98,0-106,0 y 125,5-146,2 respectivamente (ver figura 4.13).

En el periodo I hay una tasa de consumo de O₂ creciente, alcanzándose los 32,6 g·kgMS⁻¹·h⁻¹. El resto del tiempo de la primera fase el control de la aireación no funciona correctamente, por lo que no se puede conocer cómo continúa la evolución de la tasa. En la tercera fase las tasas de consumo de O₂ tienen un comportamiento más estacionario, tomando valores medios de 6,5 g·kgMS⁻¹·h⁻¹ y 3,9 g·kgMS⁻¹·h⁻¹ en los periodos II y III respectivamente. También se verifican tasas de variación de

temperatura muy bajas en estos periodos en comparación con el intenso calentamiento del periodo I.

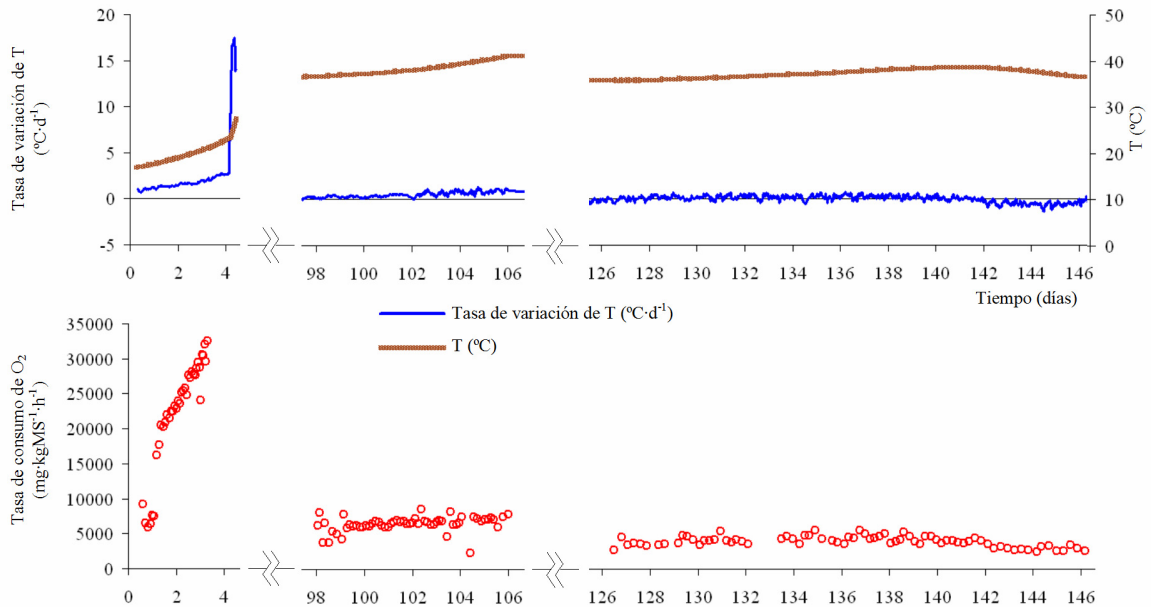


Figura 4.13. Tasas de consumo de O₂ en tres periodos distintos de la CARGA 3.

4.5.5 Carga 4

4.5.5.1 Caracterización del sustrato

El sustrato para la CARGA 4 consistió en estiércol de ganado bovino mezclado con paja de colza como material estructurante. El estiércol contenía a su vez paja proveniente de las camas en una proporción másica de 40% (base seca). Las masas utilizadas de estiércol y paja de colza fueron de 7.840 kg y 400 kg respectivamente. La mezcla ocupaba un volumen inicial en el reactor de 14,3 m³ y su densidad inicial se estima en 0,57 t·m⁻³. El estiércol contenía un 73,7% (base seca) de SV y un 31,7% de ST. La paja de colza contenía un 91,9% (base seca) de SV y un 91,6% de ST. Se consideran los SV aportados por estos dos cosustratos (que suman 2168 kg) para los cálculos de rendimientos del sistema. El tanque de lixiviado contenía 5.200 l de líquido procedente de la digestión de la CARGA 3.

4.5.5.2 Visión general del proceso

La duración total de la CARGA 4 fue de 89,6 días. Las duraciones de sus fases fueron: 0,6 días (1^a aerobia), 69,1 días (2^a anaerobia) y 19,8 días (3^a anaerobia) (ver figura 4.14). Debido a la alta temperatura inicial del sustrato se evitó su aireación

adicional acortando al máximo la fase 1, que duró sólo el tiempo necesario para agotar el O₂ presente, tal como se hizo en la CARGA 2.

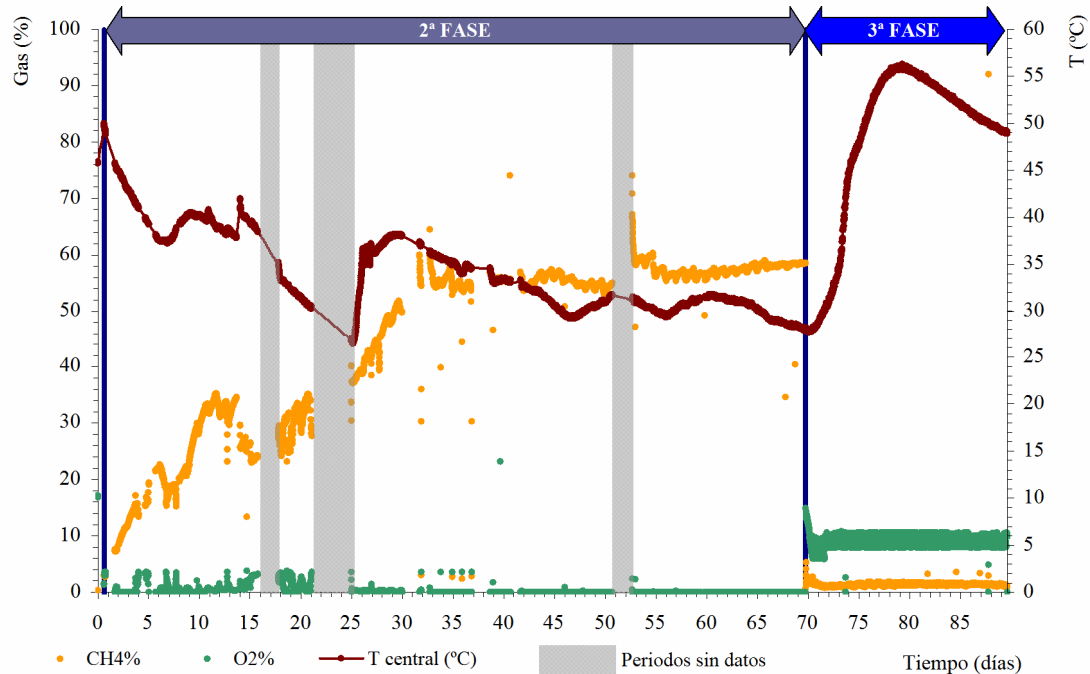


Figura 4.14. Visión general de la CARGA 4.

La tasa de recirculación de lixiviado durante la fase anaerobia fue de entre $100 \text{ l}\cdot\text{h}^{-1}$ y $200 \text{ l}\cdot\text{h}^{-1}$.

El pH del lixiviado tomó un valor medio de 7,7 durante la fase anaerobia, oscilando entre 7,3 y 8,0.

La degradación de la materia orgánica fue del 36,3%. Al acabar la 2ª fase la degradación era del 31,6%, por lo que puede decirse que el 13% de la materia orgánica degradada fue en la 3ª fase.

Paradas e incidencias

En la CARGA 4 se registraron datos durante 69,8 días, que constituyen un 78% del tiempo de proceso (ver tabla 4.5). Esta vez no hay borrado de datos por saturación y el número y tiempo de las paradas es menor que en las cargas anteriores porque se hicieron algunas modificaciones en el código como la eliminación de la *alarma corte de suministro eléctrico* y la modificación de los parámetros de la *alarma fallo en bombeo*.

Nuevamente el proceso estuvo afectado por problemas de falta de estanqueidad que no pudieron resolverse hasta el día 48, perjudicando notablemente a las medidas de producción de CH₄.

Tabla 4.5. Relación de los principales periodos de interrupción del proceso o pérdida de datos durante la CARGA 4.

Parada n°	Inicio (d)	Duración (d)	Comentario
1	15,75	2,04	Causa desconocida
2	21,06	3,97	O ₂ en reactor
3	50,67	2,01	Corte de suministro eléctrico

4.5.5.3 Producción de CH₄

Periodos de extracción y medida de biogás

El transcurso de la fase anaerobia de la CARGA 4 estuvo marcada por la aparición de impedimentos para la extracción y medida del biogás producido. La presencia de una fuga en el sistema, en el punto de unión de la sonda T101 en el reactor, y la interferencia de la activación de las duchas en la extracción de gas controlada por la presión en el reactor, fueron incidencias no resueltas hasta el día 47,7 del proceso. Por lo tanto, las tasas de producción de biogás medidas hasta ese momento no son aceptables. Puede observarse la actuación defectuosa del lazo de control en la figura 4.15, donde las presiones no alcanzan los valores de consigna inferiores a pesar de la extracción (debido a la falta de estanqueidad) o alcanzan valores muy superiores a la consigna superior influidos por el funcionamiento de las duchas. El periodo 47,7-66,1, resaltado en la figura 4.15, es el único cuya medida de producción de biogás se considera aceptable.

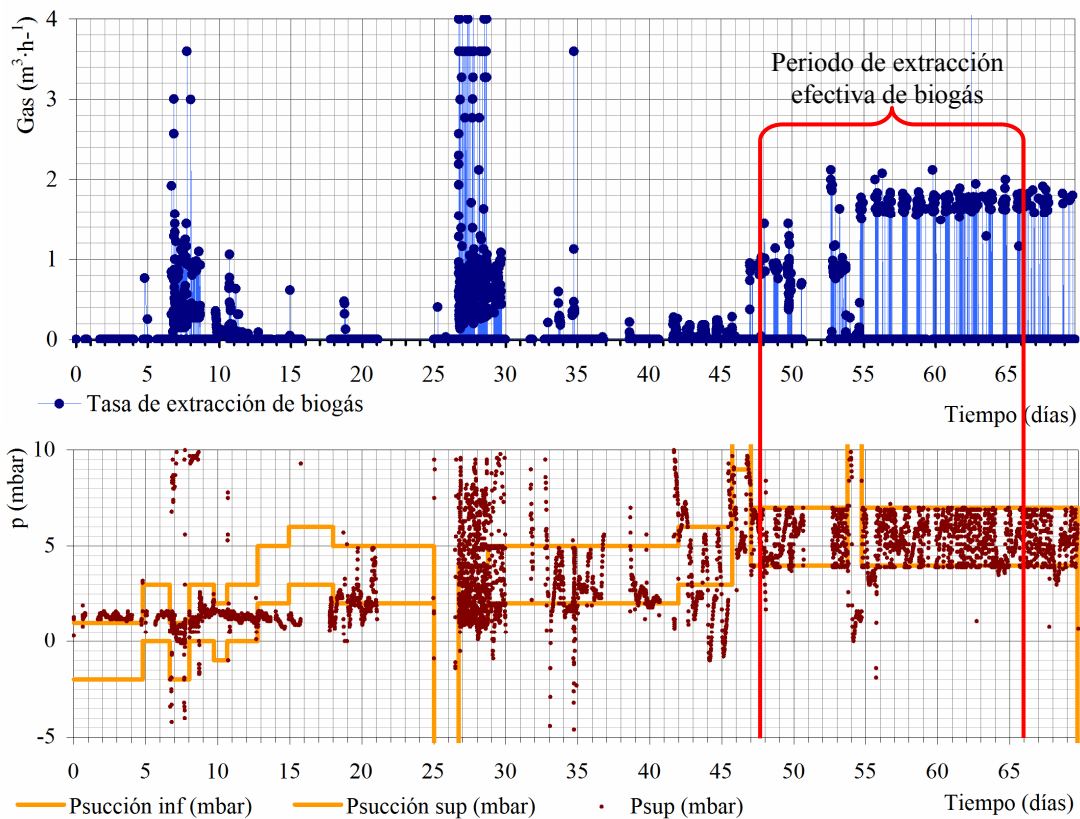


Figura 4.15. Tasa de extracción de biogás y presiones en el reactor durante la fase anaerobia de la CARGA 4.

Estimación de la producción de CH_4

Durante el periodo referido, cuya evolución de presiones en el reactor y producción instantánea de biogás se muestra con más detalle en la figura 4.16, se presentan intervalos de tiempo en los que la presión no se recupera. Se pueden aceptar, con reservas, estas medidas, que arrojan valores medios de producción instantánea de CH_4 de $11,9 \text{ NI} \cdot \text{tSV}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$ (o $0,29 \text{ NI} \cdot \text{kgSV}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$), con una riqueza media del 57% en el biogás. Si se excluyen los largos intervalos nocturnos de los cálculos, la producción instantánea de CH_4 asciende a $22,2 \text{ NI} \cdot \text{tSV}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$ (o $0,53 \text{ NI} \cdot \text{kgSV}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$).

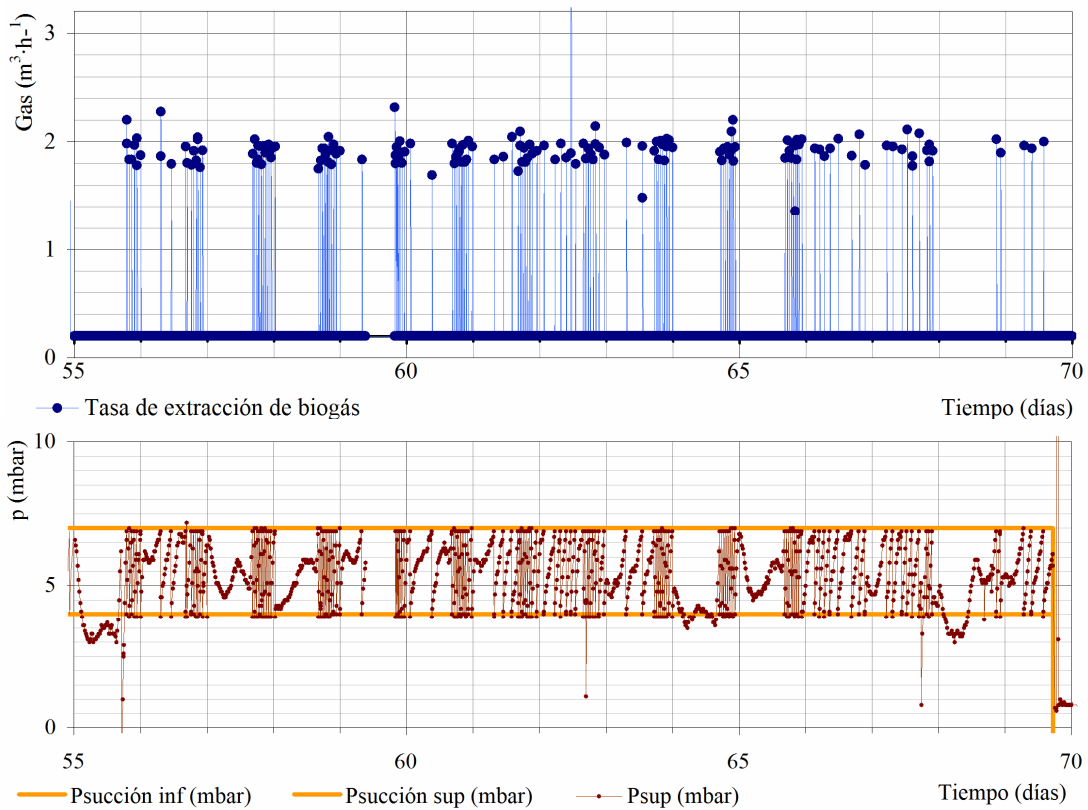


Figura 4.16. Tasa de extracción de biogás y presiones en el reactor durante los días 55-70 de la CARGA 4.

La escasez de datos fiables de producción de biogás impide la estimación de la verdadera producción, más aún cuando los únicos datos disponibles se corresponden con momentos muy alejados del inicio de la fase anaerobia y probablemente posteriores a los de máxima tasa de producción de biogás.

4.5.5.4 Evolución de la temperatura

Fases aerobias

La temperatura de entrada del sustrato en la primera fase fue de $45,7^{\circ}\text{C}$, por lo que se pasó lo más rápidamente posible a la segunda fase. La tercera fase comenzó con el sustrato a $28,1^{\circ}\text{C}$. La temperatura aumentó entonces a causa de la aireación hasta los $56,3^{\circ}\text{C}$, transcurridos 9,5 días.

Tras alcanzar un pico de $13,3^{\circ}\text{C}\cdot\text{d}^{-1}$ el día 73,5 de proceso, la tasa de variación de temperatura bajó bruscamente hasta $2,6^{\circ}\text{C}\cdot\text{d}^{-1}$ el día 74,7. A partir de ese punto de estabilización comienza la región 2 (ver figura 4.17), donde la tasa de variación de

temperatura baja gradualmente hasta anularse y luego mantenerse en valores negativos constantes y cercanos a cero ($\approx -0,7^{\circ}\text{C}\cdot\text{d}^{-1}$).

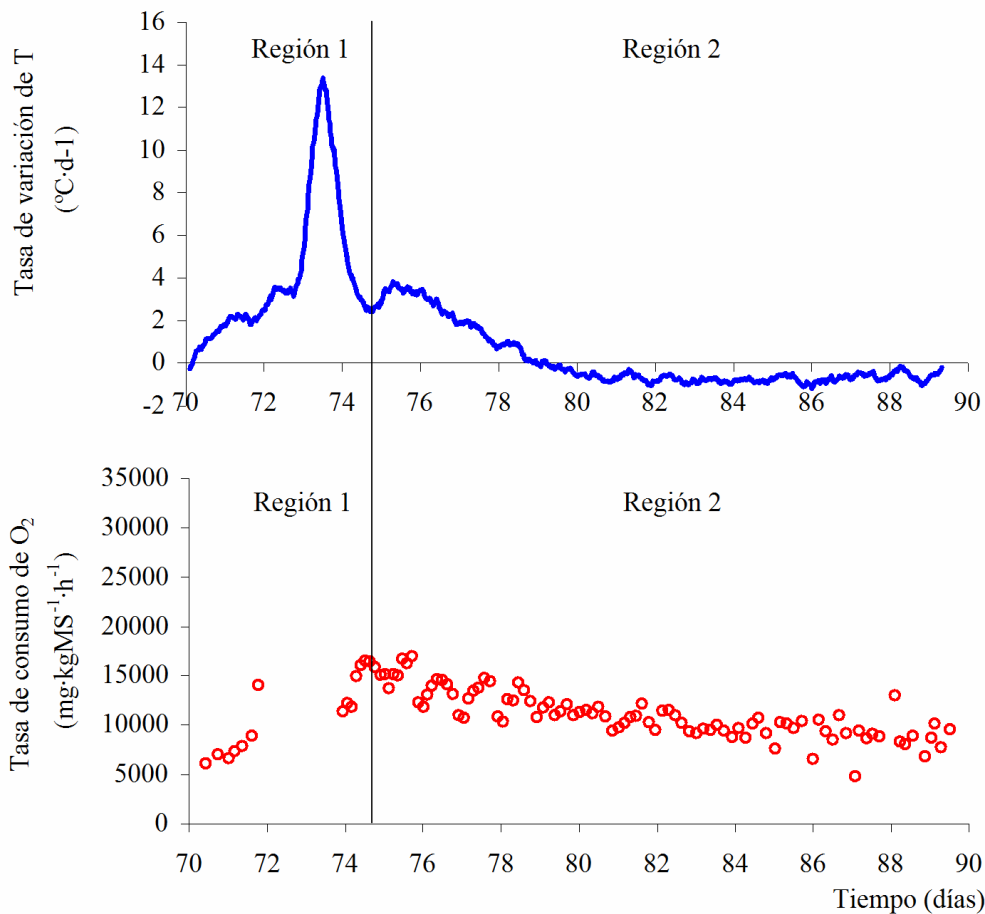


Figura 4.17. Tasa de consumo de O_2 y comparación con la tasa de variación de la temperatura en un periodo de la CARGA 4.

Fase anaerobia

Durante la fase anaerobia la temperatura media fue de $33,6^{\circ}\text{C}$. Durante la primera mitad de la fase, aproximadamente, se mantuvo por encima de la temperatura de consigna de 35°C .

4.5.5.5 Estudio del consumo de O_2 en las fases aerobias

En todo el ciclo de tratamiento se identifica un periodo en el cual se producen los ciclos de aireación-reposo con control por concentración de oxígeno. Éste coincide casi enteramente con la tercera fase, con inicio el día 69,8 y duración de 17,1 días. Durante dicho periodo, se puede observar una relación entre las tasas de variación de temperatura y de consumo de O_2 identificándose dos regiones (ver figura 4.17): en la

primera, la tasa de consumo de O₂ va en aumento a la par que la tasa de aumento de temperatura. Se alcanza una máxima tasa de consumo de O₂ de 15,7 g·kgMS⁻¹·h⁻¹ a lo largo de los días 74 y 75 de proceso. En los días siguientes (región 2) se produce un descenso uniforme y leve, hasta alcanzar un valor de 8,8 g·kgMS⁻¹·h⁻¹ al final del proceso (día 89,6). Esta región se caracteriza por sus valores bajos de la tasa de variación de temperatura (tanto negativos como positivos).

4.5.6 Análisis microbiológicos

Los resultados de los análisis microbiológicos se muestran en la tabla 4.6. También se comparan con los límites por el Real Decreto sobre fertilizantes (España, 2005). Se observa que en las dos cargas estudiadas las poblaciones finales de enterobacterias y coliformes fecales se reducen tras el tratamiento. La *E. coli* desaparece con el tratamiento de la CARGA 1, mientras que sobre el efecto de los procesos sobre la *E. coli* en la CARGA 2 y sobre la *salmonella* spp no se puede afirmar nada dado que no se detectaron ni en los sustratos ni en los productos.

Tabla 4.6. Resultados de los análisis microbiológicos realizados en los ensayos a escala piloto

Tipo de microorganismo	CARGA 1		CARGA 2		Límite Referencia
	Inicial	Final	Inicial	Final	
Enterobacterias (ufc·g ⁻¹)	1,1·10 ⁷	1,1·10 ⁶	4,5·10 ³	N.D	--
Coliformes fecales (ufc·g ⁻¹)	5,0·10 ⁵	4,0·10 ⁴	4,8·10 ⁶	N.D	--
<i>E. coli</i> (ufc·g ⁻¹)	2,7·10 ⁵	N.D	N.D	N.D	1·10 ³
<i>Salmonella</i> spp.(presencia)	N.D	N.D	N.D	N.D	Ausencia

4.5.7 Metales pesados

Los contenidos en metales pesados de los productos de los tratamientos son menores que los exigidos por la normativa, como refleja la tabla 4.7. Se toma como referencia los límites para fertilizantes elaborados con materias primas de origen animal o vegetal, categoría A, del Real Decreto 824/2005 sobre fertilizantes, siendo estos más estrictos que los del borrador de directiva sobre tratamientos biológicos de biorresiduos.

Tabla 4.7. Contenidos en metales pesados de los productos de los ensayos a escala piloto según su origen y comparación con los límites de la normativa.

Metal pesado	Contenido en el producto sólido		Criterio RD 824/2005	
	Origen: Gallinaza (CARGA 2)	Origen: Est. bovino (CARGA 4)	Límite	Cumplimiento
Cadmio ($\text{mg}\cdot\text{kgMS}^{-1}$)	0,2	0,4	0,7	Sí
Cobre ($\text{mg}\cdot\text{kgMS}^{-1}$)	9,2	2,5	70	Sí
Níquel ($\text{mg}\cdot\text{kgMS}^{-1}$)	4,5	10,8	25	Sí
Plomo ($\text{mg}\cdot\text{kgMS}^{-1}$)	5,32	5,92	45	Sí
Cinc ($\text{mg}\cdot\text{kgMS}^{-1}$)	46,2	29,2	200	Sí
Mercurio ($\text{mg}\cdot\text{kgMS}^{-1}$)	< 0,1	< 0,1	0,4	Sí
Cromo ($\text{mg}\cdot\text{kgMS}^{-1}$)	9,48	13,8	70	Sí

4.6 Discusión

Interrupciones del proceso y pérdidas de datos

Las interrupciones del proceso y las pérdidas de datos han constituido un 32% del tiempo de las cargas presentadas en este trabajo.

Muchas de las interrupciones están provocadas por el sistema de alarmas de la unidad de control. Algunas de estas alarmas no son estrictamente necesarias, sobre todo las que no están relacionadas con la seguridad. Un ejemplo es la alarma de falta de batería en la unidad de control: la batería funciona como respaldo y la unidad puede seguir funcionando con el transformador 220 CA / 24 CC. Otro ejemplo es la alarma de fallo en el bombeo, concebida para evitar el funcionamiento de las bombas en vacío, funciona comparando el tiempo que el líquido acumulado contado por el caudalímetro tarda en diferenciarse de cero con un tiempo de referencia. Este tiempo es demasiado estricto y hace que se produzcan falsas alarmas. La depuración del código fuente de la unidad de control para modificar las alarmas puede ser una forma de reducir las interrupciones. Así se ha hecho ya en algunos casos.

Las pérdidas de datos se deben al mal funcionamiento de algunos lazos de control junto con la falta de capacidad de almacenamiento del registro de datos. Dado que el registro se basa en los eventos, en ocasiones hay una acumulación de estos por la activación imprevista de mecanismos de retroalimentación negativa. En el siguiente caso tomado de la CARGA 1, ilustrado por la figura 4.18, puede verse que la bomba

de extracción de biogás (V001) y la bomba de drenaje de lixiviado (P001) se activan y desactivan continuamente. El dispositivo V001 produce una media de 1.494 eventos cada hora (uno cada 2,4 segundos). El registro permite la acumulación de 7.895 eventos, con lo que en estas condiciones se produciría el borrado de datos en 5,3 horas. El fenómeno de la alta frecuencia de funcionamiento de V001, esquematizado en la figura 4.19 (utilizando datos de la CARGA 1 para la gráfica), se debe a que la concentración medida de CH_4 oscila en torno al valor de consigna *CH4 limit*, lo cual no es lo esperado ya que la concentración de CH_4 debería continuar su ascenso. Es evidente que la bomba V001 provoca el empobrecimiento en CH_4 del biogás y de una forma rápida, al igual que rápida es la recuperación, pero no se conoce el mecanismo. Una alteración del proceso biológico por entrada de aire en el sistema parece poco probable dado que no se detecta O_2 y además las velocidades de respuesta en la variación de la concentración de CH_4 son demasiado rápidas como para tener una explicación biológica. La solución a este problema, aplicada en la CARGA 2 y en las sucesivas, es fijar el valor de *CH4 limit* muy por debajo de la concentración real de CH_4 , lo cual equivale a una activación manual del sistema de extracción.

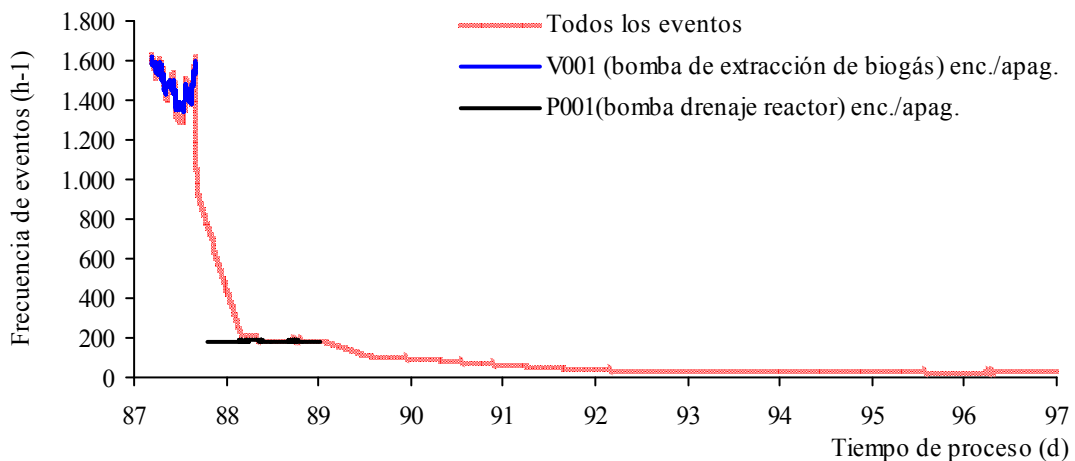


Figura 4.18. Frecuencia de los eventos en un intervalo de la CARGA 1

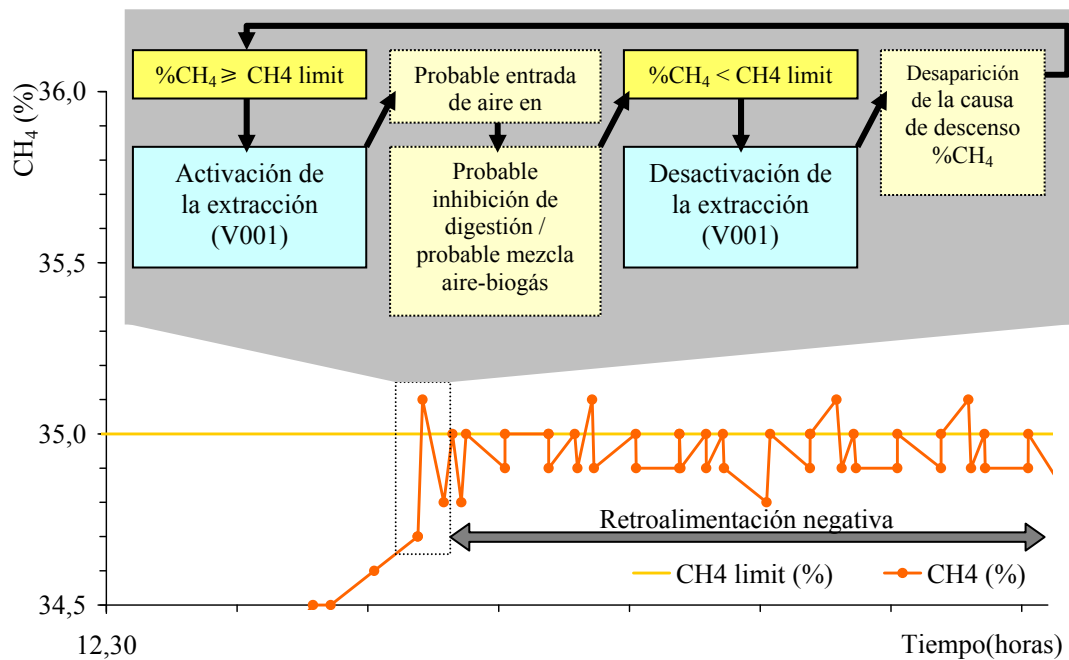


Figura 4.19. Esquema del mecanismo de retroalimentación que provoca la alta frecuencia de la activación y desactivación de la extracción de biogás.

El exceso de eventos relacionados con la bomba de drenaje P001 tiene que ver con el sistema de control regulado por un interruptor de nivel tipo flotador magnético dual. La banda diferencial entre las dos posiciones del flotador es demasiado pequeña en relación a la velocidad de reacción de la variable (en este caso, el nivel de líquido), lo cual no permite un funcionamiento satisfactorio para este tipo de control-todo nada (Creus, 1997). Es recomendable por tanto modificar la configuración del interruptor para aumentar su banda diferencial.

Una tercera forma de pérdida de datos por saturación es la activación del ventilador V002 cuando se detecta CH_4 por encima del 3,5% en las fases aerobias. El efecto de arrastre es muy rápido pero la tendencia del CH_4 a aumentar de concentración activa el ventilador a los pocos minutos. Esto se debe a que existe una fuente de CH_4 en el reactor, causada necesariamente por las condiciones aerobias que persisten en algunas zonas del sustrato. La acumulación excesiva de datos en la CARGA 1 y la pérdida de datos en la CARGA 2 han sido consecuencia de este fenómeno. En la CARGA 3 la acumulación de CH_4 en la 3ª fase no ha sido tan marcada, probablemente debido a la alta proporción de material estructurante, que permitió la homogeneidad de condiciones en el reactor. En la CARGA 4, ante el incipiente aumento de CH_4 , se modificaron los parámetros O_2 upper limit y O_2 lower limit de 6% y 8% a 8% y 10%

(ver figura A2.20 del anexo 2, a partir del día 72). Las consecuencias de esta modificación fueron el aumento de la frecuencia de los ciclos de aireación, el aumento del tiempo total de aireación, y la el aumento de la concentración de O_2 en el interior del reactor. Se observó entonces una desaparición de la activación del arrastre causada por acumulación de CH_4 . Las causas pudieron ser dos: el aumento neto del flujo de aire a través del sustrato, que provocó un arrastre (no intencionado) de CH_4 y/o la mejora del intercambio gas-sólido del O_2 en el seno del sustrato. Esta mejora del intercambio puede tener a su vez dos explicaciones: se redujeron las zonas anaerobias por el acceso del O_2 a poros antes inaccesibles o por el hecho de encontrarse a mayor concentración..

Por otra parte, sería necesario modificar el código para que puedan registrarse datos a pesar de las interrupciones en el proceso.

Producción y medida de CH_4

La falta de estanqueidad ha sido el gran obstáculo para la extracción y medida del biogás, de forma que en las cuatro cargas se han perdido los resultados directos de producción de CH_4 y sólo en la CARGA 1 se ha podido hacer una estimación a partir de datos parciales.

La falta de estanqueidad tiene un efecto biológico sobre la metanogénesis, ya que cuando se ejerce succión en el reactor (por la activación de los dispositivos V001 o P001) entra aire atmosférico en el sistema cuyo O_2 es un fuerte tóxico de los microorganismos metanogénicos aún en muy bajas concentraciones (Jarabo, 1999). Así puede comprobarse en la figura A2.14 del anexo 2, en la que se observa repuntes en la concentración de O_2 de entre 2% y 4% acompañados de caídas de 5 a 9 puntos porcentuales en la concentración de CH_4 (días 32 a 36). Existe también un efecto neumático de la falta de estanqueidad en el sistema: cuando el control de extracción trabaja con presiones positivas, la producción de biogás sale por las fugas en vez de por el circuito de extracción, donde se encuentra el contador de gas; cuando se trabaja con presiones negativas, por el contador pasa tanto el biogás producido como el aire que entra en el sistema. En la práctica, los efectos biológico e neumático se combinan sin que sea posible cuantificar ninguno de ellos.

La aparición tan frecuente de fugas hay que explicarla por la convergencia de varios factores: la fabricación artesanal del reactor y las conducciones, la escala del prototipo y la falta de experiencia en la operación de ese tipo de planta. Son conocidas las dificultades que aparecen en los pequeños reactores (a escala de laboratorio o semi-piloto) para garantizar la estanqueidad. Los trabajos de búsqueda y reparación de fugas consumen una gran parte del tiempo dedicado a la experimentación. El reactor tiene un gran perímetro de puertas (unos 18 m) cuyas juntas necesitan una revisión y mantenimiento muy cuidadosos antes de cada carga. Existen 16 puntos en los que el sistema puede entrar potencialmente en contacto con el exterior, incluyendo algunos de difícil inspección como el ventilador, el intercambiador de calor, las juntas de las conducciones de $\frac{3}{4}$ "', etc. En comparación, los reactores utilizados en la planta semi-piloto (capítulo 3) tienen una zona de cierre 18 veces más corta, un sistema de cierre más fiable (de ballesta) y sólo tres puntos de posible contacto con el exterior. Por tanto, las necesidades de medios para garantizar la estanqueidad en la planta piloto respecto a la planta semi-piloto se multiplicaron, pero los medios disponibles (los humanos) no crecieron en igual medida. Algunos puntos sensibles en cuanto a las fugas, como las juntas de las puertas del reactor y tramos del circuito de aire-gas (ver figura 4.20) fueron detectados y reparados, de manera que la CARGA 5 (no incluida en este trabajo) transcurrió con ausencia de fugas.

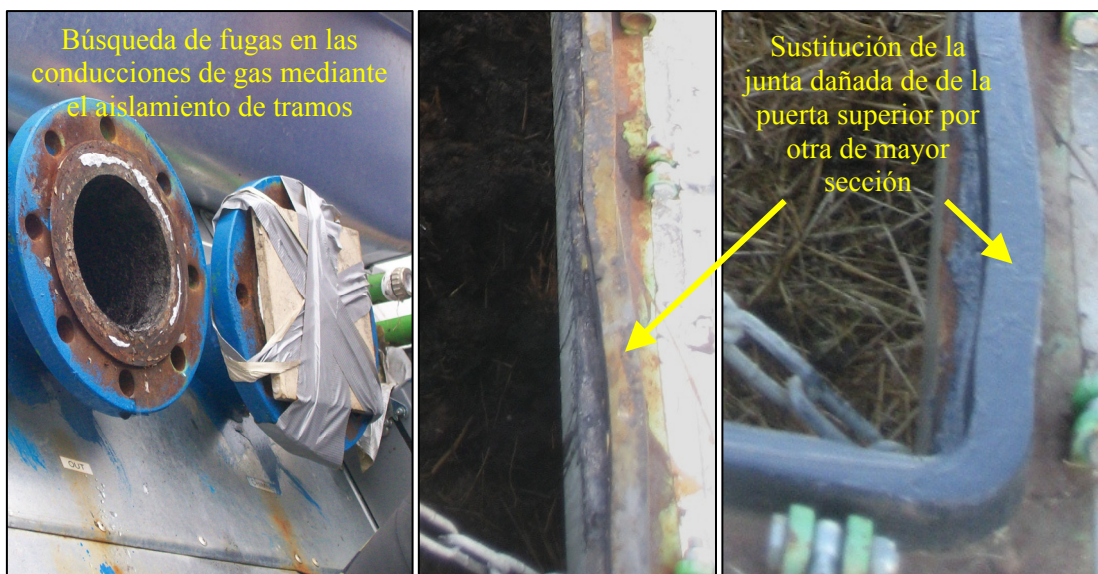


Figura 4.20. Trabajos de mantenimiento relacionados con la estanqueidad del reactor.

Puede decirse que han sido necesarias las primeras cargas para familiarizarse con el procedimiento para la detección y reparación de fugas pero, en cualquier caso, en una versión mejorada del sistema de tratamiento sería necesario minimizar el riesgo de fugas modificando el sistema de cierre del reactor y reduciendo los posibles puntos de fuga. El carácter experimental de la planta, así como su fabricación artesanal, son factores que presumiblemente desaparezcan en su versión comercial.

Respecto al único ensayo en el que se pudo cuantificar la producción de CH₄ estimado (CARGA 1), se comparan los indicadores de eficacia biológica con los promedios de los mismos indicadores correspondientes a los ensayos *Recircula cont* y *Recircula 3d* de los ensayos a escala semi-piloto (tabla 4.8). Se observa que la producción de CH₄ es parecida en los dos niveles de ensayo: 137,1 NI·kgSV⁻¹ en escala piloto y 142,9 NI·kgSV⁻¹ en escala semi-piloto (sólo difieren un 4,0%). En cambio, los indicadores relacionados con el aprovechamiento del espacio de reactor y del tiempo de digestión son notablemente mejores a nivel de escala piloto: la carga orgánica es 3,55 kgVS·m⁻³·d⁻¹ (el 215% de la del ensayo semi-piloto optimizado), la producción específica de CH₄ es 487,2 NI·m⁻³·d⁻¹ (el 265% de la del ensayo semi-piloto optimizado) y la tasa media de producción es de 3,62 NI·kgSV⁻¹·d⁻¹ (el 127% de la del ensayo semi-piloto optimizado). Estas diferencias en sentido contrario se explican por la cinética de producción de CH₄ en los dos casos: En los ensayos a escala semi-piloto la máxima producción acumulada es mayor (153,5 frente a 147,8 NI·kgSV⁻¹), pero la producción tiene un arranque más lento (λ de 12,2 frente a 7,9 días) y está más distribuida en el tiempo (máxima tasa de producción de CH₄ de frente 4,43 a 6,08 NI·kgSV⁻¹·d⁻¹). También contribuye al aprovechamiento del reactor la alta concentración de materia orgánica que se logró (134,6 kgSV·m⁻³), más del doble que en los ensayos en semi-piloto, sin que esto afectara significativamente al proceso.

Tabla 4.8. Comparación de los indicadores de eficacia biológica de los ensayos de digestión anaerobia de estiércol a escala semi-piloto y a escala piloto.

Denominación del ensayo	Producción acumulada de biogás (NI·kgSV ⁻¹)	Producción acumulada de CH ₄ (NI·kgSV ⁻¹)	Carga orgánica (kgVS·m ⁻³ ·d ⁻¹)	Producción específica de CH ₄ (NI·m ⁻³ ·d ⁻¹)	Tasa media de producción de CH ₄ (NI·kgSV ⁻¹ ·d ⁻¹)	Riqueza media en CH ₄ (% vol.)	Riqueza en CH ₄ en la etapa estable (% vol.)
Semi-piloto	56,0	142,9	1,16	165,2	2,56	57,2	60,5
Semi-piloto optimizado	39,5	111,5	1,65	183,3	2,84	--	60,5
Piloto (CARGA 3)	37,9	137,1	3,55	487,2	3,62	42,0	53,0

En comparación con otras referencias (Møller *et al.* 2004; Friman, 1984; Schäfer *et al.*, 2006), pueden considerarse los resultados de eficacia biológica en el ensayo a escala piloto como muy satisfactorios, ya que la producción de CH₄ es del mismo orden que la de la media de los ensayos de biodegradabilidad de ensayos de bovino documentados por Møller *et al.* (2004) (148 NI·kgSV⁻¹) y la producción específica de CH₄, del mismo orden que la del reactor de purines en continuo de Friman (1984) (480 NI·m⁻³·d⁻¹).

Control de la aireación en las fases aerobias

Se ha regulado la aireación para mantener el nivel de O₂ en el reactor dentro de un rango, habitualmente y de acuerdo con el diseño original del proceso, entre el 6% y el 8%. En algunos casos se ha verificado una clara permanencia de condiciones anaerobias evidenciadas por el aumento de la concentración de CH₄ y la activación de la aireación para su arrastre. Así puede observarse entre los días 43 y 48 de la CARGA 1 o entre los días 47 y 56 de la CARGA 3. Si el control de la aireación está retroalimentado por la concentración de O₂, se supone que el suministro de éste iguala a la demanda estequiométrica (Haug, 1993) al contrario que otros tipos de control temporizados o basados en la temperatura. Sin embargo, la presencia de CH₄, indicadora de condiciones anaerobias, contradice este supuesto. Smårs *et al.* (2001) apuntan, en un montaje experimental de compostaje con regulación de la concentración de O₂ en el reactor en el 16%, que el sistema garantiza la uniformidad en la concentración de O₂ en los macroporos (bien ventilados) pero que ésta no es

controlable en los microporos y que por tanto no se pueden excluir las condiciones anaerobias parciales. Se ha comprobado, por otra parte, que al aumentar los valores de consigna del O₂, la acumulación de CH₄ desaparece o se atenúa. Así ocurre en la CARGA 1 cuando en los días 40 y 55-56 se aumenta la consigna de O₂ a 10%-12%, o en la CARGA 4 cuando se mantiene entre 8% y 10% durante casi toda la fase aerobia. Ahn *et al.*, 2007 indican que la concentración de O₂ en el reactor, y no sólo su tasa de suministro, está correlacionada positivamente con la tasa de descomposición de la materia orgánica dado que se dan limitaciones en la transferencia de materia. Al forzar el aumento de la concentración de O₂ en el reactor, acercamos el suministro real a la demanda estequiométrica, reduciendo al mismo tiempo las zonas anaerobias y favoreciendo el arrastre de CH₄. La contrapartida de trabajar a altas concentraciones de O₂, cercanas al nivel atmosférico, es que la alta tasa de ventilación favorece las pérdidas de calor convectivas. Una refrigeración excesiva puede impedir que se alcancen las temperaturas a las que la tasa de degradación microbiana de SV es máxima, que están entre los 45°C y los 55°C (Li *et al.*, 2008), así como las temperaturas de higienización.

Papel de la 1ª fase en el proceso

Las temperaturas de entrada del sustrato en el proceso presentaron grandes diferencias: mientras que en las cargas 1 y 3 eran cercanas a la temperatura ambiente, en las cargas 2 y 4 superaban los 45°C, lo cual indica que una intensa actividad de degradación microbiana aerobia ya había comenzado durante el almacenamiento de las deyecciones. Se puede considerar la 1ª fase como un pretratamiento biológico-térmico. La hidrólisis térmica aumenta la solubilización y mejora el rendimiento del proceso de producción de biogás. Aunque la información sobre el impacto de los pretratamientos térmicos en la digestión anaerobia es limitada (Mladenovska *et al.*, 2006), algunos autores justifican una fase inicial aerobia, que influye tanto en el arranque de la digestión como en su producción de CH₄ y en la destrucción de SV (Mata-Álvarez *et al.*, 2000). Por su parte, Gunaseelan (1997) informa que una digestión seca en discontinuo puede acelerarse con un compostaje parcial previo de dos semanas. La contrapartida de esta primera fase aerobia es la pérdida de material fácilmente biodegradable que puede revertir en una pérdida de potencial de producción de CH₄ (Mata-Álvarez *et al.*, 1990).

Otro factor a considerar es el ahorro energético que supone el pretratamiento aerobio en términos de calefacción durante la digestión anaerobia: según cálculos propios, para un reactor configurado como el de la planta piloto (en dimensiones y aislamiento), una duración de la 2ª fase de 40 días y un año climatológico medio en León, el calor necesario para que el sustrato alcance la temperatura de proceso es un 57% del calor necesario para la digestión (el 43% restante es el calor necesario para mantener la temperatura de 35°C en la digestión), que constituye el 25% del calor generado por el biogás en una cogeneración. En estas condiciones, sería aceptable una cierta pérdida de potencial de producción de CH₄ provocada por el compostaje.

higienización y consumo de O₂ en las fases aerobias

La evolución de la temperatura durante la 3ª fase ha sido desigual en las cuatro cargas, dándose el caso en una de ellas de no alcanzar el valor de higienización de 50°C (CARGA 3). Los dos ejemplos de buen comportamiento de las temperaturas (desde el punto de vista de la higienización) los vemos en la CARGA 2 y la CARGA 4. En la CARGA 2, la máxima tasa de consumo de O₂ alcanza el máximo entre el tercer y sexto día de la fase. En la CARGA 4, la máxima tasa de consumo de O₂ se alcanza 5 días después del inicio de la aireación. En ambos casos, las máximas tasas de aumento de la temperatura se producen antes de alcanzar los máximos de tasa de consumo de O₂. Parece una buena opción, desde el punto de vista del aprovechamiento óptimo del reactor, hacer la descarga en el momento en el que el consumo de O₂ alcanza el máximo, ya que pasado ese punto de inflexión la oxigenación de la pila puede ser suficiente mediante el movimiento convectivo natural del aire y, en definitiva, pueden alcanzarse igualmente las temperaturas necesarias en el exterior. Se toma como tiempo de referencia para la duración de la 3ª fase los 5 días.

Atendiendo a la temperatura como tratamiento de higienización, sólo la CARGA 2 cumple los criterios fijados por el borrador de Directiva sobre tratamientos biológicos de biorresiduos (Comisión Europea, 2001) (ver tabla 4.1). Sin embargo, se admite que la higienización se consigue si se superan los 50°C durante un tiempo suficiente. La Organización Mundial de la Salud da una recomendación de un mínimo de una semana por encima de 50°C para el compostaje de material fecal

(WHO, 2006). Esto se cumple en la 3ª fase de la CARGA 4, en la que se superan los 50°C durante 12,0 días.

4.7 Conclusiones

El sistema de producción de biogás permite obtener, en el caso de las deyecciones de bovino, buenos resultados de producción de CH₄ y de capacidad de tratamiento, presentándose como una opción capaz de competir con otras tecnologías de tratamiento biológico.

El sistema también reúne las condiciones necesarias para obtener un producto sólido que se puede denominar compost, ya que cumple los requisitos microbiológicos, de contenido en metales pesados y de tiempos y temperaturas de higienización.

La presencia de una primera fase aerobia está justificada desde un punto de vista de eficacia energética global del sistema dado que ahorra parte de la energía térmica necesaria para el proceso, pero su duración debe reducirse a pocas horas para evitar la pérdida de producción de biogás.

Si se atiende a la evolución de la temperatura, la tercera fase (aerobia) permite la higienización del producto, siendo su arranque rápido a pesar de estar precedido por condiciones anaerobias prolongadas. Se puede estimar la duración óptima de esta fase en 5 días.

La concentración de O₂ en las fases aerobias debe mantenerse a niveles superiores a los establecidos inicialmente (6%-8%) para evitar la aparición de condiciones anaerobias parciales y las limitaciones por difusión.

El principal obstáculo para la adecuada explotación de la planta es la presencia de fugas, cuyo riesgo debe reducirse en una eventual versión comercial del sistema mediante un adecuado control de la fabricación y con la elección de materiales y sistemas de cierre adecuados, particularmente en las puertas. Son necesarias mejoras en el sistema a distintos niveles para facilitar y simplificar la explotación de la planta. A nivel del código de programación de la unidad de control hay que reducir o hacer más laxo el sistema de alarmas y hay que modificar algunos lazos de control, como el del drenaje del reactor y el arrastre de CH₄ en las fases aerobias.

4.8 Referencias

- AHN, H.K., RICHARD, T.L., y CHOI, H.L., 2007. *Mass and thermal balance during composting of a poultry manure--Wood shavings mixture at different aeration rates*. Process Biochemistry. Vol. 42-2. Febrero, págs 215-223.
- CEJALVO, A., 2005. NTP 369: *Atmósferas potencialmente explosivas: instalaciones eléctricas* [en línea]. Instituto nacional de seguridad e higiene en el trabajo [ref. 7 de septiembre de 2005]. Disponible en web: http://www.mtas.es/insht/ntp/ntp_369.htm
- COMISIÓN EUROPEA, 2001. *Working document on biological treatment of biowaste, 2nd draft* [en línea]. Bruselas, 12 de febrero de 2001. [ref. 8 de febrero de 2008] Disponible en Web: <http://www.compost.it/>.
- CREUS, A., 1997. *Instrumentación industrial*. 6ª ed. Barcelona: Marcombo D.L.
- ESPAÑA, 2005. Real Decreto 824/2005, de 8 de julio, sobre productos fertilizantes. *Boletín Oficial del Estado*, 19 de julio de 2005, núm. 171, p. 25592.
- FRIMAN, R., 1984. *Monitoring anaerobic digesters on farms*. Journal of Agricultural Engineering Research. 29(4), 357-365.
- GUNASEELAN, V.N., 1997. *Anaerobic digestion of biomass for methane production: a review*. Biomass and Bioenergy, v 13, n 1-2, 1997, p 83-114.
- HAUG, R.T., 1993. *The practical handbook of compost engineering*. Lewis publishers. CRC Press LLC. Florida.
- LAY, J.J., LI, Y.Y. y NOIKE, T., 1998. *Developments of bacterial population and methanogenic activity in a laboratory-scale landfill bioreactor*. Wat. Res. Vol. 32, No. 12, pp. 3673-3679.
- LI, X., RUIHONG, R. y PANG, Y., 2008. *Characteristics of dairy manure composting with rice straw*. Bioresource Technology. Vol. 99-2, Enero, págs 359-367.
- MIYATAKE, F. y IWABUCHI, K., 2006. *Effect of compost temperature on oxygen uptake rate, specific growth rate and enzymatic activity of microorganisms in dairy cattle manure*. Bioresource Technology. Vol. 97-7. Mayo. Págs 961-965.

- MASON, I.G., MILKE, M.W., 2005. *Physical modelling of the composting environment: A review. Part 2: Simulation Performance*. Waste Management 25, 501-509.
- MATA-ÁLVAREZ, J., CECCHI, F., PAVAN P. Y LLABRES, P., 1990. *The performances of digesters treating the organic fraction of municipal solid wastes differently sorted*. Biological Wastes. Vol. 33(3). Págs 181-199.
- MATA-ALVAREZ, J., MACE, S. y LLABRES, P., 2000. *Anaerobic digestion of organic solid wastes. An overview of research achievements and perspectives*. Bioresource Technology. Vol. 74-1. Agosto, Págs 3-16.
- MLADENOVSKA, Z., HARTMANN, H., KVIST, T., SALES-CRUZ, M., GANI, R., y AHRING, B.K., 2006. *Thermal pretreatment of the solid fraction of manure: impact on the biogas reactor performance and microbial community*. Water Science and Technology, 53(8), págs. 59-67.
- MØLLER, H.B., SOMMER S.G., AHRING, B.K., 2004. *Methane productivity of manure, straw and solid fractions of manure*. Biomass and Bioenergy 26. Págs. 485-495.
- SMÅRS, S., BECK-FRIIS, B., JÖNSSON, H. y KIRCHMANN, H., 2001. *An Advanced Experimental Composting Reactor for Systematic Simulation Studies*. Journal of Agricultural Engineering Research. Vol. 78-4, abril. Págs 415-422.
- WHO, 2006. *Guidelines for the Safe Use of Wastewater, Excreta and Greywater. Volume 4: Excreta and Greywater Use in Agricultura*. World Health Organisation, Geneva, Switzerland.

CHAPTER 5

STUDY OF BIOLOGICAL STABILIZATION PROCESSES OF CATTLE AND POULTRY MANURE BY THERMOGRAVIMETRIC ANALYSIS AND ^{13}C NMR⁽¹⁾⁽²⁾

CAPÍTULO 5

ESTUDIO DE LOS PROCESOS DE ESTABILIZACIÓN BIOLÓGICA DEL ESTIÉRCOL DE BOVINO Y LA GALLINAZA MEDIANTE ANÁLISIS TERMOGRAVIMÉTRICO Y ^{13}C NMR⁽¹⁾⁽²⁾

5.1 Introduction

Land application of stabilized bio-solids allows the recycling of nutrients and the restoration of soil fertility. However, the determination of an adequate degree of stabilization is not an easy task. The three principal objectives of stabilization are the reduction of pathogens, the elimination of unpleasant smells, and decreasing or eliminating the potential for putrefaction (Metcalf and Eddy, 1995). Although the degree of stabilization may be expressed as a function of the aims of the process, there is neither a direct quantitative relationship nor a uniform method to establish the stability level reached (Otero *et al.*, 2002). On the basis of several parameters stability can be assessed by modification of the organic carbon and organic matter content, increments in the ash content, modification in C/N ratio, oxygen uptake rate, variations in the early metabolic products as ammonium, nitrate and volatile fatty acids (Smidt and Lechner, 2005).

The transformations undertaken by the organic matter when submitted to a biological stabilization process lead to an increase in the content of complex materials and inorganic fraction of the stabilized bio-waste and a reduction in labile components. Thus, the parameters suggested for assessing the level of stabilization attained should be related to the degree of mineralization and/or the complexation of biodegradable organics (Otero *et al.*, 2002). Among the different techniques proposed, thermal analysis under oxidizing conditions has been used in the study of the transformation of organic matter under composting processes (Dell'Abate *et al.*, 1998; Veeken *et al.*, 2001; Mondini *et al.*, 2003; Melis and Castaldi, 2004; Castaldi *et al.*, 2005; Smidt and Lechner, 2005; Fakharedine *et al.*, 2006). Dell'Abate *et al.* (1998) correlated the results obtained from thermal analysis with humification parameters of organic matter in compost. In a more recent study, Dell'Abate *et al.* (2003) proposed the use of thermal analysis for the characterization of soil humic substances. These authors

⁽¹⁾ This chapter is based in the following published article: Gomez, X., Diaz, M.C., Cooper, M., Blanco, D., Moran, A. and Snape, C.E, 2007. *Study of biological stabilization processes of cattle and poultry manure by thermogravimetric analysis and ¹³C NMR*. Chemosphere. Vol.68-10, August, pp. 1889-1897.

⁽²⁾ Sample CM referred in this chapter has been also used in the following PhD Thesis: Gómez, X., 2006. *Biometanización de lodo primario de estaciones depuradoras de aguas residuales y su co-digestión con la fracción orgánica de residuos sólidos urbanos. Evaluación del grado de estabilización mediante análisis térmico*. University of León.

suggested an index for measuring thermal stability through the application of thermal analysis under inert and oxidizing atmospheres, thus obtaining the content of recalcitrant materials present in humic substances.

The process of aerobic and anaerobic stabilization has been studied using thermogravimetric analysis (TG) (Otero *et al.*, 2002; Gómez *et al.*, 2005). TG technique has also been employed when studying the thermal behavior of different stabilized sludges, under inert and oxidizing atmospheres (Font *et al.*, 2001, 2005; Gómez-Rico *et al.*, 2005). Under oxidizing atmosphere, the mass loss experienced at low temperatures (200–350°C) presented a reduction as the organic materials were stabilized. This is not the case, however, for the mass loss experienced at higher temperatures. When employing TG technique to assess stabilization of different residues by means of a diversity of biological processes, the use of an inert atmosphere led to results that are more easily compared.

Solid-state ^{13}C NMR is one of the most powerful tools for examining the carbon composition of organic matter (Chen, 2003). ^1H NMR and cross polarization and magic angle spinning (CPMAS) ^{13}C NMR techniques have been proposed for monitoring the stabilization process during composting, analyzing either the complete sample or the extracted humic acids. Chen *et al.* (1989) showed that the carbohydrate content decreases and the content in aromatic and carboxyl groups increase during the composting process. Baldock *et al.* (1997) found that decomposition of natural organic materials is usually associated with an increased content in alkyl C, and a decreased content in O-alkyl C. Tang *et al.* (2006) evaluated the ^{13}C NMR spectra of complete samples of manure composting process, while Castaldi *et al.* (2005) analyzed ^{13}C NMR spectra of humic acids extracted from the composting of municipal solid waste.

The aim of the present chapter is to study the transformation of cattle and poultry manures under different aerobic and anaerobic stabilization processes. The thermal behavior under an inert atmosphere of the material prior and subsequent to the stabilization process was investigated. The transformations undergone by the carbon constituting the organic components of the wastes were evaluated by ^{13}C spectral analysis.

5.2 Materials and Methods

The two wastes used in this study were cattle and poultry manure. Three different stabilization processes were employed: anaerobic digestion, composting and a mixed process. A set of samples were selected from these stabilization processes to evaluate the degree of stabilization. The nomenclature used in this chapter to identify the samples includes the type of treatment performed on the waste, accompanied by the abbreviations identifying the waste. Thus, the sample termed Digested CM refers to the sample obtained from the stabilization process of cattle manure under anaerobic digestion, and so on for the others. The original samples are termed Fresh CM (cattle manure) or PM (poultry manure).

5.2.1 Anaerobic Stabilization

The anaerobic digestion process was one of the first trials carried out to check the feasibility of the batch dry digestion. It was a precedent of the semi-pilot tests, done in order to check the feasibility of the scale-up. The process was performed in a small bench plant employing a 3 l reactor under mesophilic conditions (34°C) in batch operation mode. The cattle manure had an initial concentration of total solids (TS) of 185.6 g kg⁻¹ (mean value from three replicates), with a percentage of volatile solids (VS) of 87% (wt%). The poultry manure possessed an initial TS concentration of 503.0 g kg⁻¹ (mean value from three replicates), with a percentage of VS of 77% (wt%). The digester was loaded with 1000 g of substrate (either CM or PM) and inoculated with 500 ml of active mesophilic inoculum with a TS concentration of 40.3 g l⁻¹ and a percentage of VS of 54% (wt%). Digestion was performed as a solid-state process, periodically recirculating a stream from the base to the top of the reactor. The percolate was generated by the addition of 700 ml of tap water at the beginning of the trial. The digestion processes concluded the 45th day when digesting CM and the 35th day in the case of PM.

In the stabilization process by anaerobic digestion, the pH was practically constant during the entire t of both CM and PM (ca. 7.4–7.8). The ultimate methane yield obtained from the CM system was 96.5 l kg⁻¹ VSload, whereas this value was 25 l kg⁻¹ VSload when digesting PM. The easily degradable organic components of the straw used as bedding material also contributed to the CH₄ production. (Møller *et al.*,

2004; Svensson *et al.*, 2007). Although straw increases the methane yield, it has a restricted digestibility through anaerobic digestion (Vogt *et al.*, 2002), which has been related to the shielding effect that lignin provides to otherwise digestible cellulosic components (Mata-Alvarez *et al.*, 2000).

5.2.2 Aerobic Stabilization

The aerobic stabilization process was performed by means of composting. A detailed description of the process has been reported by Runge (2003). The composting process was performed in two stages due to the high moisture content of the waste. The first stage of intensive decomposition was carried out in a roofed silo (25 x 45 m) with eight silo units (each 4.5 m wide and 25 m long) provided with subsurface aeration to accelerate decomposition of the material. The CM, which was very moist, was dumped from the transport vehicle directly into silos, which were filled up to a height of 2 m. The daily turning process was done with the mobile silo turning machine (Backhus 9.45) with diesel drive. After about two weeks, the material leaves the silo with a humidity of approximately 50–60%. In another roofed area, measuring 200 x 55 m, the material was further processed with a special turning machine during the second phase. Here it matures for an additional six to eight weeks. A representative sample was taken, following the methodology presented by Paredes *et al.* (2005), to be analyzed using TG analysis and ^{13}C NMR.

5.2.3 Mixed Stabilization

The mixed stabilization processes, performed in a full-scale plant, are described in detail in Chapter 4. The samples were taken from LOAD 1 (CM) and LOAD 2 (PM). There is also an overview of the loads in table 4.1. CM had an initial concentration of total solids (TS) of 225.0 g kg⁻¹ (mean value from three replicates), with a percentage of volatile solids (VS) of 79.5% (wt%). PM had an initial concentration of total solids (TS) of 661.0 g kg⁻¹ (mean value from three replicates), with a percentage of volatile solids (VS) of 76.9% (wt%).

At the end of the processes the reactor was unloaded and the product obtained was subjected to further maturation of 120 d outside the plant. A representative sample

was taken at the end of the maturation phase to evaluate the degree of stabilization of the final product using TG analysis and ^{13}C NMR.

5.2.4 Analytical Techniques

TS, VS and pH were monitored during the stabilization process according to the methods described in Chapter 2. These parameters were determined in accordance with the APHA Standard Methods (1989). Under laboratory conditions, the production of biogas was measured using a reversible liquid displacement apparatus, and the biogas composition was analyzed using a gas chromatograph (Varian CP 3800 GC) equipped with a thermal conductivity detector. A packed column (HayeSep Q 80/100; 4 m) followed by a molecular sieve column (1 m) was used to separate CH_4 , CO_2 , N_2 , H_2 and O_2 . The carrier gas was helium and the columns were operated at a pressure of 331 kPa and a temperature of 50°C .

The samples selected for evaluating the stabilization process were dried at 105°C , ground and sieved through a 0.25 mm mesh. Elemental and proximate analyses of the oven dried samples were carried out according to standard ASTM procedures. Proximate analysis of samples was performed by ASTM standard method (D 5142-90) using a LECO MAC-300 thermogravimetric analyzer (TGA). A LECO CHN-600 apparatus was used to analyze C, H and N in accordance with ASTM Standard D-5373. Total sulphur was determined on a LECO SC-132 in accordance with ASTM Standard D-4239.

TG and Differential thermogravimetry (DTG) are based on a programmed heating of the samples in controlled atmospheres providing qualitative and quantitative information regarding the organic content of the sample (Melis and Castaldi, 2004). TG curves are usually represented in terms of the percentage of the weight loss experienced by the sample. DTG curves are obtained from the first derivative of TG profiles, thus representing the rate of weight loss. In this sense, DTG profiles are represented in terms of the percentage of weight loss per unit of time. TG and DTG profiles make it possible to know for each sample the weight loss which is taking place at each temperature during its combustion. The higher the temperature at which weight loss occur, the more resistant and ordered structurally is the organic fraction which is burning (Otero *et al.*, 2002).

The TG analysis was performed on a Pyris 1 TGA (Perkin-Elmer). Approximately 5 mg of the sample was placed in an alumina crucible and subjected to N₂ gas at a flow rate of 20 ml·min⁻¹. A temperature-programmed test was used with a start temperature of 25°C and a final temperature of 750°C, with a heating rate of 25°C·min⁻¹ in order to evaluate the volatilization of the organic matter.

Solid-state 50 MHz ¹³C NMR analyses were carried out using a cross polarization (CP) pulse sequence in conjunction with magic angle spinning (MAS) on a Bruker Avance 200 spectrometer. The acquisition time was 0.05 s, the relaxation delay was 1.5 s and the contact time for CP/MAS was 1 ms. The spectra were obtained with 2500 scans. The samples were tightly packed into a cylindrical (7 mm o.d.) zirconia rotor with a cap made of a homopolymer of chlorotrifluoroethene (Kel-F) and spun at the magic angle (54°44') with a spinning rate of approximately 5 kHz. Tetrakis(trimethylsilyl)silane was added to the samples as an internal standard. The free induction decays were processed using a line-broadening factor of 20 Hz.

The calculation of the distribution of carbon was based on Vane *et al.* (2005). The differential C composition of the analyzed samples was based on the percentage area of each group reported in the spectrum and expressed relative to an initial C value of 100%. Aromaticity was calculated by expressing aromatic C (106–170 ppm) as a percentage of aliphatic C and aromatic C (0–170 ppm), as suggested by Marche *et al.* (2003).

5.3 Results and discussion

5.3.1 Evaluation of the efficiency in stabilization

Table 5.1 shows the ultimate and proximate analyses of the fresh and stabilized samples of CM and PM. These results indicate that the stabilization processes generate an increase in the ash content of the stabilized samples. The Digested CM sample presented the lowest increase in ash content in comparison with the other stabilized samples. On the contrary, the Digested PM sample presented higher ash content than that of the sample taken from the mixed stabilization process. The increase in ash content with the stabilization also causes a reduction in the C and O contents of stabilized samples. The nitrogen content in the Fresh PM sample was

higher than that in the Fresh CM sample. Stabilized samples of PM presented lower nitrogen content, whereas stabilized CM samples presented minor modifications.

Table 5.1. Results from the chemical analysis of the samples from the stabilization processes of cattle and poultry manure.

Analysis	Proximate*		Ultimate					
	Water content (%)	Volatiles (%)	Ash (%)	C (%)	H (%)	N (%)	S (%)	O § (%)
Cattle manure								
Fresh CM	8	64	21	41.0	4.9	3.3	0.6	29.4
Digested CM	5	57	29	36.7	4.5	3.6	0.7	25.3
Mix process CM	4	45	42	29.6	3.3	2.9	0.6	21.9
Composted CM	8	47	36	32.9	3.4	3.5	1.0	22.9
Poultry manure								
Fresh PM	7	61	28	32.9	4.3	4.4	0.6	29.9
Digested PM	4	34	57	23.8	2.5	2.2	0.7	13.7
Mix process PM	6	50	41	30.0	3.8	2.5	0.4	22.6

Unless specified, the percentages (wt%) are based on dry weight

* Based on wet weight

§ Calculated by difference

Figure 5.1 presents the weight loss profiles under a nitrogen atmosphere for the set of samples of CM and PM. Sample decompositions commence at close to 200°C, regardless of the first loss of weight registered at low temperatures, which was associated with dehydration of the samples (Dell'Abate *et al.*, 1998; Melis and Castaldi, 2004; Smidt and Lechner, 2005). The exception was Digested PM sample, for which decomposition commenced at close to 250°C presenting also a higher reduction in the intensity of the peak registered in the DTG profile when compared with the other stabilized samples. In accordance, the TG profile from Digested PM sample presents the highest amount of mass remaining at the end of the pyrolysis (71%). The low volatile content of this sample may be rationalized by the solubilization of the organic matter. The percolate stream transfers the soluble components from the solid to the liquid phase causing enrichment of the biosolids in ash and complex materials. This is not the case, however, for the digestion of CM, where the low volatile reduction may be explained by the inaccessibility of components probably due to the shielding effect of lignin. The thermal behavior meaningful to assess stability is then related to the lower volatilization of stabilized

samples, registered at low temperature (200-350°C) in TG-DTG profiles, coupled to the higher content of residue yielded at the end of the analysis.

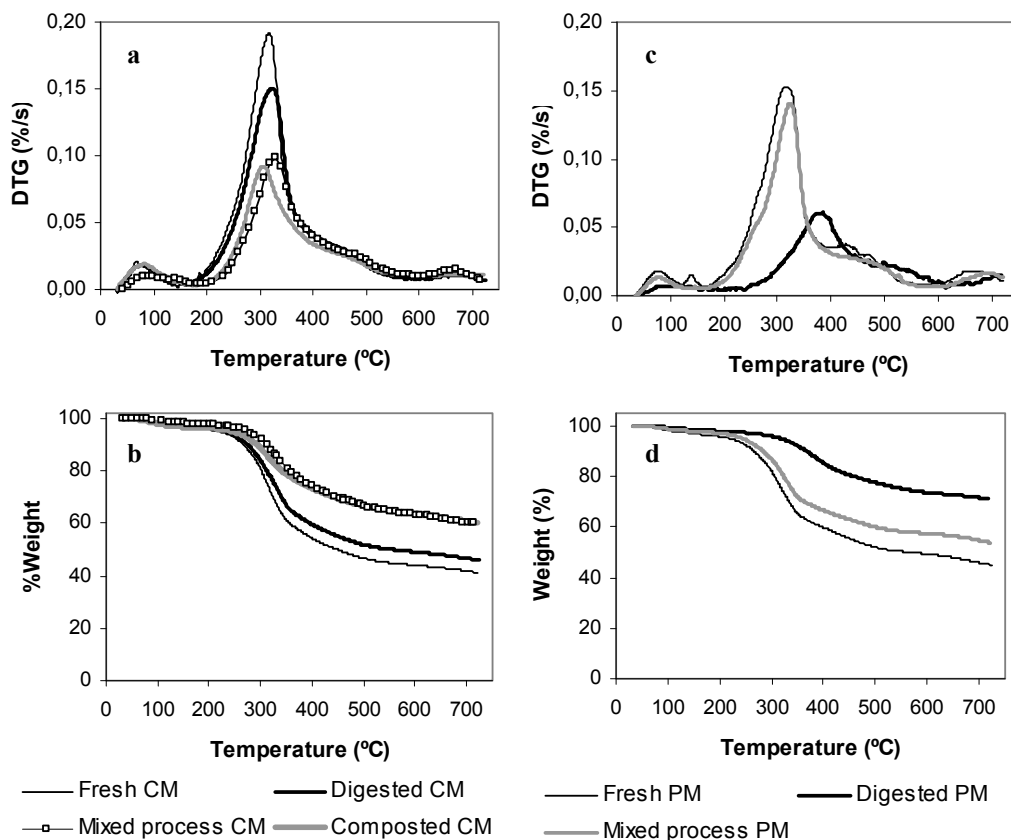


Figure 5.1. Weight loss profiles under nitrogen atmosphere for the set of samples of cattle manure (Figures a and b) and poultry manure (Figures c and d).

5.3.2 Solid state ^{13}C NMR analysis

Figures 4.2 and 4.3 show the solid-state ^{13}C NMR spectra obtained from CM and PM samples respectively. The changes caused by stabilization processes can be easily quantified by integrating the peak areas of the spectra. In this manner, Tables 4.3 and 4.4 present the distribution of carbon suggested by Vane *et al.* (2005). The 5–30 ppm region is dominated by CH_2 groups in long-chain paraffin structures (Marche *et al.*, 2003), methylene groups in aliphatic rings and chains (Veeken *et al.*, 2001), and the presence of long-chain aliphatic bio-polyesters such as cutin and suberin (Kögel-Knabner, 1997; Knicker and Skjemstad, 2000). The spectra obtained from the CM samples presents two main peaks positioned at around 25 and 35 ppm in this region (see Fig. 2). Although the overall contribution of the components in the region 5–30 ppm does not change significantly with stabilization (see Table 3), the spectra show

that the relative intensity of peak at 35 ppm to that at 25 ppm is reduced in Composted CM with respect to Fresh CM sample.

The 55–70 ppm region also presents two peaks positioned at around 55 and 65 ppm. The peak at 56 ppm has been assigned to methoxyl in lignin (phenolmethoxyl of coniferyl and sinapyl moieties) and in hemicellulose (glucuronic acid in xylan) (Kolodziejski *et al.*, 1982; Haw *et al.*, 1984). The peak at 65 ppm has been ascribed to crystalline components of C6 in hexose, or C5 in pentose (Veeken *et al.*, 2001). The spectra from figure 5.2 show that the peak intensity ratio for the signal at 56 ppm to that at 65 ppm increases in the order Fresh CM > Digested CM > Mixed Process CM > Composted CM. The same trend is found for the concentration of methoxyl groups, as indicated in table 5.3, and might be rationalized by the preferential degradation in stabilization process of other compounds rather than methoxyl groups.

The region between 60 to 110 ppm exhibited peaks that are characteristic of polysaccharides and proteins, although side-chain groups (oxygenated C_α, C_β, and C_γ carbon) of the phenylpropane lignin structural unit also provided a minor contribution to this region (Kolodziejski *et al.*, 1982; Haw *et al.*, 1984; Veeken *et al.*, 2001). Signals around 72 to 74 ppm may be ascribed to C2, C3, and C5 from cellulose, as well as carbons from xylans (Hatcher, 1987; Sosanwo *et al.*, 1995). The peak intensity ratio for the signal at 72–74 ppm to that at 56 ppm experienced a reduction, which is more acute in composted CM sample. This behavior may be related to the lower volatilization experienced by this sample in the thermal analysis, as well as to the shift to the right observed in the DTG profile indicating the onset of the volatilization process

Peaks at 83 and 88 ppm may be due to non-crystalline and crystalline components of C4, and the peak at 105 ppm to dioxxygenated anomeric C1 from cellulose. Signals derived from hemicellulose are contained within the cellulose peaks (Hatcher, 1987; Veeken *et al.*, 2001). The presence of the peak at 105 ppm indicated that the major carbohydrate in cellulose was of type I. This peak overlapped with the one found at 103 from C-1 carbons from xylans (Atalla and VanderHart, 1999). The slight decrease in signal at 89 ppm and the decrease in signal at 65 ppm in stabilized samples suggested that the degradation process had removed crystalline cellulose in

favour of amorphous cellulose (Vane *et al.*, 2005). Additionally, from Table 3 is observed a great reduction in the region 95–110 associated to the peak at 105 ppm, corroborating the preferential degradation of these compounds rather than methoxyl groups.

Lignin also yields peaks between 60 and 100 ppm, with resonances at 60, 72, and 84 ppm from ether and secondary alcohol groups, as well as minor contributions from fully saturated carbons not linked to oxygen (15–52 ppm, Sosanwo *et al.*, 1995; Martínez *et al.*, 1999). Overall, the contribution from lignin in the 60–100 ppm region is low compared with polysaccharides (Hatcher, 1987; Gil and Pascoal Neto, 1999). The combined peak areas of 66, 72, 84, 89 and 106 ppm provide an estimate of the relative amounts of polysaccharides (Vane *et al.*, 2005). As calculated from the spectra, stabilized samples present lower polysaccharide content (48%, 45% and 46% by means of digestion, mixed and composting processes respectively) while Fresh CM sample presented a content of 63%. Although the polysaccharide content of all three stabilized CM samples is similar, since the calculated percentage are based on each individual spectra and not on the fresh sample spectra, it was seen from the thermal profiles obtained under an inert atmosphere that differences in the intensity of signals recorded in the polysaccharide region could be associated with the volatilization behavior of the samples.

Aromatic carbons appear in the 132 ppm region (Marche *et al.*, 2003). The broad, distinct peak at 136 ppm, which is well defined in the stabilized samples, is from C-1 carbons from aromatic rings (Vane *et al.*, 2003). Peaks at about 55 and 154 ppm, which were assigned to methoxyl C and phenolic C, respectively, are considered to be derived from lignin (Genevini *et al.*, 2002). The broad peaks in the region 150–154 ppm indicated the presence of guaiacyl and syringyl units of lignin (Marche *et al.*, 2003). The peak at 154 ppm is from C-3 and C-5 carbon atoms in syringyl and the shoulder at 148 ppm, was assigned to C-3 and C-5 carbons in guaiacyl units, which are O-alkylated (Vane *et al.*, 2003). These peaks increased with stabilization, those originating from aerobic processes presenting the higher intensities. This relative increase in lignin content may occur by preferential degradation of cellulose (Tang *et al.*, 2006).

The peak at about 174 ppm was assigned as a mixture of carboxylic, amide and ester groups. This signal can be attributed to acetate groups in xylans and carbonyl groups in lignin; additionally the signal at about 30 ppm (which can be assigned to methylene groups in proteins) is indicative that amide carbons are also contributing to the intensity at 174 ppm (Vane *et al.*, 2003). The stabilization of CM produced an increase in the intensity of this signal, which is more pronounced in the aerobic and mixed stabilization process. Indeed, oxidative degradation of organic matter is usually accompanied by the generation of carboxyl groups (Kögel-Knabner, 1997).

Table 5.2 shows that the content of aromatic and carboxyl/carbonyl species increase in stabilized samples when compared to Fresh CM sample, presenting the highest degree of aromaticity the Mixed process CM sample. The results from the aromaticity index are in accordance with the thermal profiles obtained from the samples; i.e. those samples with a higher degree of aromaticity presented a lower mass loss during pyrolysis, and therefore, a greater amount of material remaining at the end of the TG analysis. In this sense, NMR signals useful for process controls are those associated to lignin components and carboxyl groups, which should experience relative increments as the stabilization process takes place.

Table 5.2. Distribution of carbon in fresh and stabilized cattle manures.

Carbon distribution (%)	Chemical shift (ppm)	Fresh	Digested	Mixed	Compost
Acetyl	5-30	12.0	13.4	10.2	11.0
Lipid, protein	30-50	8.3	11.3	10.2	7.0
Methoxyl	50-60	4.6	5.2	6.5	9.0
Carbohydrate (C-2, C-3, C-4, C-5 and C-6 of cellulose and xylans)	60-90	48.2	40.2	40.7	40.6
Carbohydrate (C-1 of cellulose and xylans and aliphatic lignin)	95-110	8.3	7.2	4.6	4.0
Aromatic lignin	110-160	5.6	7.2	10.2	10.0
Carboxyl/carbonyl	160-210	11.1	14.4	15.7	16.8
Aromaticity*		6.2	9.5	15.2	13.0

* Calculated as $100 \cdot (106-170)/(0-170)$

Figure 5.3 shows the solid-state ^{13}C NMR spectra of the PM samples, and table 5 presents the carbon distribution obtained from the integration of the spectra. Digested PM sample presents important modifications in the carbon distribution, with increments in acetyl and lipid-protein regions. As in the case of stabilized CM

samples, it is also observed an increment in the peak intensity ratio 56 to 65 ppm signal, when comparing the Digested PM sample with respect to that of Fresh PM sample; which is reflected in the carbon content of the methoxyl region. The digestion of PM greatly reduced the content of hemicellulose species, removing both crystalline and amorphous cellulose, since the signals in the 66–106 ppm region likewise experienced important reductions. The polysaccharide content (as calculated from the spectra) of the Fresh PM sample was 60%, being reduced to 44% in the Digested PM sample. Finally the amount of aromatic and carboxyl/carbonyl components increase in the stabilized sample, which in conjunction to the lower content of the carbohydrate components, might explain the significant reduction in the volatilization rate and the shift to a higher onset temperature for volatilization found in the thermal profile of the Digested PM sample.

Table 5.3. Distribution of carbon in fresh and stabilized poultry manures.

Carbon distribution (%)	Chemical shift (ppm)	Fresh	Digested	Mixed
Acetyl	5-30	11.4	13.0	10.4
Lipid, protein	30-50	10.5	15.2	7.3
Methoxyl	50-60	3.0	4.5	3.1
Carbohydrate (C-2, C-3, C-4, C-5 and C-6 of cellulose and xylans)	60-90	49.5	35.9	52.1
Carbohydrate (C-1 of cellulose and xylans and aliphatic lignin)	95-110	9.5	5.4	10.4
Aromatic lignin	110-160	4.8	7.6	5.2
Carboxyl/carbonyl	160-210	8.6	14.1	10.4
Aromaticity*		6.3	13.8	6.9

* Calculated as $100 \cdot (106-170)/(0-170)$

In the stabilization of PM under the mixed process, no major modifications are observed from the spectra. The mixed process PM sample presented a polysaccharide content of 62%, which is similar to that of the Fresh PM sample. From the thermal behavior of this particular sample, it is observed that the volatilization rate recorded in the DTG profile is similar to that of the Fresh PM sample. However; the amount of material remaining at the end of pyrolysis is higher, as is the ash content reported by the proximate analysis. From table 5.3 is observed that this stabilized sample is characterized by presenting a slightly increment in the aromatic and carboxyl/carbonyl region, yielding a low value of the aromaticity index, when compared to the stabilized samples obtained from the other processes. The advanced

decomposition under anaerobic digestion of PM compared to the mixed process may be explained by the failure of the digestion phase during this process, which impeded the solubilization of the organic matter and posterior wash out from the system with the percolation stream yielding a stabilized product with high polysaccharide content and low degree of aromaticity.

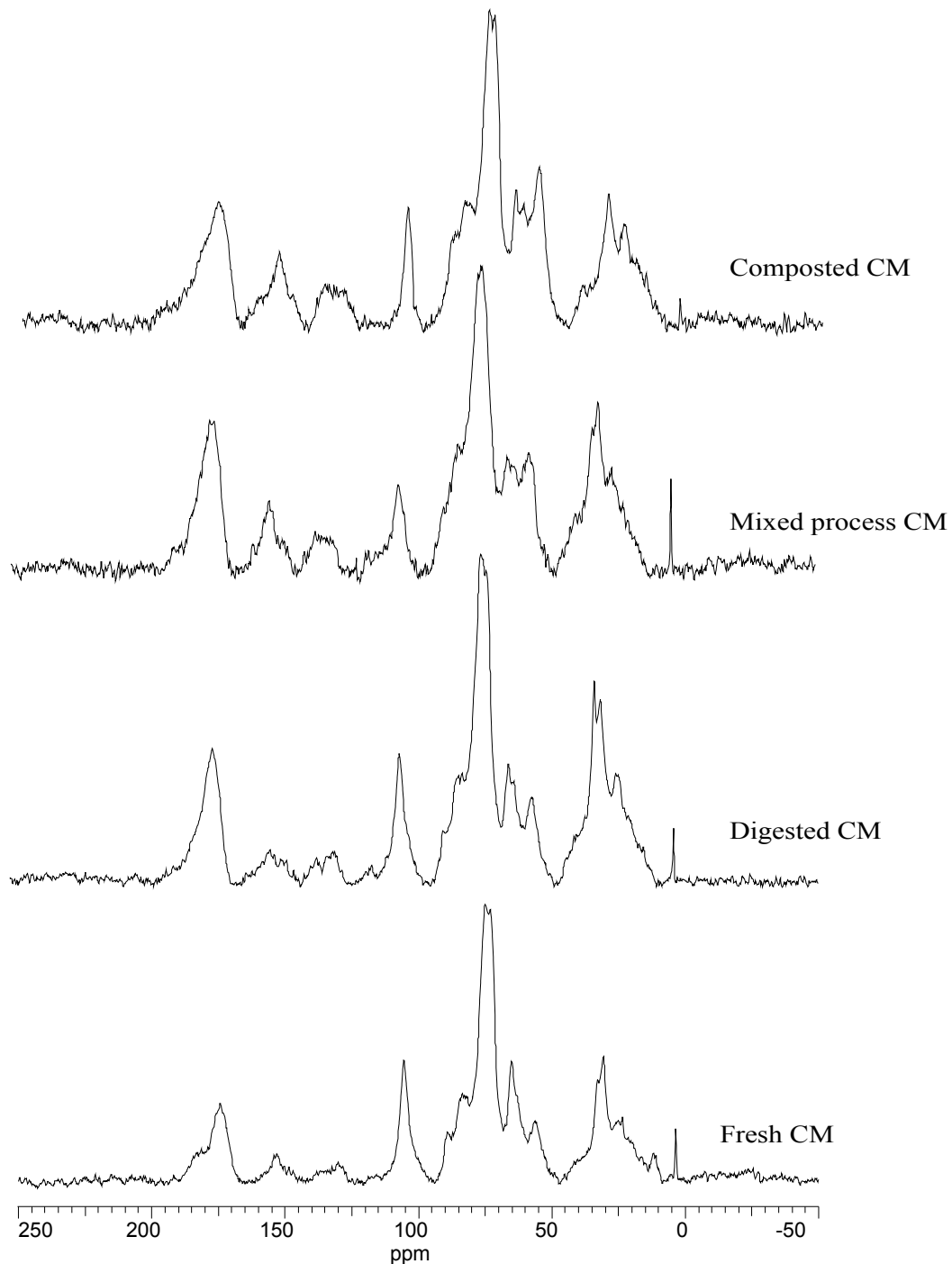


Figure 5.2. Solid-state ^{13}C CP/MAS NMR spectra for different stabilizations processes of cattle manure.

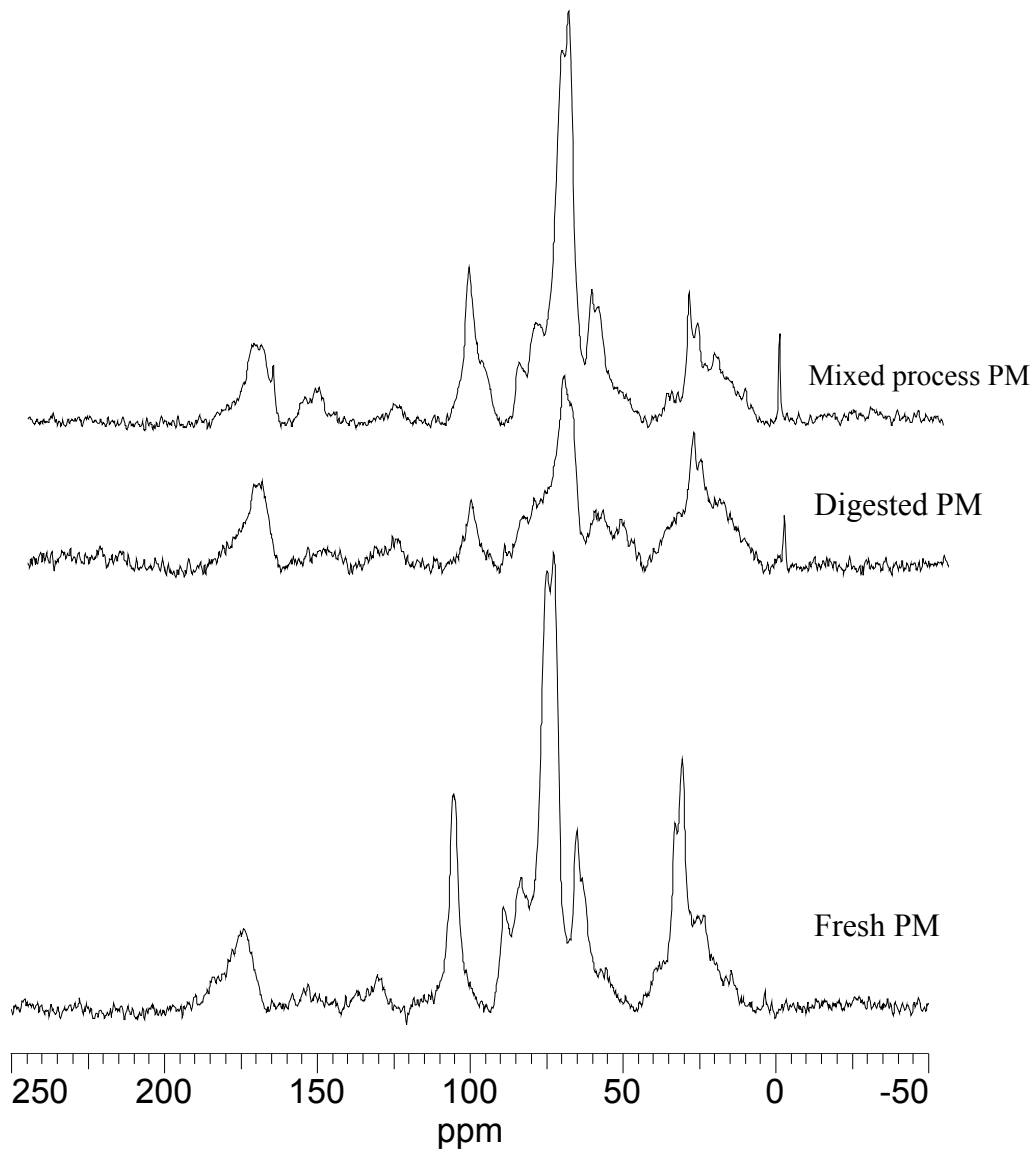


Figure 5.3. Solid-state ^{13}C CP/MAS NMR spectra for different stabilizations processes of poultry manure.

5.4 Conclusions

Thermogravimetric analysis and solid-state ^{13}C NMR were used to study different biological stabilization processes of poultry and cattle manure. It was shown that the assayed biological stabilization processes reduce the volatile content of the bio-wastes and increase the degree of aromaticity. The lignin content of the biowaste impedes the conversion of the organic matter to more stable compounds under anaerobic digestion as it is reflected from the poor results obtained, in terms of stabilization, by this process when treating cattle manure.

The analytical techniques employed allowed the assessment of stabilization by the reduction in the yielding of volatiles in treated samples. The carbon distribution determined from ^{13}C NMR spectra can be used as a mean for quantification of the conversion experienced by the organic matter under biological stabilization.

5.5 References

- ATALLA, R.H., VANDERHART, D.L., 1999. *The role of solid state ¹³C NMR spectroscopy in studies of the nature of native celluloses*. Solid State Nucl. Mag. 15, 1–19.
- BALDOCK, J.A., OADES, J.M., NELSON, P.N., SKENE, T.M., GOLCHIN, A., CLARKE, P., 1997. *Assessing the extent of decomposition of natural organic materials using solid-state C-13 NMR spectroscopy*. Aust. J. Soil Res. 35, 1061-1083.
- CASTALDI, P., ALBERTI, G., MERELLA, R., MELIS, P., 2005. *Study of the organic matter evolution during municipal solid waste composting aimed at identifying suitable parameters for the evaluation of compost maturity*. Waste Manage. 25, 209-213.
- CHEN, Y., INBAR, Y., HADAR, Y., MALCOLM, R.L., 1989. *Chemical properties and solid-state CPMAS ¹³C NMR of composted organic matter*. Sci. Total Environ. 81, 201-208.
- CHEN, Y.N., 2003. *Nuclear magnetic resonance, infra-red and pyrolysis: application of spectroscopic methodologies to maturity determination of composts*. Compost Sci. Util. 11, 152–168.
- DELL'ABATE, M.T., CANALI, S., TRINCERA, A., BENEDETTI, A., SEQUI, P., 1998. *Thermal Analysis in the evaluation of compost stability: a comparison with humification parameters*. Nutr. Cycl. Agroecosys 51, 217-224.
- DELL'ABATE, M.T., BENEDETTI, A., BROOKES, P.C., 2003. *Hyphenated techniques of thermal analysis for characterisation of soil humic substances*. J. Sep. Sci. 26, 433-440.
- FAKHAREDINE, N., EL HAJJOUJI, H., AIT BADDI, G., REVEL, J.C., HAFIDI, M., 2006. *Chemical and spectroscopic analysis of organic matter transformation during aerobic digestion of olive-mill waste-waters*. Process Biochem. 41, 398-404.
- FONT, R., FULLANA, A., CONESA, J.A., LLAVADOR, F., 2001. *Analysis of the pyrolysis and combustion of different sewage sludges by TG*. J. Anal. Appl. Pyrol. 58-59, 927-941.
- FONT, R., FULLANA, A., CONESA, J., 2005. *Kinetic models for the pyrolysis and combustion of two types of sewage sludge*. J. Anal. Appl. Pyrol. 74, 429-483.

- GENEVINI, P., ADANI, F., VEEKEN, A.H.M., NIEROP, K.G.J., SCAGLIA, B., DIJKEMA, C., 2002. *Qualitative modifications of humic acid-like and core-humic acid like during high-rate composting of pig faces amended with wheat straw*. Soil Sci. Plant Nutr. 48, 143-150.
- GIL, A.M., PASCOAL NETO, C., 1999. *Solid-state NMR studies of wood and other lignocellulosic materials*. Ann. R. NMR S. 37, 75–117.
- GOMEZ, X., DIAZ, M.C., COOPER, M., BLANCO, D., MORAN, A. y SNAPE, C.E, 2007. *Study of biological stabilization processes of cattle and poultry manure by thermogravimetric analysis and ^{13}C NMR*. Chemosphere. Vol.68-10, agosto, págs 1889-1897.
- GÓMEZ, X., 2006. *Biometanización de lodo primario de estaciones depuradoras de aguas residuales y su co-digestión con la fracción orgánica de residuos sólidos urbanos. Evaluación del grado de estabilización mediante análisis térmico*. Directores: Ana Isabel García Pérez y Jorge Cara Jiménez [Tesis Doctoral]. Universidad de León.
- GÓMEZ, X., CUETOS, M.J., GARCÍA, A.I., MORÁN, A., 2005. *Evaluation of digestate stability from anaerobic processes by thermogravimetric analysis*. Thermochim. Acta 426, 179-184.
- GÓMEZ-RICO, M.F., FONT, R., FULLANA, A., MARTÍN-GULLÓN, I., 2005. *Thermogravimetric study of different sewage sludges and their relationship with the nitrogen content*. J. Anal. Appl. Pyrol. 74, 421-428.
- HATCHER, P.G., 1987. *Chemical structural studies of natural lignin by dipolar dephasing solid-state ^{13}C nuclear magnetic resonance*. Org. Geochem. 11, 31-39.
- HAW, J.F., MACIEL, G.E., SCHROEDER, H.A., 1984. *Carbon-13 nuclear magnetic resonance spectrometric study of wood and wood pulping with cross polarization and magic-angle spinning*. Anal. Chem. 56, 1323–1329.
- KNICKER, H., SKJEMSTAD, J.O., 2000. *Nature of organic carbon and nitrogen in physically protected organic matter of some Australian soils as revealed by solid-state ^{13}C and ^{15}N NMR spectroscopy*. Aust. J. Soil Res. 38, 113–127.
- KOŁODZIEJSKI, W., FRYE, J.S., MACIEL, E., 1982. *Carbon-13 nuclear magnetic resonance spectrometry with cross polarization and magic-angle spinning for analysis of lodgepole pine wood*. Anal. Chem. 54, 1419–1424.

- KÖGEL-KNABNER, I., 1997. *¹³C and ¹⁵N NMR spectroscopy as a tool in soil organic matter studies*. *Geoderma* 80, 243–270.
- MARCHE, T., SCHNITZER, M., DINEL, H., PARE, T., CHAMPAGNE, P., SCHULTEN, H.-R., FACEY, G., 2003. *Chemical changes during composting of a paper mill sludge–hardwood sawdust mixture*. *Geoderma* 116, 345–356.
- MARTÍNEZ, A.T., ALMENDROS, G., GONZALEZ-VILA, F.J., FRUND, R., 1999. *Solid-state spectroscopic analysis of lignins from several austral hardwoods*. *Solid State Nucl. Mag.* 15, 41–48.
- MATA-ALVAREZ, J., CECCHI, F., PAVAN, P., BASSETTI, A., 2000. *Anaerobic digestion of organic solid wastes. An overview of research achievements and perspective*. *Bioresource Technol.* 74, 3-16.
- MELIS, P., CASTALDI, P., 2004. *Thermal analysis for the evaluation of the organic matter evolution during municipal solid waste aerobic composting process*. *Thermochim. Acta* 413, 209-214.
- METCALF AND EDDY, INC., 1995. *Ingeniería sanitaria, tratamiento, evacuación y reutilización de aguas residuales*. McGraw-Hill/Interamericana de España, SA.
- MØLLER, H.B., SOMMER, S.G., AHRING, B.K., 2004. *Methane productivity of manure, straw and solid fractions of manure*. *Biomass Bioenerg.* 26, 485-495.
- MONDINI, C., DELL'ABATE, M.T., LEITA, L., BENEDETTI, A., 2003. *An integrated chemical, thermal and microbiological approach to compost stability evaluation*. *J. Environ. Qual.* 32, 2379-2386.
- OTERO, M., CALVO, L.F., ESTRADA, B., GARCÍA, A.I., MORÁN, A., 2002. *Thermogravimetry as a technique for establishing the stabilization progress of sludge from wastewater treatment plants*. *Thermochim. Acta* 389, 121–132.
- PAREDES, C., CEGARRA, J., BERNAL, M.P., ROIG, A., 2005. *Influence of olive mill wastewater in composting and impact of the compost on a Swiss chard crop and soil properties*. *Environ. Int.* 31, 305-312.
- RUNGE, K., 2003. *From cow dung to organic fertilizer*. *Biocycle* 44, 83.

- SMIDT, E., LECHNER, P., 2005. *Study on the degradation and stabilization of organic matter in waste by means of thermal analyses*. *Thermochim. Acta* 438, 22-28.
- SOSANWO, O.A., FAWCETT, A.H., APPERLEY, D., 1995. *¹³C CPMAS NMR spectra of tropical hardwoods*. *Polym. Int.* 36, 247-259.
- SVENSSON, L.M., BJÖRNSSON, L., MATTIASSON, B., 2007. *Enhancing performance in anaerobic high-solids stratified bed digesters by straw bed implementation*. *Bioresource Technol.* 98, 46-52.
- TANG, J-C., MAIE, N., TADA, Y., KATAYAMA, A., 2006. *Characterization of the maturing process of cattle manure compost*. *Process Biochem.* 41, 380-389.
- VANE, C.H., DRAGE, T.C., SNAPE, C.E., 2003. *Biodegradation of oak (*Quercus alba*) wood during growth of the shiitake mushroom (*Lentinula edodes*): a molecular approach*. *J. Agr. Food Chem.* 51, 947-956.
- VANE, C.H., DRAGE, T.C., SNAPE, C.E., STEPHENSON, M.H., FOSTER, C., 2005. *Decay of cultivated apricot wood (*Prunus armeniaca*) by the ascomycete *Hypocrea sulphurea*, using solid state ¹³C NMR and off-line TMAH thermochemolysis with GC-MS*. *Int. Biodeter. Biodegr.* 55, 175-185.
- VEEKEN, A.H.M., ADANI, F., NIEROP, K.G.J., DE JAGER, L.A., HAMELERS, H.V.M., 2001. *Degradation of biopolymers during high-rate composting of wheat-straw amended feces*. *J. Environ Qual.* 30, 1675-1684.
- VOGT, G.M., LIU, H.W., KENNEDY, K.J., VOGT, H.S., HOLBEIN, B.E., 2002. *Super blue box recycling (SUBBOR) enhanced two-stage anaerobic digestion process for recycling municipal solid waste: laboratory pilot studies*. *Bioresource Technol.* 85, 291-299.

CAPÍTULO 6

PROPUESTA DE UN SISTEMA COMERCIAL DE TRATAMIENTO DESCENTRALIZADO DE RESIDUOS GANADEROS Y EVALUACIÓN ECONÓMICA

6.1 Introducción

En el contexto español, la implantación del biogás es escasa y con predominio del gas generado en la desgasificación de vertederos en primer lugar y del originado en los tratamientos de estaciones depuradoras de aguas residuales en segundo lugar. El biogás agrícola tiene muy poca presencia y por tanto un gran potencial de desarrollo. Otros países europeos más avanzados en este campo, como Alemania, Suecia, Austria, Suiza y Dinamarca, debieron el empuje de los sistemas de biogás agrícola a un conjunto de factores. Dinamarca representa el modelo de plantas centralizadas (Raven y Gregersen, 2007) y Alemania el de las descentralizadas (EurObserv'ER, 2007). Alemania es un ejemplo de fuerte crecimiento, duplicando su potencia instalada entre los años 2005-06 hasta los 1270 MW gracias al sistema de tarifas de introducción de energías renovables a la red y al uso extendido de cultivos energéticos como cosustratos (Rickerson *et al.*, 2008).

Es de esperar que España siga en los próximos años el mismo camino de nuestros vecinos europeos bajo el influjo del gran potencial de sus residuos agroganaderos, las tarifas eléctricas reguladas por el Real Decreto 661/2007 (España, 2007), las ayudas esbozadas por el Plan de Biodigestión de Purines (Ministerio de Medio Ambiente y Medio Rural y Marino, 2009) y las ayudas dadas por otras administraciones. Hay que tener presente, no obstante, que la proliferación de sistemas agrícolas de digestión anaerobia ha chocado históricamente con distintos obstáculos, entre ellos, el elevado riesgo de mal funcionamiento, los altos costes de inversión, la necesidad de habilidad técnica para la operación de las instalaciones y los problemas de seguridad asociados al manejo de gas inflamable. A modo de ejemplo, puede cifrarse la tasa media de fracaso de sistemas agrícolas de digestión anaerobia en EEUU hasta 1998 en el 50%. El riesgo de fracaso es tanto mayor cuanto mayor es la complejidad del sistema: la tasa de fallos de las lagunas cubiertas fue del 12%, mientras que la de sistemas de mezcla completa, del 63% (Beoddes *et al.*, 2007). La experiencia en otros países con mayor recorrido en este tipo de sistemas concuerda: la primera serie de plantas descentralizadas de biogás agrícola en Dinamarca tuvo una tasa de cierres tempranos del 24%, y sólo un 43% alcanzó condiciones operativas (Raven y Gregersen, 2007). Otros factores no directamente ligados a la tecnología de digestión son determinantes para el éxito o fracaso de su implementación: el precio de otros tipos de energía (muy

influidos por el precio internacional de los combustibles fósiles), los impuestos que las gravan, y las políticas que incentivan cierto tipos de energías (subvenciones a la inversión, tarifas de introducción de energías renovables a la red eléctrica, certificados verdes, etc). La rentabilidad de un sistema de biogás agrícola vendrá dada por el tamaño de la explotación, factor que se convierte en fundamental en una región como Castilla y León, donde la concentración aún no es muy elevada y donde las explotaciones pequeñas y medianas corren el riesgo de desaparecer.

Si este trabajo ha comenzado aproximándose al proceso de tratamiento seco de residuos agroganaderos desde un punto de vista fundamental (capítulo 3) para valorar los parámetros de rendimiento biológico y ha continuado dando un salto de escala con un prototipo en condiciones similares a las de una planta industrial (capítulo 4) para valorar los aspectos operativos del sistema, este capítulo presenta, con la vocación de cerrar una visión integral del sistema propuesto y de dirigirse hacia la aplicación real del mismo, un estudio de viabilidad del proyecto de inversión. El capítulo incluye implícitamente una propuesta de sistema descentralizado de tratamiento de residuos agroganaderos en el que la unidad fundamental es la planta, cuyo prototipo se describe con detalle en el anexo 2. Aquí se presenta un procedimiento para calcular el escalado de la planta a partir del prototipo y entran en juego factores, muchos de ellos ajenos a la explotación como son los relacionados con el mercado de los insumos y de los productos, que aumentan la incertidumbre de los resultados finales. Por ello se intenta fundamentar en todo momento los datos de partida, a partir de la experiencia propia en la medida de lo posible, y si no es así, en la literatura.

6.2 Objetivos

- El primer objetivo de esta evaluación es conocer la rentabilidad (mediante los indicadores habituales VAN, TIR y e IR) en relación a la escala de la explotación ganadera y fijar una escala mínima para la viabilidad financiera. Se define la escala en función de las cabezas de ganado de la explotación, suponiendo que se trata de ganado bovino.
- Se busca, por otro lado, relacionar la rentabilidad con los tiempos en la secuencia del tratamiento con el objetivo de optimizar la duración de la fase anaerobia. Si

en el capítulo 3 se determinó el tiempo óptimo de digestión desde el punto de vista del aprovechamiento del espacio del reactor, en este caso se busca relacionar los tiempos (de las fases anaerobia y aerobia) con la rentabilidad global del proyecto.

- El tercer objetivo es conocer cómo afecta a la rentabilidad del sistema la valorización del producto sólido como compost o fertilizante orgánico y en qué medida compromete la viabilidad de la planta un escenario en el que el que, debido a las condiciones del mercado, dicha valorización no sea posible.

Se realizarán por tanto los siguientes estudios:

- Relación entre la escala y la rentabilidad.
- Relación entre la duración de las secuencias del proceso con la rentabilidad.
- Relación entre distintos grados de valorización del producto sólido y la rentabilidad.

6.3 Metodología

6.3.1 Método de evaluación del proyecto de inversión

Se recurrirá a los parámetros de evaluación de proyectos de inversión utilizados comúnmente: plazo de recuperación, VAN, IR y TIR, definidos estos según la referencia de *Análisis de proyectos de inversión* (Mascareñas y Lejarriaga, 1992).

- El *plazo de recuperación*, *PR* o *payback* es el tiempo que se tarda en recuperar el desembolso inicial realizado en la inversión. Este método da preferencia a la liquidez de la inversión sobre su rentabilidad.
- El *VAN* o *valor actual neto* es el valor de los flujos de caja a lo largo de la vida del proyecto. Para actualizar los flujos de caja se utiliza el *coste de oportunidad* o *tipo de interés k*. Si los flujos de caja se consideran ciertos, el coste de oportunidad coincide con el tipo de interés sin riesgo.
- El *IR* o *índice de rentabilidad* es el cociente del valor actual de los flujos de caja entre la inversión inicial.

- La *TIR* o *tasa interna de rendimiento* es el tipo de interés para el cual el proyecto de inversión tiene un VAN igual a 0. También puede entenderse como la tasa de interés compuesto al que permanecen invertidas las cantidades no retiradas del proyecto de inversión.

6.3.2 Modelización del proyecto de inversión

El proyecto se modeliza según el esquema de la figura 6.1. Los procedimientos para el cálculo de los distintos elementos de gastos y beneficios se desarrollan en el epígrafe 4. *Datos de partida*.

Los elementos marcados con (*) tienen un desarrollo explicativo en el epígrafe *Datos de partida*

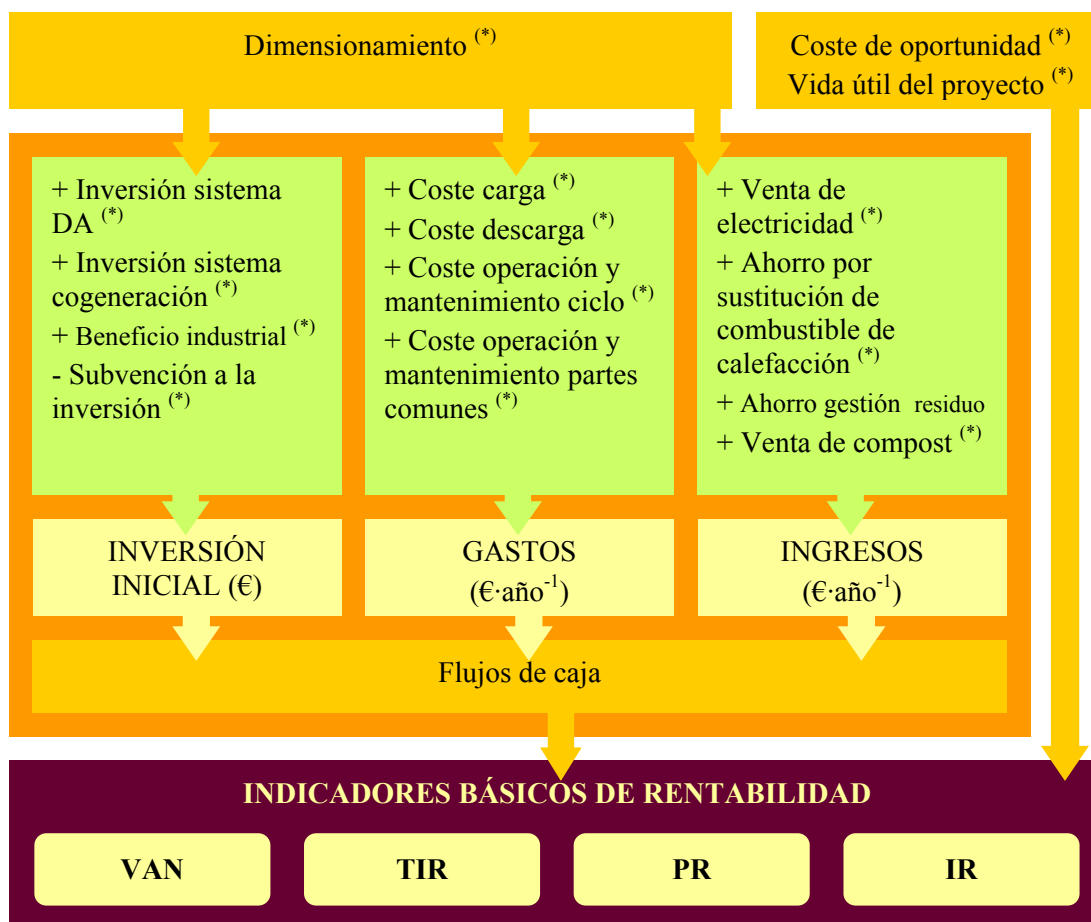


Figura 6.1. Esquema de la modelización del proyecto de inversión

Se hace notar que una de las condiciones del sistema de tratamiento propuesto es su carácter modular. Esto implica que existe un único tipo de reactor con dimensiones fijas, con lo cual el dimensionamiento de la planta se hace agregando reactores en función de la cantidad de residuo generado. En consecuencia, cualquier parámetro

que dependa de la dimensión de la planta presentará una función con discontinuidades o con “dientes de sierra”, como puede verse en la gráfica de la figura 6.2. En esa misma figura se dibujan las envolventes superior e inferior de los dientes de sierra. La interpretación de esta forma de la función es que en los picos superiores el espacio de los reactores se utiliza plenamente, mientras que los picos inferiores denotan que un reactor funciona casi totalmente en vacío. Se acepta que, en la práctica, una planta dimensionada para funcionar a plena carga corre el riesgo de no poder asumir situaciones imprevistas, como el aumento puntual de la producción de residuos o el mal funcionamiento de alguno de los reactores. Por otro lado, en una planta sobredimensionada ese riesgo se reduce además de que la disponibilidad de espacio sobrante permite aprovechar oportunidades de utilizar residuos originados fuera de la explotación. En definitiva, las discontinuidades o picos de las funciones de rentabilidad quedarían rebajados a la hora de ejecutar el proyecto: los picos altos, correspondientes a situaciones de mayor rentabilidad, debido al riesgo, y los picos bajos, correspondientes a situaciones de menor rentabilidad, debido a las posibilidades de aprovechamiento del espacio excedente.

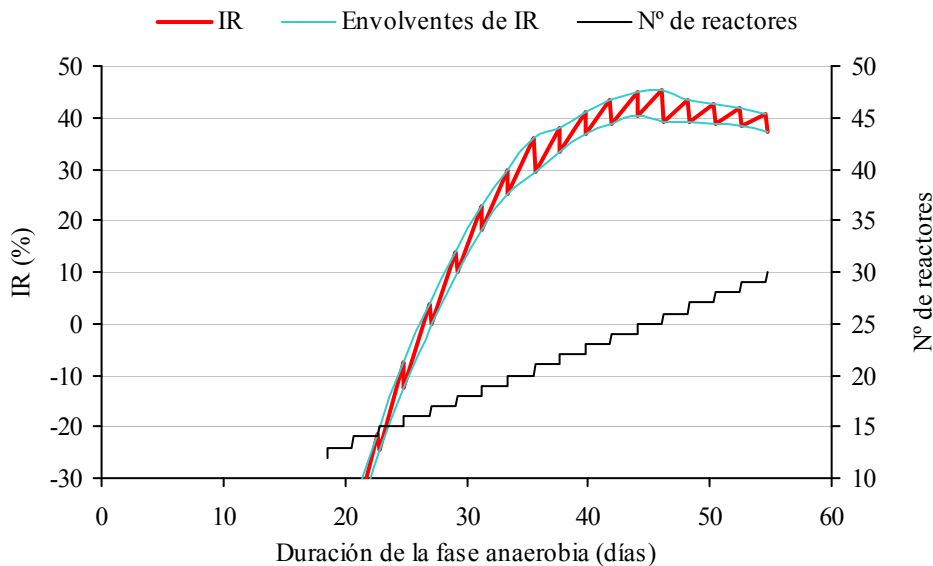


Figura 6.2. Ejemplo de las discontinuidades en los indicadores de rentabilidad para el IR en el escenario E B2.

6.3.3 Planteamiento de escenarios

Se distinguen para los estudios tres escenarios que reflejan distintas condiciones en el mercado en cuanto al valor del producto sólido.

- Escenario 1 (E1): No hay fase aerobia final ni tampoco ingresos por la venta del producto sólido como compost o fertilizante
- Escenario 2 (E2): Hay una fase aerobia final de 5 días y también ingresos por la venta del producto como compost a un precio considerado pesimista
- Escenario 3 (E3): Hay una fase aerobia final de 5 días y también ingresos por la venta del producto como compost a un precio considerado medio

Para el estudio de la relación entre la escala y la rentabilidad se parte de una duración de la fase anaerobia de 37,5 días, considerada como la que permite un aprovechamiento óptimo del espacio de reactor.

Para el estudio de la relación entre la duración de las secuencias del proceso con la rentabilidad se hacen dos aproximaciones. Por un lado se fijan, para cada escenario, los tamaños de explotación críticos según el estudio escala-rentabilidad, es decir, aquellos tamaños por debajo de los cuales el VAN es negativo y el TIR menor que el coste de oportunidad. Cabe señalar que estas *escalas críticas* no tienen porqué coincidir para los distintos escenarios. Por otro lado, se fija un tamaño de explotación, único para todos los escenarios, seleccionado a partir del estudio escala-rentabilidad. Este tamaño es aquel que, para el escenario considerado intermedio (el E2), la TIR toma un valor suficiente como para hacer aceptable el proyecto, internalizando al mismo tiempo el riesgo de la inversión. Este valor de la TIR se fija en el 10%. Se generan por tanto 6 escenarios al plantear estas dos aproximaciones: los de *escala crítica*, denominados E A1, E A2 y E A3, y los de *escala de referencia*, denominados E B1, E B2 y E B3.

6.4 Datos de partida

6.4.1 Datos generales

Los datos de partida utilizados se muestran de forma sintética en la tabla 6.1.

Tabla 6.1. Datos de partida para la evaluación financiera de la planta de biogás

Descripción	Valor (*) (unidad)	Fuente
Vida útil del proyecto	20 (años)	Schäfer <i>et al.</i> , 2006
Coste de oportunidad	5,61 (%)	INE, 2009
Relacionados con el dimensionamiento		
Capacidad unitaria de los reactores	25 (m ³)	Este trabajo (cap. 5)
Dimensión de la explotación	Variable (UG)	
Producción de estiércol por animal	40,0 (kg·d ⁻¹)	Brown <i>et al.</i> , 2007
Densidad del estiércol-sustrato	0,85 (t·m ⁻³)	Este trabajo
Duración Fase 0 (transición)	1 (d)	Este trabajo (cap. 5)
Duración Fase 1 (aerobia)	1 (d)	Este trabajo (cap. 5)
Duración Fase 2 (anaerobia)	37,5 / Variable (d)	Este trabajo (cap. 3)
Duración Fase 3 (aerobia)	5 (d)	Este trabajo (cap. 5)
Relacionados con los costes		
Coste de la planta de tratamiento	Variable (€)	Este trabajo (Anexo)
Coste stma. acond. y producción energética	56 (% de planta)	Beddoes <i>et al.</i> , 2007
Subvención inversión	30 (%)	CyL, 2008
Beneficio industrial	12 (%)	Estimado
Costes op. y mantenimiento	Variable (€·año ⁻¹)	Calculado
Relacionados con los ingresos del biogás		
Máxima producción acumulada de CH ₄	139,6 (l·kgSV ⁻¹)	Este trabajo (cap. 3)
Máxima tasa de producción de CH ₄	3,77 (l·kgSV ⁻¹ ·d ⁻¹)	Este trabajo (cap. 3)
Tiempo de desfase	9,7 (d)	Este trabajo (cap. 3)
Contenido en ST del estiércol	70 (%)	Este trabajo (cap. 3)
Contenido en SV del estiércol	70 (% b.s)	Este trabajo (cap. 3)
Poder calorífico inferior del CH ₄	9.500 kcal·Nm ⁻³	EREN, 2000
Rto. eléctrico ud. cogeneración	30 (%)	GSES, 2005
Rto. térmico ud. cogeneración	50 (%)	GSES, 2005
Tiempo de funcionamiento ud. cogeneración	7.500 (h·año ⁻¹)	GSES, 2005
Precio de venta de electricidad	15,33 / 6,55 (c€·kWh ⁻¹)	España, 2007
Coste de calefacción (ahorrado)	3,92 (c€·kWh ⁻¹)	España, 2008
Calor producido destinado a proceso	45 (%)	Calculado
Incremento anual precio venta electr.	2,0 (%)	Estimado
Incremento anual precio combust.	2,0 (%)	Estimado
Relacionados con otros ingresos		
Reducción de masa en el proceso	28 (%)	Este trabajo (cap. 3)
Precio de venta del compost	0 / 2,50 / 6,25 (€·t ⁻¹)	Centemero, 2002
Coste gestión del estiércol (ahorrado)	0 (€·t ⁻¹)	Estimado

(*) Cuando se utilizan distintos valores, se presentan en la tabla separados por barras (/)

6.4.2 Coste de oportunidad

Se toma como coste de oportunidad el tipo de interés legal aplicado por las entidades de crédito bancarias en noviembre de 2008, dato proporcionado por el Banco de España y recogido por el Instituto Nacional de Estadística cuyo valor es 5,61% (INE, 2009).

6.4.3 Vida útil del proyecto

Se toma como la vida útil del proyecto la de su componente principal, que, en este caso es el conjunto de reactores, con una vida de 20 años. Schäfer *et al.* (2006) trabajan con el mismo tiempo para la evaluación económica de su planta.

6.4.4 Dimensionamiento de la instalación

El sistema de tratamiento se dimensiona en función de la producción anual de residuos. El número de reactores necesarios vienen dado por la siguiente expresión:

$$M \geq \frac{(F_0 + F_1 + F_2 + F_3) \cdot P}{\rho \cdot V \cdot 365}$$

Donde:

- M es el número mínimo de reactores necesarios
- F es la duración de cada fase, en días
- P es la producción anual de estiércol en la explotación, en t·año¹
- ρ es la densidad media del estiércol, en t·m⁻³
- V es la capacidad unitaria de los reactores, en m³·ud⁻¹

Se toma como referencia el número de unidades ganaderas (UG) de la explotación, que equivalen a vacas lecheras. Las UGs serán la variable independiente que permitirá relacionar la escala con el resto de indicadores. Se acepta una producción media de 40 kg·d⁻¹ por cada UG (Brown *et al.*, 2007) a partir de la que se calcula P, y una densidad del sustrato, ρ , de 0,85 t·m⁻³ como valor representativo de ensayos realizados en este trabajo. En los ensayos en planta piloto se alcanzaron densidades del sustrato de 0,85 t·m⁻³ en al CARGA 3. En el resto de cargas las densidades iniciales fueron más bajas, pero hay que tener en cuenta que las masas totales

también fueron menores, y estas tienen influencia en la compactación, que continúa durante los tratamientos, alcanzándose reducciones del espacio ocupado en el reactor del 13% al 35%.

La duración de cada fase, determinante también del volumen necesario de los reactores, es como sigue:

- F0: Transición entre cargas de 1 día. Incluye los tiempos de carga y descarga y los trabajos de mantenimiento en los reactores.
- F1: Fase 1 (aerobia): 1 día. De acuerdo con las conclusiones del capítulo 4, se decide acortar al máximo la fase 1. Se considera que 1 día es el tiempo necesario para alcanzar las condiciones de inicio de la fase 2 (agotamiento del O₂)
- F2: Fase 2 (anaerobia): Para el estudio escala-rentabilidad se fija en 37,5 días. Para el estudio de duración de las secuencias-rentabilidad la duración de la fase 2 es la variable independiente.
- F3: Fase 3 (aerobia): Para el escenario E1 la fase 3 dura 0 días, al considerarse que no se obtiene beneficio mejorando las propiedades del producto sólido como fertilizante orgánico o compost, y para los escenarios E2 y E3 es de 5 días.

La instalación es de carácter modular, siendo su unidad el reactor de $V=25 \text{ m}^3$ de capacidad, similar al prototipo descrito en el anexo 2..

6.4.5 Coste de inversión

El cálculo del coste de inversión de la planta de tratamiento se hace en base a los costes reales del prototipo al que se dedica el capítulo 4. Dado que el sistema es modular, el prototipo es en esencia equivalente a una planta industrial. El cambio de escala se hace en función de los módulos de la planta, que en este caso son los reactores (cuya cantidad es M) y los tanques de percolado (cuya cantidad es N). Se aplica un factor de corrección dependiente de M y N al coste unitario de cada elemento de la planta. Este factor es mayor que 1 en los elementos que aumentan su tamaño a medida que aumenta la dimensión de la planta (como motores y bombas), y menor que 1 en los elementos que se abaratan cuando se adquieren o se fabrican en

mayor número (reactores, tanques, etc.). La enumeración de los elementos que constituyen la planta, así como la expresión que determina el factor de escala, pueden verse en la tabla A3.1 del anexo 3. La tabla también muestra el número de elementos que necesita la planta en función de los parámetros M y N.

Al coste de inversión en el sistema de digestión anaerobia hay que añadirle el coste asociado a los equipos de generación de energía, en el que se incluye el de los sistemas de acondicionamiento del biogás. Según un análisis de los costes de producción de energía en sistemas ganaderos de digestión anaerobia basado en el estudio de 38 digestores, el 36% de los costes de inversión del conjunto, o dicho de otra forma, el 56% de los costes de la planta de tratamiento, se corresponden con los sistemas de generación energética (Beddoes *et al.*, 2007).

Los costes de inversión descritos son los de la empresa encargada de la entrega del sistema de biogás, que recibirá un beneficio industrial del 12%.

Se considera que se puede acceder a una subvención otorgada por administraciones públicas. En el caso de Castilla y León, el Ente Regional de la Energía (EREN), para actuaciones relacionadas con aplicaciones eléctricas de bioenergía y digestión de biomasa con potencias menores de 250 kW_{he}, subvenciona cuantías del 40% (Castilla y León, 2008). Se asume en este caso que la subvención será del 30% sobre la inversión.

6.4.6 Costes de operación y mantenimiento

Con los datos obtenidos de la explotación de la planta piloto se hace una estimación de las necesidades de mano de obra de la planta. Se distingue entre los trabajos ligados al ciclo de cada reactor (2,5 horas para la carga, 0,5 para la descarga, 15 horas por cada ciclo) y los comunes a toda la instalación (1 hora diaria). Se fija el coste de la mano de obra en 15 €·h⁻¹. El resto de costes de operación y mantenimiento (reposición de piezas, uso de maquinaria como tractor y camión, etc.) son como sigue: 30 € por cada carga, 5 € por cada descarga, 50 € por cada ciclo del reactor, y 5 €·d⁻¹ para las partes comunes de la planta.

6.4.7 Ingresos

6.4.7.1 Producción energética a partir del metano

La aplicación más habitual del biogás en una explotación ganadera es su alimentación directa en un motor de generación (así se asume en este estudio), o en un sistema de calefacción. El almacenamiento se realiza a bajas presiones. Si se transforma en biometano, las posibilidades de aplicación se amplían, pudiendo utilizarse como carburante para vehículos o inyectándolo en la red de gas natural. El biometano es un producto similar al gas natural, con un contenido en metano de más del 95%.

La producción de CH_4 se calcula a partir de los ajustes de los resultados experimentales de eficacia biológica a la ecuación modificada de Gompertz (capítulo 3). Se toman los promedios de los ensayos *Recircula cont*, *Recircula 1d*, *Recircula 3d*, y *Estructurante*, tal como puede verse en la tabla A3.2, de manera que la máxima producción acumulada de metano M es $139,6 \text{ NI}\cdot\text{kgSV}^{-1}$, la máxima tasa de producción de metano K es $3,77 \text{ NI}\cdot\text{kgSV}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$ y el tiempo de desfase λ es 9,7 días.

Se suponen los contenidos medios de ST y SV en el estiércol de 20% y 70% (base seca) respectivamente. Estos valores son representativos de las muestras utilizadas para este trabajo. Para dimensionar la unidad de cogeneración debe conocerse el poder calorífico del metano, que es de $9.500 \text{ kcal}\cdot\text{Nm}^{-3}$. (EREN, 2000),.

Según la *German Solar Energy Society* (GSES, 2005), el rendimiento eléctrico de la unidad de cogeneración (*CHP, combined heat and power*) es del 30%, el rendimiento térmico del 50% y el tiempo anual de funcionamiento en 7.500 horas.

6.4.7.2 Ingresos por venta de electricidad

Para calcular los ingresos por venta de energía eléctrica se fija en primer lugar el grupo al que corresponde la instalación dentro de los productores de energía eléctrica en régimen especial según establece el RD 661/2007 (España, 2007). Tratándose de una instalación que utiliza como combustible principal biogás procedente de la digestión anaerobia de residuos agrícolas y ganaderos, pertenece a la categoría b.7.2. Se realizan los cálculos bajo el supuesto de que la instalación se acoge al régimen

económico de venta de electricidad a precio de mercado con percepción de prima. Se estima que el precio medio del mercado en España es de $6,55 \text{ c€}\cdot\text{kWh}^{-1}$, de acuerdo con la serie mensual del año 2008 proporcionada por Red Eléctrica de España (2009). La prima de referencia durante los primeros 15 años en instalaciones de menos de 500 kW es de $9,77 \text{ c€}\cdot\text{kWh}^{-1}$. Al superar la suma del precio de mercado más la prima de referencia el límite máximo establecido por el RD 661/2007, se toma como retribución total este límite: $15,33 \text{ c€}\cdot\text{kWh}^{-1}$. Transcurridos los primeros 15 años, desaparece la prima. Se acepta el supuesto de que hay un incremento anual del 2,0% en la tarifa eléctrica.

6.4.7.3 Producción de energía calorífica y calor de proceso

Del calor producido en la unidad de cogeneración, una parte va destinada a satisfacer las necesidades de calor de proceso de la planta, mientras que el resto se puede utilizar para calefacción doméstica, en la explotación o en otras aplicaciones. Este calor sobrante supone un ingreso en concepto de ahorro por calefacción: se acepta que el tipo de calefacción sustituida es de gas natural, y que su coste es de $3,92 \text{ c€}\cdot\text{kWh}^{-1}$ (término variable de la tarifa oficial de referencia para el rango más alto de consumo anual) según la Orden ITC/2857/2008 (España, 2008). Se acepta el supuesto de que hay un incremento anual del 2,0% en dicho coste.

Para determinar las necesidades de calor de proceso se puede acudir a referencias de otras plantas, pero al ser éstas muy dependientes de la particular tipología de la planta propuesta, se prefiere hacer una estimación para este caso, que se desarrolla en el anexo y de la cual se toma como valor representativo del 45%.

6.4.7.4 Venta del producto sólido y gestión de las deyecciones

La cantidad de compost producido viene dada por la cantidad de residuo procesado, el cual sufre una reducción de masa durante el tratamiento. A partir de los resultados del capítulo 3 (media de los ensayos *Recircula cont*, *Recircula 1d*, *Recircula 3d*, y *Estructurante*) se fija que la reducción de masa es del 28%.

La obtención de información precisa sobre los precios del compost y de los fertilizantes orgánicos es difícil, particularmente en España, donde el mercado del compost está muy poco desarrollado respecto a los de otros países europeos.

Si se estima el precio de venta del producto sólido como sustituto de la fertilización nitrogenada, teniendo en cuenta los precios medios que se pagan por los fertilizantes nitrogenados simples más comunes (ver tabla A3.4), el precio de venta de una tonelada de producto debería oscilar alrededor de los 5 €. Por otro lado, de acuerdo con una monografía sobre el compost a cargo de la italiana *Scuola Agraria del Parco di Monza* (Centemero, 2002), el compost presenta precios muy diversos según el sector que se considere y, aún dentro del sector, la horquilla de variación de precios es grande. Así, para floricultura y paisajismo los precios están entre 10 y 20 €·t⁻¹, mientras que para el destino agrícola más clásico, las cifras más frecuentes varían entre 5 y 8 €·t⁻¹, pudiendo alcanzar hasta el rango de 2,5 a 10 €·t⁻¹. Se toma como valor conservador 2,5 €·t⁻¹ para el escenario E2, y para el escenario E3 el valor medio del rango (6,25 €·t⁻¹).

El coste de la gestión de las deyecciones es igualmente difícil de establecer dado que depende de varios factores. El coste de la fertilización mineral como alternativa a la aplicación de deyecciones al terreno es sólo uno de ellos. Influyen también los hábitos de los agricultores locales y los cultivos, la facilidad para el transporte y la carga, la disponibilidad de terreno, etc. El tipo de estiércol también es determinante, siendo la gallinaza, por ejemplo, un fertilizante orgánico bien valorado que puede suponer no un coste, sino una fuente de ingresos (Van Horne, 2002). Se considera en este estudio, dada la dificultad para establecer los costes reales de gestión y adoptando un enfoque conservador, que la alternativa al sistema de tratamiento no implica costes de gestión del residuo.

6.5 Resultados

6.5.1 Estudio de la relación entre la escala y la rentabilidad

Para una duración de la fase anaerobia fijada, de acuerdo con el procedimiento para la optimización del espacio del reactor desarrollado en el capítulo 3, en 37,5 días, se estudia cómo afecta la dimensión de la explotación ganadera en distintos parámetros, y particularmente en aquellos que determinan la viabilidad financiera del proyecto de inversión.

La tabla 6.2 presenta los principales resultados del estudio para el punto de equilibrio, diferenciándolos entre los indicadores de la escala de la planta, los indicadores de rentabilidad y los indicadores de producción (estos últimos independientes de la escala). Se entiende aquí el punto de equilibrio como el tamaño de la instalación, expresado en número de reactores, por debajo del cual la rentabilidad es negativa. Idealmente en este punto el TIR debe igualarse con el coste de oportunidad y el VAN y el IR igualarse a 0, pero debido al diseño modular hay pequeñas desviaciones respecto a dichas igualdades. Se observa que el proyecto puede ser rentable para tamaños relativamente pequeños de explotación: el punto de equilibrio se alcanza con 228, 167 y 107 UG para los escenarios E1, E2 y E3 respectivamente (ver gráficos de la figura 6.3). Estos tamaños se corresponden con producciones anuales de estiércol de 3.330, 2.440 y 1.560 t y con plantas de 17, 14 y 9 reactores respectivamente.

Hay que destacar que en el estudio de viabilidad de una planta de digestión seca en dos etapas (Schäfer *et al.*, 2006) los costes de inversión superan los $2.000 \text{ €}\cdot\text{m}^{-3}$ de volumen de reactor, mientras que para los tres escenarios de este estudio oscilan entre los 691 y los $797 \text{ €}\cdot\text{m}^{-3}$.

Tabla 6.2. Principales indicadores del estudio de la relación entre la escala y la rentabilidad para el punto de equilibrio en los escenarios E1, E2 y E3.

Escenarios	E1	E2	E3
	Sin ingresos por compostaje	Compostaje (ingresos mínimos)	Compostaje (ingresos medios)
<i>Indicadores de escala</i>			
Nº de unidades ganaderas (UG)	228	167	107
Producción de residuo (t·a ⁻¹)	3.329	2.438	1.562
Nº de reactores	17	14	9
Potencia ud cogeneración (kWe+kWt)	20,2+33,6	14,8+24,6	9,5+15,8
<i>Indicadores de rentabilidad</i>			
Inversión (€·m ³ reactor)	691	712	797
Inversión inicial total (€)	230.118	195.473	140.515
VAN (€)	10.514	13.509	8.111
IR (%)	4,6	6,9	5,8
TIR (%)	6,2	6,5	6,3
PR (años)	16,8	16,5	17,5
<i>Indicadores de producción</i>			
Producción de CH ₄ (Nm ³ ·UG ⁻¹ ·a ⁻¹)	201	201	201
Aprovechamiento del sustrato dig (%)	70,3	70,3	70,3
Producción de energía (kWh·UG ⁻¹ ·a ⁻¹)			
Eléctrica	663	663	663
Térmica	1106	1106	1106
Total	1769	1769	1769
Ingresos (€·UG ⁻¹ ·a ⁻¹)			
Venta electricidad	101,7 (81%)	101,7 (67%)	101,7 (53%)
Ahorro calefacción	23,8 (19%)	23,8 (16%)	23,8 (12%)
Venta compost	0 (0%)	26,3 (17%)	65,7 (34%)
Total	125,6	151,8	191,3

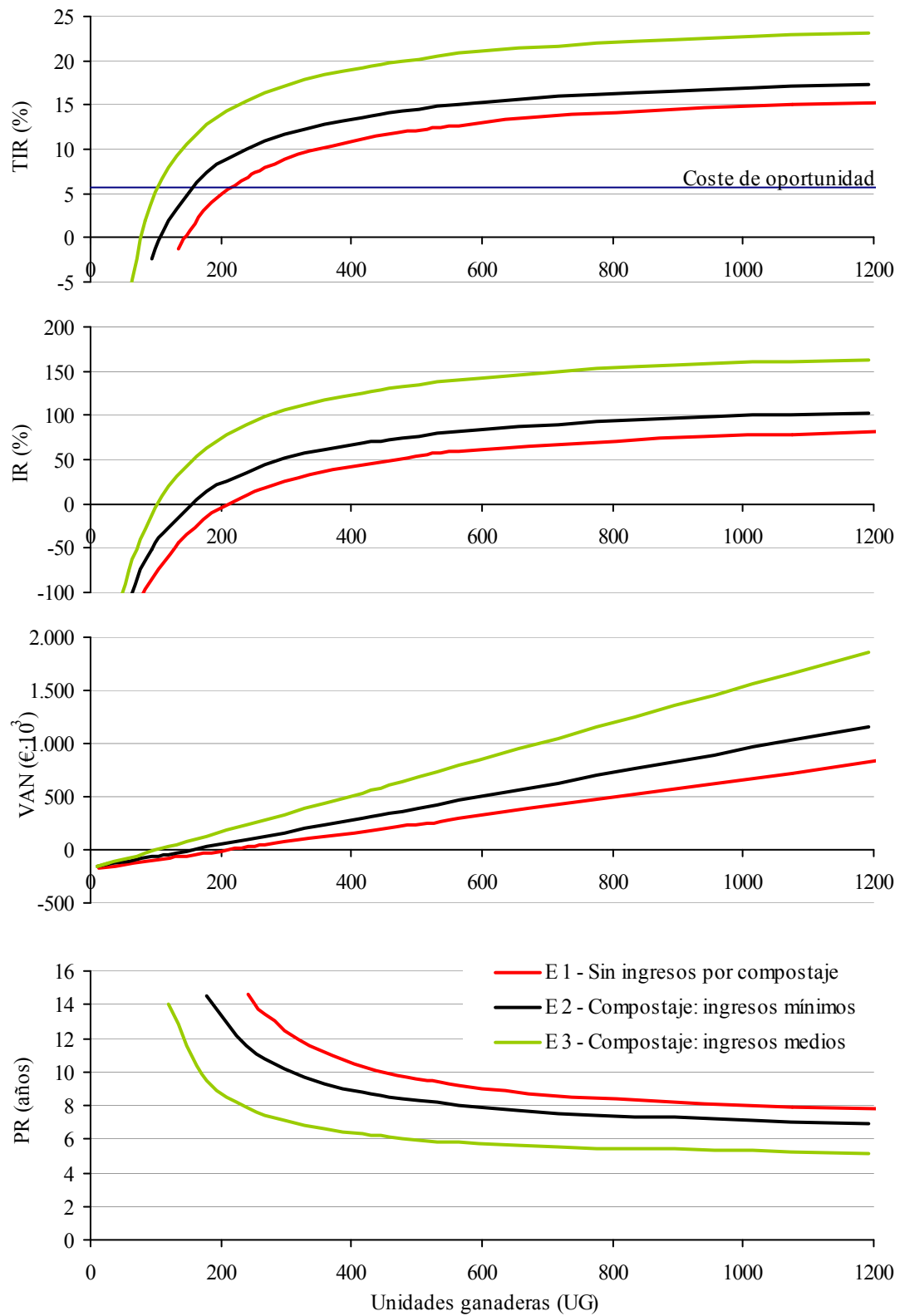


Figura 6.3. Indicadores de rentabilidad respecto al tamaño de explotación para un tiempo de digestión de 37,5 días

6.5.2 Estudio de la relación entre la duración de las secuencias del proceso y la rentabilidad

6.5.2.1 Escenarios de escala crítica

Se selecciona un tamaño de explotación que esté al límite de la rentabilidad (VAN igual a 0 o TIR igual al coste de oportunidad) de acuerdo con los resultados del apartado anterior, generándose así tres escenarios:

- E A1: 228 UG o 17 reactores
- E A2: 167 UG o 14 reactores
- E A3: 107 UG o 9 reactores

Todos los indicadores mejoran con tiempos de digestión mayores que los determinados mediante el método de optimización del uso del espacio. Se observa que la evolución de los indicadores es casi idéntica en los tres escenarios E A1, E A2 y E A3 (ver figura 6.4, líneas continuas), y por tanto, las conclusiones que se saquen en estos casos de baja rentabilidad son las mismas para los tres. Las funciones presentan una baja curvatura en la proximidad de su máximo, lo que indica una baja sensibilidad respecto a la duración de la fase anaerobia. La TIR mejora en el rango de los 38 a 75 días de duración de la fase anaerobia, alcanzando un máximo cerca de los 51 días de duración, donde la TIR aumenta 2 puntos por encima del coste de oportunidad. El comportamiento del IR y del VAN son muy similares, con la salvedad de que el VAN se maximiza para tiempos de digestión sensiblemente mayores a los de la TIR (50 días). Los periodos de recuperación más bajos también se verifican para los mismos tiempos de digestión para los que se maximizan las TIR.

6.5.2.2 Escenarios de escala de referencia

Para explotaciones con un tamaño de 250 UG se presentan los resultados de los tres escenarios E B1, E B2 y E B3. Los indicadores de rentabilidad en función del tiempo de digestión pueden verse en las gráficas de la figura 6.4 (líneas discontinuas).

Para los tiempos de digestión óptimos (aquellos que maximizan el TIR y el IR), el TIR está en el rango del 8,7% a 15,8%. La duración de la fase anaerobia es menor cuanto mayor es la rentabilidad máxima, lo cual es válido también para los escenarios E A1, E A2 y E A3.

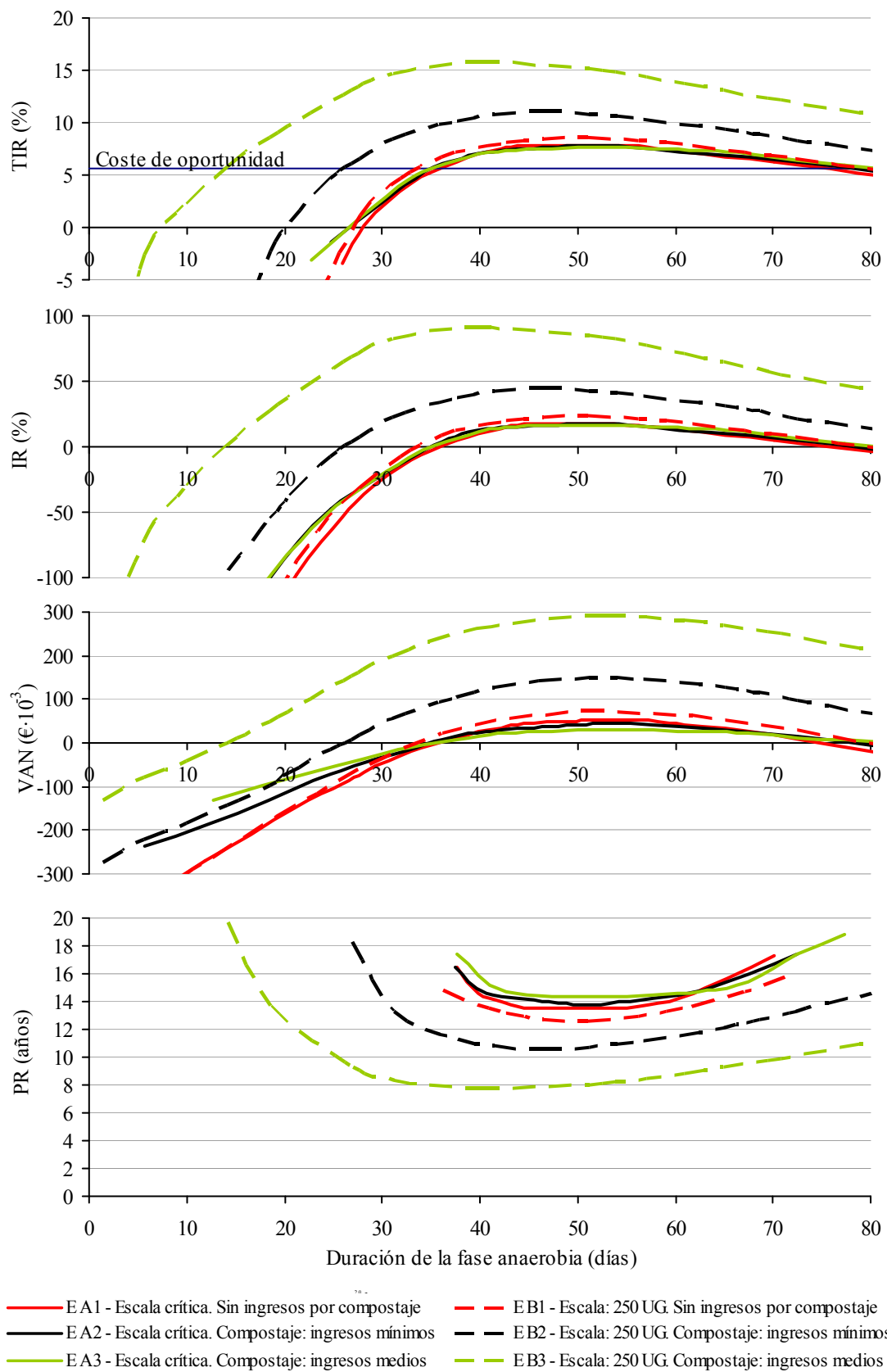


Figura 6.4. Indicadores de rentabilidad respecto al tiempo de digestión para (A) tamaños de explotación críticos y (B) de 250 UG

Tabla 6.3. Principales indicadores del estudio de la relación entre la duración de la fase anaerobia y la rentabilidad para la rentabilidad máxima en los escenarios E A1, E A2, EA3, E B1, E B2 y E B3.

Escenarios ^(*)	E A1	E A2	EA3	EB 1	EB 2	EB 3
<i>Duración de la fase anaerobia (d)</i>	51,5	50,2	52,5	49,0	46,1	44,0
<i>Indicadores de escala</i>						
Nº de unidades ganaderas (UG)	228	167	107	250	250	250
Producción de residuo (t·a ⁻¹)	3.329	2.438	1.562	3.650	3.650	3.650
Nº de reactores	23	18	12	24	25	24
Potencia ud cogeneración (kWe+kWt)	25,3 + 42,1	18,3 + 30,5	12,0 + 20,0	27,0 + 45,0	26,1 + 43,5	25,3 + 42,1
<i>Indicadores de rentabilidad</i>						
Inversión (€·m ³ reactor)	654	681	745	649	643	649
Inversión inicial total (€·10 ³)	295	240	175	305	315	305
VAN (€·10 ³)	52	43	30	73	143	281
IR (%)	17,7	17,8	16,9	23,9	45,3	92,2
TIR (%)	7,9	7,8	7,6	8,7	11,0	15,8
PR (años)	13,5	13,8	14,3	12,6	10,6	7,7
<i>Indicadores de producción</i>						
Producción de CH ₄ (Nm ³ ·UG ⁻¹ ·a ⁻¹)	252	248	253	245	237	229
Aprovechamiento del sustrato dig (%)	88,2	87,1	88,7	86,0	82,9	80,4
Producción de energía (kWh·UG ⁻¹ ·a ⁻¹)						
Eléctrica	832	821	837	811	782	758
Térmica	1.386	1.369	1.395	1.351	1.304	1.264
Total	2.218	2.190	2.232	2.162	2.086	2.022
Ingresos (€·UG ⁻¹ ·a ⁻¹)						
Venta electricidad	127,5 (81%)	125,9 (69%)	128,3 (57%)	124,3 (81%)	119,9 (69%)	116,2 (56%)
Ahorro calefacción	29,9 (19%)	29,5 (16%)	30,1 (13%)	29,1 (19%)	28,1 (16%)	27,2 (13%)
Venta compost	0 (0%)	26,3 (14%)	65,7 (29%)	0 (0%)	26,3 (15%)	65,7 (31%)
Total	157,4	181,7	224,1	153,4	174,3	209,2

(*) E A1: Sin ingresos por compostaje, escala crítica (228 UG); E A2: Ingresos mínimos por compost, escala crítica (167 UG); E A3: Ingresos medios por compost, escala crítica (107 UG); E B1: Sin ingresos por compostaje, 250 UG; EB: Ingresos mínimos por compost, 250 UG; E B3: Ingresos medios por compost, 250 UG.

6.6 Conclusiones

El sistema es viable para explotaciones ganaderas de relativamente pequeña dimensión, hasta un tamaño mínimo de 107 UG, lo cual favorece su implementación en los sistemas ganaderos españoles y, particularmente, castellano-leoneses, donde existen explotaciones de mediano y pequeño tamaño.

La valorización del producto tratado como compost o fertilizante orgánico es un factor determinante en la rentabilidad de manera que si no se obtienen ingresos por esa vía, la dimensión mínima de una explotación asciende a 228 UG. El acceso al mercado del compost permitiría que hasta un 34% de los ingresos asignables a la plata de tratamiento fueran en concepto de venta de compost. Además, la diversificación de las fuentes de ingreso, con la inclusión del ahorro en combustible para calefacción, reduce el riesgo del proyecto.

El diseño del proceso en cuanto a la duración de la digestión anaerobia debe hacerse para cada proyecto, dado que en función de la estructura de los ingresos esperada y de la escala esta duración varía, pudiéndose afirmar que cuanto más rentable sea el proyecto más corta es la duración óptima de la digestión anaerobia. Para una explotación de referencia de 250 UG, la digestión debe durar entre 44 y 49 días (seguida de un compostaje de 5 días).

Para tamaños de explotación parecidos al fijado como referencia en este trabajo (250 UG), se demuestra que la optimización de la duración de la digestión anaerobia con el criterio del máximo aprovechamiento del espacio de reactor conduce a un infradimensionamiento de las instalaciones. No obstante, la baja sensibilidad de las curvas indica que la influencia en la rentabilidad de la duración de esta fase es pequeña.

6.7 Referencias

- BEDDOES, J.C., BRACMORT, K.S., BURN, R.B., y LAZARUS, W.F., 2007. *An analysis of energy production costs from anaerobic digestion systems on US livestock production facilities*. Technical Note No. 1. USDA, Natural Resources Conservation Service.
- BROWN, B.B., YIRIDOE E.K. y GORDON, R., 2007. *Impact of single versus multiple policy options on the economic feasibility of biogas energy production: Swine and dairy operations in Nova Scotia*. Energy Policy. Vol. 35-9, ,septiembre, págs 4597-4610.
- CASTILLA Y LEÓN, 2008. ORDEN EYE/2159/2008, de 10 de dic., por la que se establecen las bases reguladoras de las subvenciones, para actuaciones en Energías Renovables, Excepto Solar, en el ámbito de la Comunidad Autónoma de Castilla y León. *Boletín Oficial de Castilla y León*, 16 de diciembre de 2008, núm. 242, p. 25528.
- CENTEMERO, M., 2002. *Compost e agricultura, tra presente e futuro* [en línea]. Roma: Fare Verde [ref. 15 de enero de 2009]. Disponible en web: <www.fareverde.it>
- EREN, ENTE REGIONAL DE LA ENERGÍA DE CASTILLA Y LEÓN, 2000. *Prontuario Energético*. Junta de Castilla y León. Ente Regional de la Energía de Castilla y León.
- ESPAÑA, 2008. ORDEN ITC/2857/2008 de 10 de octubre, por la que se establece la tarifa del suministro de último recurso de gas natural. *Boletín Oficial del Estado*, 11 de octubre de 2008, núm 246, p. 40985.
- ESPAÑA, 2007. Real Decreto 661/2007, de 25 de mayo, por el que se regula la actividad de producción de energía eléctrica en régimen especial. *Boletín Oficial del Estado*, 26 de mayo de 2007, núm 126, pp. 22846-22886.
- ESPAÑA, 2005. Real Decreto 824/2005, de 8 de julio de 2005, sobre productos fertilizantes. *Boletín Oficial del Estado*, 19 de julio de 2005, núm. 171, p. 25592.
- EUROOBSERV'ER, 2007. Biofuels Barometer. Systèmes Solaires, nº 179, 63–75.
- INSTITUTO NACIONAL DE ESTADÍSTICA, INE, 2009. *Boletín mensual de estadística: diciembre 2008* [en línea]. Madrid: Instituto Nacional de Estadística [ref. de 15 de enero de 2009]. Disponible en web: <<http://www.ine.es/>>
- INSTITUTO NACIONAL DE METEOROLOGÍA (INM), 2008. *Guía resumida del clima en España 1971-2000*. Ministerio de Medio Ambiente. Madrid.

- LLORENS, M., 2000. *Nueva enciclopedia de la climatización: calefacción*. CEAC. Barcelona.
- LUSK, P., 1998 *Methane Recovery from Animal Manures: The Current Opportunities Casebook*. National Renewable Energy Laboratory. Golden, Colorado.
- MASCARREÑAS, J. y LEJARRIAGA, G., 1992. *Análisis de Proyectos de Inversión*. Eudema. Madrid.
- MINISTERIO DE AGRICULTURA, PESCA Y ALIMENTACIÓN, 2007. *Anuario de estadística agroalimentaria*. Madrid: MAPA.
- MINISTERIO DE MEDIO AMBIENTE Y MEDIO RURAL Y MARINO, 2009. *Plan de Biodigestión de Purines* [en línea] [ref. de 16 de febrero de 2009]. Disponible en web: www.mapa.es/es/ganaderia/ganaderia.htm
- RAVEN, R.P.J.M. y GREGERSEN, K.H., 2007 *Biogas plants in Denmark: successes and setbacks*. Renewable and Sustainable Energy Reviews. Vol. 11-1, Enero, págs 116-132.
- RED ELÉCTRICA DE ESPAÑA, S.A., 2009. *Precios medios mensuales del Mercado Diario en España. Año 2008* [en línea] [ref. de 15 de febrero de 2009]. Disponible en web: <http://www.ree.es/>
- RICKERSON, W., BAKER, S.E. y WHEELER, M., 2008. *Renewable gas and California's new feed-in tariff*. Biocycle. Vol. 49-3, marzo, págs. 56-61.
- SCHÄFER, W., LEHTO, M. y TEYE, F., 2006. *Dry anaerobic digestion of organic residues on-farm - a feasibility study*. Agrifood Research Reports no. 77, MTT Agrifood Research Finland.
- SCHIEDER, D, QUICKER, P., SCHNEIDER, R., WINTER, H., PRECHTL, S. y FAULSTICH, M., 2003. *Microbiological removal of hydrogen sulfide from biogas by means of a separate biofilter system: experience with technical operation*. Water Science and Technology. Vol 48, No 04, pp 209-212.
- THE GERMAN SOLAR ENERGY SOCIETY, 2005. *Planning and Installing Bioenergy Systems. A guide for installers, architects and engineers*. James & James, London.
- VAN HORNE, P., 2002. *Impact of EU Council Directive 99/74/EC 'welfare of laying hens' on the competitiveness of the EU egg industry*. Universidad de Wageningen. Holanda

CAPÍTULO 7
CONCLUSIONES GENERALES

CAPÍTULO 7
GENERAL CONCLUSIONS

7.1 Conclusiones generales

Los ensayos a escala semi-piloto han permitido conocer cómo afectan ciertos parámetros de proceso a su eficacia. Se establece, con ayuda del ajuste paramétrico de la curva de producción de CH₄, una duración óptima de la digestión anaerobia del estiércol de bovino en términos de productividad de CH₄ del reactor en 37,5 días. El proceso mixto, que debe repartir su tiempo entre las fases anaerobia y aerobia, resulta más eficaz en la degradación de la materia orgánica en las fases aerobias. En ese sentido, la optimización de la duración de la fase aerobia en términos de producción de CH₄ se justifica también porque permite dar más tiempo al compostaje, optimizándose al mismo tiempo la destrucción de materia orgánica. El estudio de la variación del régimen de recirculación de lixiviados durante la digestión indica que este régimen tiene una influencia pequeña sobre el proceso por lo que, por cuestiones operativas, es preferible trabajar con frecuencias de recirculación bajas (de 3 días). La adición de material estructurante de tipo leñoso al estiércol tiene un efecto positivo en la producción de CH₄ del estiércol, pero perjudica, por encima de cierto nivel, el aprovechamiento del espacio del reactor, por lo que se recomienda mantener la proporción de estructurantes alrededor del 20-25%. Es preferible mezclar con el estiércol residuos de cultivos energéticos como colza o girasol, ya que, además de jugar el papel de estructurantes, contribuyen netamente a la producción de CH₄ y a la mejora de las propiedades químicas de la mezcla.

El estudio de la estabilización biológica durante los tratamientos, utilizando técnicas de análisis termogravimétrico y espectroscopía ¹³C NMR, permitió comprobar que para el estiércol, en condiciones anaerobias, el contenido en lignina del residuo impide la conversión de la materia orgánica en compuestos más estables. La distribución del carbono determinada a partir del espectro ¹³C NMR puede emplearse como una forma de cuantificación de la conversión experimentada por la materia orgánica durante la estabilización biológica.

Los ensayos en la planta piloto han permitido comprobar que el sistema reúne las condiciones para tratar deyecciones de bovino cumpliendo el doble propósito de producir CH₄ (en cantidades comparables a otras tecnologías de digestión) y compost, dado que se cumplen los requisitos que exige la normativa tanto para el proceso

(temperatura y tiempo de higienización) como para el producto (microbiología, metales pesados). La secuencia 2ª fase (anaerobia) – 3ª fase (aerobia) satisface por tanto el doble objetivo de valorización y no aparecen efectos negativos de las condiciones anaerobias sobre el desarrollo de la 3ª fase. La 1ª fase cumple un importante papel en el ahorro de energía para alcanzar las condiciones mesófilas en la 2ª fase, pero no se ha podido determinar si, en calidad de pretatamiento, mejora la posterior producción de biogás o bien reduce su potencial. Se decide por lo tanto que la 1ª fase debe tener la duración mínima que permita alcanzar las condiciones mesófilas. Se estima que la duración de la 3ª fase puede reducirse a 5 días. La concentración de O₂ en la fase gaseosa del reactor debe mantenerse a niveles superiores a los establecidos inicialmente (6%-8%) para evitar la aparición de condiciones anaerobias parciales y las limitaciones por difusión.

Los trabajos con la planta piloto también han permitido identificar defectos en su diseño que deben ser subsanados con vistas al posterior desarrollo comercial del sistema. Las principales mejoras deben solucionar el problema del cierre de las puertas para su correcto sellado, así como el sistema de control en cuanto a alarmas y algunos lazos de control.

La evaluación económica de una planta comercial basada en el sistema mixto nos permite concluir que ésta es viable económicamente para explotaciones ganaderas de relativamente pequeña dimensión (hasta un tamaño mínimo de 107 UG) lo cual favorece su implementación en los sistemas ganaderos españoles y, particularmente, castellano-leoneses, donde existen explotaciones de mediano y pequeño tamaño. Sin embargo, se establece el tamaño de referencia mínimo de una explotación para no depender de los ingresos por la venta del compost en 250 UG. El estudio del efecto de la duración de la fase anaerobia bajo una perspectiva económica da tiempos óptimos (entre 44 y 49 días) más altos que el calculado para el máximo aprovechamiento del reactor (37,5 días) en los ensayos a escala semi-piloto.

7.2 General conclusions

Tests at semi-pilot scale led to know how certain parameters affect the process efficiency. It is established, with the help of the parametric fit of CH₄ yield curve, an optimum anaerobic digestion time of cattle manure in terms of reactor productivity of 37,5 days. The mixed process, which has to share its time between the anaerobic and the aerobic phases, is more effective in organic matter degradation in the aerobic phases. In this regard, the optimization of the aerobic phase in terms of CH₄ yield is also justified for it allows to spend more time in composting, optimizing at the same time the organic matter destruction. The study of leachate regime variation during the digestion shows that this regime has a small influence on the process, so it is better to work rather with low recirculation frequencies (of 3 days) for operative matters. The addition of structural ligneous materials to the cow manure has a positive effect in the own manure CH₄ yield, but it is detrimental –above a certain level- to the use of the reactor space. Thus, a rate of structural materials around 20-25% is recommended to be kept. Blending the manure with energy crop wastes such as rapeseed or sunflower (rather than wood chips) is preferable since, apart from playing the role of structural materials, they contribute to the CH₄ production and to the improvement of the blend's chemical properties.

The study of the biological stabilization during the treatments employing techniques of thermogravimetric analysis and ¹³C NMR spectroscopy allowed to check that, for cow manure in anaerobic conditions, the lignin content of the waste hampers the organic matter conversion to more stable compounds. Carbon distribution established from the ¹³C NMR spectrum can be used as a way of quantification of the organic matter conversion during the biological stabilization.

Tests in the pilot plant made possible to prove that the system meets the conditions for the treatment of bovine manure, achieving the double purpose of producing CH₄ (in quantities comparable to other digestion technologies) and compost, given that the requirements demanded by the regulations both for the process (sanitation temperature and time) and for the product (microbiology, heavy metals) are fulfilled.

The 2nd phase (anaerobic) – 3rd phase (anaerobic) sequence fulfills the aim of the valorization and at the same time doesn't produce negative effects on the anaerobic conditions of the 3rd phase. The 1st phase takes an important role when saving energy to achieve the mesophylic conditions needed for the following phase, even though it is not determined yet if, as a pretreatment, either improves or reduces the subsequent biogas yield. Thus it is concluded that the first step should last the minimal time to allow the treatment to achieve the mesophylic conditions for the second step. The third step could be reduced up to 5 days. Oxygen concentration in the gas phase of the reactor should be kept above the values initially set (6-8%) in order to avoid partial anaerobic conditions in some areas and diffusion limitations.

Pilot plant trials have shown some lacks that should be equally amended aiming to a further commercial development of this system. The main improvements should overcome the hermetic conditions particularly considering the door locking as well as the control system in terms of emergencies and some control circuits.

The economic assessment of a commercial plant based on the mix system shows the economic feasibility of a relatively medium or short size livestock farm unit (up to 107 Livestock Units) which means its perfect fitness for the Spanish livestock system and particularly for Castilla y León, where these size's farms are dominant. Nonetheless, 250 LU is the livestock farm size over which feasibility doesn't depend on compost trade incoming. The optimal time for the anaerobic conditions in economic terms (44-49 days) is longer than that one calculated for the best reactor performance (37.5 days) in the semi-pilot scale tests.

ANEXO 1

ENSAYOS A ESCALA SEMI-PILOTO

8.1 Bases de cálculo de los balances de materia

Tabla A1.1. Determinación de los parámetros del balance de materia del reactor para el día 0 y para el día j precedido de un día i.

Parámetro	Día 0		Día j	
Masa total MT	MT_0	$= FS_0 + FL_0$	MT_j	$= FS_j + FL_j$
SV	SV_0	$= SV_{FS0} + SV_{FL0}$	SV_j	$= SV_{FSj} + SV_{FLj}$
CE	CE_0	$= CE_{FS0} + CE_{FL0}$	CE_j	$= CE_i$
AG	AG_0	$= AG_{FS0} + AG_{FL0}$	AG_j	$= AG_{FSj} + AG_{FLj}$
%SV	$\%SV_0$	$= SV_0 / (MT_0 - AG_0)$	$\%SV_j$	$= SV_j / (MT_j - AG_j)$
%ST	$\%ST_0$	$= (MT_0 - AG_0) / MT_0$	$\%ST_j$	$= (MT_j - AG_j) / MT_j$
Fase sólida FS	FS_0	Pesada	FS_j	$= (SV_{FSj} + CE_{FSj}) / \%ST_{FSj}$
SV	SV_{FS0}	$= \%SV_{FS0} \cdot (FS_0 - AG_{FS0})$	SV_{FSj}	$= CE_{FSj} \cdot \%SV_{FSj} / \%CE_{FSj}$
CE	CE_{FS0}	$= FS_0 - AG_{FS0} - SV_{FS0}$	CE_{FSj}	$= CE_j - CE_{FLj}$
AG	AG_{FS0}	$= FS_0 - \%ST_{FS0} \cdot FS_0$	AG_{FSj}	$= FS_j - SV_{FSj} - CE_{FSj}$
%SV _{FS}	$\%SV_{FS0}$	Método de ref. 2540E	$\%SV_{FSj}$	Método de ref. 2540E
%ST _{FS}	$\%ST_{FS0}$	Método de ref. 2540B	$\%ST_{FSj}$	Método de ref. 2540B
Fase líquida FL	FL_0	Medida de volumen	FL_j	Medida de volumen
SV _{FL}	SV_{FL0}	$= \%ST_{FL0} \cdot \%SV_{FL0} \cdot FL_0$	SV_{FLj}	$= \%ST_{FLj} \cdot \%SV_{FLj} \cdot FL_j$
CE _{FL}	CE_{FL0}	$= \%ST_{FL0} \cdot FL_0 - SV_{FL0}$	CE_{FLj}	$= \%ST_{FLj} \cdot FL_j - SV_{FLj}$
AG _{FL}	AG_{FL0}	$= FL_0 - \%ST_{FL0} \cdot FL_0$	AG_{FLj}	$= FL_j - \%ST_{FLj} \cdot FL_j$
%SV _{FL}	$\%SV_{FL0}$	Método de ref. 2540E	$\%SV_{FLj}$	Método de ref. 2540E
%ST _{FL}	$\%ST_{FL0}$	Método de ref. 2540B	$\%ST_{FLj}$	Método de ref. 2540B

Nota: los parámetros precedidos por % indican concentración en tanto por 1; %ST está expresado en base húmeda y %SV, en base seca.

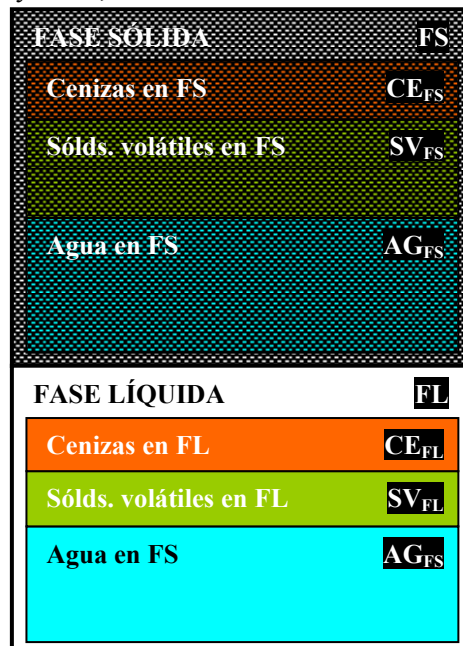


Figura A1.1. Diagrama de la distribución de cenizas, SV y agua en un reactor.

8.2 Balances de materia

Tabla A1.2. Distribución de agua, ST y SV en el sustrato y sus fases sólida y líquida del ensayo *Recircula cont.*

Día de proceso		0	21	60
Fase sólida (kg·m ³)	Agua	370,0	512,8	424,4
	ST	190,0	161,0	124,8
	SV	144,5	111,9	78,2
Fase líquida (kg·m ³)	Agua	252,3	96,4	230,6
	ST	9,6	3,6	7,5
	SV	4,2	1,8	3,1
Conjunto (kg·m ³)	Agua	622,3	609,2	655,1
	ST	199,6	164,6	132,2
	SV	148,7	113,7	81,3

Tabla A1.3. Distribución de agua, ST y SV en el sustrato y sus fases sólida y líquida del ensayo *Recircula Id.*

Día de proceso		0	21	60
Fase sólida (kg·m ³)	Agua	384,2	525,3	421,1
	ST	192,6	167,9	127,7
	SV	147,9	122,7	81,9
Fase líquida (kg·m ³)	Agua	246,4	235,7	237,5
	ST	9,4	8,5	6,7
	SV	4,1	3,7	2,5
Conjunto (kg·m ³)	Agua	630,6	761,0	658,6
	ST	202,0	176,3	134,4
	SV	152,0	126,4	84,4

Tabla A1.4. Distribución de agua, ST y SV en el sustrato y sus fases sólida y líquida del ensayo *Recircula 3d.*

Día de proceso		0	21	60
Fase sólida (kg·m ³)	Agua	330,0	527,3	326,2
	ST	145,3	151,4	97,9
	SV	112,9	115,4	61,7
Fase líquida (kg·m ³)	Agua	240,8	83,8	75,1
	ST	9,2	2,6	2,2
	SV	4,0	1,1	0,8
Conjunto (kg·m ³)	Agua	570,8	611,0	401,3
	ST	154,5	154,0	100,0
	SV	116,9	116,4	62,5

Tabla A1.5. Distribución de agua, ST y SV en el sustrato y sus fases sólida y líquida del ensayo *Estructurante*.

Día de proceso		0	16	37	58	102
		Inicio comp.				
Fase sólida (kg·m ³)	Agua	189,4	282,6	201,1	236,2	222,7
	ST	291,0	289,0	284,7	283,8	267,6
	SV	201,0	197,0	193,6	192,4	176,2
Fase líquida (kg·m ³)	Agua	231,2	28,6	88,1	74,7	74,7
	ST	4,1	0,9	2,1	1,7	1,7
	SV	1,5	0,3	0,6	0,5	0,5
Conjunto (kg·m ³)	Agua	420,6	311,1	289,3	310,9	297,5
	ST	295,1	289,9	286,8	285,5	269,4
	SV	202,5	197,3	194,2	193,0	176,8

Tabla A1.6. Distribución de agua, ST y SV en el sustrato y sus fases sólida y líquida del ensayo *Sumergido*.

Día de proceso		0	16	37	58	102
		Inicio comp.				
Fase sólida (kg·m ³)	Agua	324,9	505,5	456,1	440,6	360,9
	ST	175,1	173,2	152,0	146,9	120,3
	SV	126,1	122,0	101,0	95,0	68,4
Fase líquida (kg·m ³)	Agua	552,7	256,1	248,2	213,7	213,7
	ST	9,8	6,4	6,0	5,1	5,1
	SV	3,6	2,4	1,8	1,7	1,7
Conjunto (kg·m ³)	Agua	877,7	761,6	704,3	654,3	574,5
	ST	184,8	179,6	158,0	152,0	125,4
	SV	129,6	124,3	102,8	96,7	70,2

Tabla A1.7. Distribución de agua, ST y SV en el sustrato y sus fases sólida y líquida del ensayo *Sustrato seco*.

Día de proceso		0	16	37	58	102
		Inicio comp.				
Fase sólida (kg·m ³)	Agua	331,7	166,1	119,5	198,5	198,4
	ST	178,7	170,2	169,1	106,9	106,8
	SV	128,6	119,0	118,2	56,1	56,0
Fase líquida (kg·m ³)	Agua	122,8	15,3	35,2	39,1	39,1
	ST	2,2	0,3	0,7	0,8	0,8
	SV	0,8	0,1	0,2	0,2	0,2
Conjunto (kg·m ³)	Agua	454,6	181,4	154,7	237,7	237,5
	ST	180,8	170,5	169,8	107,7	107,6
	SV	129,4	119,1	118,4	56,3	56,2

Tabla A1.8. Distribución de agua, ST y SV en el sustrato y sus fases sólida y líquida del ensayo 2a digestión.

Día de proceso		0	16	37	58	102
		Inicio comp.				
Fase sólida (kg·m ³)	Agua	508,0	462,6	226,6	240,0	216,3
	ST	189,6	187,9	189,8	188,6	156,7
	SV	121,0	121,3	121,1	119,8	87,9
Fase líquida (kg·m ³)	Agua	274,2	271,3	166,3	166,2	166,2
	ST	4,9	7,8	4,5	4,3	4,3
	SV	1,8	2,7	1,4	1,4	1,4
Conjunto (kg·m ³)	Agua	782,2	733,8	392,9	406,3	382,5
	ST	194,5	195,7	194,2	192,9	161,0
	SV	122,8	124,0	122,5	121,2	89,2

Tabla A1.9. Distribución de agua, ST y SV en el sustrato y sus fases sólida y líquida del ensayo Sólo colza.

Día de proceso		0	26	60
Fase sólida (kg·m ³)	Agua	9,2	346,4	275,4
	ST	72,3	69,4	50,1
	SV	61,9	58,2	38,3
Fase líquida (kg·m ³)	Agua	725,3	530,8	533,3
	ST	18,6	18,0	15,5
	SV	6,0	6,1	4,2
Conjunto (kg·m ³)	Agua	734,5	877,1	808,7
	ST	90,9	87,4	65,6
	SV	67,9	64,4	42,5

Tabla A1.10. Distribución de agua, ST y SV en el sustrato y sus fases sólida y líquida del ensayo Sólo girasol.

Día de proceso		0	26	60
Fase sólida (kg·m ³)	Agua	12,7	523,0	375,7
	ST	101,3	103,3	100,6
	SV	89,4	86,8	83,5
Fase líquida (kg·m ³)	Agua	799,0	357,4	360,1
	ST	20,5	17,6	14,9
	SV	6,6	8,4	6,3
Conjunto (kg·m ³)	Agua	811,6	880,4	735,7
	ST	121,7	120,9	115,5
	SV	96,0	95,2	89,8

Tabla A1.11. Distribución de agua, ST y SV en el sustrato y sus fases sólida y líquida del ensayo *Estierc+colza*.

Día de proceso		0	26	60
Fase sólida (kg·m ³)	Agua	389,3	588,8	859,9
	ST	118,4	118,7	119,8
	SV	100,6	98,3	99,0
Fase líquida (kg·m ³)	Agua	560,1	369,5	362,6
	ST	14,4	13,5	9,8
	SV	4,6	6,2	2,9
Conjunto (kg·m ³)	Agua	949,4	958,3	1222,5
	ST	132,8	132,1	129,5
	SV	105,2	104,5	101,9

Tabla A1.12. Distribución de agua, ST y SV en el sustrato y sus fases sólida y líquida del ensayo *Estierc+girl*.

Día de proceso		0	26	60
Fase sólida (kg·m ³)	Agua	279,3	484,1	459,6
	ST	124,6	114,7	101,8
	SV	107,9	93,0	79,9
Fase líquida (kg·m ³)	Agua	555,8	228,7	222,9
	ST	14,3	11,3	7,1
	SV	4,6	6,6	2,6
Conjunto (kg·m ³)	Agua	835,1	712,9	682,4
	ST	138,8	125,9	108,9
	SV	112,5	99,6	82,6

Tabla A1.13. Distribución de agua, ST y SV en el sustrato y sus fases sólida y líquida del ensayo *Gallnz+colz1:3*.

Día de proceso		0	34	60	115
				Inicio compostaje	
Fase sólida (kg·m ³)	Agua	14,5	173,4	161,8	120,2
	ST	59,2	38,4	36,2	30,4
	SV	50,3	29,6	26,6	22,7
Fase líquida (kg·m ³)	Agua	660,2	425,2	428,2	425,1
	ST	14,3	16,7	13,7	16,8
	SV	5,4	7,8	5,5	6,8
Conjunto (kg·m ³)	Agua	674,7	598,5	590,1	545,3
	ST	73,5	55,1	49,9	47,2
	SV	55,7	37,4	32,1	29,5

Tabla A1.14. Distribución de agua, ST y SV en el sustrato y sus fases sólida y líquida del ensayo Gallnz+colz1:1.

Día de proceso		0	34	60	115
		Inicio compostaje			
Fase sólida (kg·m ³)	Agua	30,1	306,7	235,9	184,7
	ST	79,9	75,9	51,8	51,1
	SV	63,1	58,1	35,3	34,6
Fase líquida (kg·m ³)	Agua	660,2	426,6	426,6	426,6
	ST	14,3	15,3	15,3	15,3
	SV	5,4	7,5	6,1	6,1
Conjunto (kg·m ³)	Agua	690,3	733,3	662,5	611,3
	ST	94,1	91,2	67,1	66,4
	SV	68,5	65,6	41,4	40,7

Tabla A1.15. Distribución de agua, ST y SV en el sustrato y sus fases sólida y líquida del ensayo Gallnz+colz4:1.

Día de proceso		0	34	60	115
		Inicio compostaje			
Fase sólida (kg·m ³)	Agua	35,3	176,9	179,4	94,8
	ST	71,8	48,8	40,6	36,3
	SV	53,0	31,5	25,3	21,0
Fase líquida (kg·m ³)	Agua	767,2	514,1	515,9	515,9
	ST	16,6	26,4	24,7	24,7
	SV	6,3	14,7	10,9	10,9
Conjunto (kg·m ³)	Agua	802,5	691,1	695,2	610,7
	ST	88,3	75,2	65,3	61,0
	SV	59,3	46,2	36,3	32,0

Tabla A1.16. Distribución de agua, ST y SV en el sustrato y sus fases sólida y líquida del ensayo Sólo gallinaza.

Día de proceso		0	34	60	115
		Inicio compostaje			
Fase sólida (kg·m ³)	Agua	72,8	164,7	311,1	319,1
	ST	122,9	59,9	102,2	99,3
	SV	85,3	32,4	57,6	54,6
Fase líquida (kg·m ³)	Agua	709,7	600,1	43,7	43,7
	ST	15,3	49,9	6,3	6,3
	SV	5,8	30,3	3,8	3,8
Conjunto (kg·m ³)	Agua	782,5	764,8	354,8	362,9
	ST	138,2	109,8	108,5	105,5
	SV	91,1	62,6	61,4	58,4

Tabla A1.17. Distribución de agua, ST y SV en el sustrato y sus fases sólida y líquida del ensayo Compostaje.

Día de proceso		0	21	60
Fase sólida (kg·m ³)	Agua	385,5	514,7	250,2
	ST	176,2	145,8	102,1
	SV	135,4	105,0	61,3
Fase líquida (kg·m ³)	Agua	0,0	0,0	0,0
	ST	0,0	0,0	0,0
	SV	0,0	0,0	0,0
Conjunto (kg·m ³)	Agua	385,5	514,7	250,2
	ST	176,2	145,8	102,1
	SV	135,4	105,1	61,4

Tabla A1.18. Relaciones gravimétricas en el sustrato del ensayo *Recircula cont.*

Día de proceso		Día 0	Día 21	Día 60
Sólidos fase sólida	% ST (base húmeda)	33,9	23,9	22,7
	% SV (base seca)	76,1	69,5	62,7
Sólidos fase líquida	% ST (base húmeda)	3,7	3,6	3,1
	% SV (base seca)	44,0	48,6	41,6
Sólidos conjunto	% ST (base húmeda)	24,3	21,3	16,8
	% SV (base seca)	74,5	69,1	61,5
% Distribución ST en fases sól:liq		95:5	98:2	94:6
% Distribución SV en fases sól:liq		97:3	98:2	96:4
% Destrucción SV (base SV iniciales)		--	23,5	45,3
% Destrucción SV (base SV medida previa)		--	23,5	28,5

Tabla A1.19. Relaciones gravimétricas en el sustrato del ensayo *Recircula 1d.*

Día de proceso		Día 0	Día 21	Día 60
Sólidos fase sólida	% ST (base húmeda)	33,4	24,2	23,3
	% SV (base seca)	76,8	73,1	64,2
Sólidos fase líquida	% ST (base húmeda)	3,7	3,5	2,8
	% SV (base seca)	44,0	43,6	37,7
Sólidos conjunto	% ST (base húmeda)	24,3	18,8	17,0
	% SV (base seca)	75,3	71,7	62,8
% Distribución ST en fases sól:liq		95:5	95:5	95:5
% Distribución SV en fases sól:liq		97:3	97:3	97:3
% Destrucción SV (base SV iniciales)		--	16,9	44,4
% Destrucción SV (base SV medida previa)		--	16,9	33,2

Tabla A1.20. Relaciones gravimétricas en el sustrato del ensayo *Recircula 3d*.

Día de proceso		Día 0	Día 21	Día 60
Sólidos fase sólida	% ST (base húmeda)	30,6	22,3	23,1
	% SV (base seca)	77,7	76,2	63,1
Sólidos fase líquida	% ST (base húmeda)	3,7	3,0	2,8
	% SV (base seca)	44,0	40,8	35,1
Sólidos conjunto	% ST (base húmeda)	21,3	20,1	20,0
	% SV (base seca)	75,7	75,6	62,5
% Distribución ST en fases sól:líq		94:6	98:2	98:2
% Distribución SV en fases sól:líq		97:3	99:1	99:1
% Destrucción SV (base SV iniciales)		--	0,4	46,6
% Destrucción SV (base SV medida previa)		--	0,4	46,3

Tabla A1.21. Relaciones gravimétricas en el sustrato del ensayo *Estructurante*.

Día de proceso		Día 0	Día 16	Día 37	Día 58	Día 102
					Inicio comp.	
Sólidos fase sólida	% ST (base húmeda)	60,6	50,6	58,6	54,6	54,6
	% SV (base seca)	69,1	68,2	68,0	67,8	65,9
Sólidos fase líquida	% ST (base húmeda)	1,7	2,9	2,3	2,3	2,3
	% SV (base seca)	36,3	35,4	28,9	31,2	31,2
Sólidos conjunto	% ST (base húmeda)	41,2	48,2	49,8	47,9	47,5
	% SV (base seca)	68,6	68,1	67,7	67,6	65,6
% Distribución ST en fases sól:líq		99:1	100:0	99:1	99:1	99:1
% Distribución SV en fases sól:líq		99:1	100:0	100:0	100:0	100:0
% Destrucción SV (base SV iniciales)		--	2,6	4,1	4,7	12,7
% Destrucción SV (base SV medida previa)		--	2,6	1,6	0,6	8,4

Tabla A1.22. Relaciones gravimétricas en el sustrato del ensayo *Sumergido*.

Día de proceso		Día 0	Día 16	Día 37	Día 58	Día 102
					Inicio comp.	
Sólidos fase sólida	% ST (base húmeda)	35,0	25,5	25,0	25,0	25,0
	% SV (base seca)	72,0	70,4	66,4	64,7	56,9
Sólidos fase líquida	% ST (base húmeda)	1,7	2,4	2,4	2,3	2,3
	% SV (base seca)	36,3	37,1	30,8	34,1	34,1
Sólidos conjunto	% ST (base húmeda)	17,4	19,1	18,3	18,8	17,9
	% SV (base seca)	70,1	69,2	65,1	63,7	56,0
% Distribución ST en fases sól:líq		95:5	96:4	96:4	97:3	96:4
% Distribución SV en fases sól:líq		97:3	98:2	98:2	98:2	98:2
% Destrucción SV (base SV iniciales)		--	4,1	20,7	25,4	45,9
% Destrucción SV (base SV medida previa)		--	4,1	17,3	5,9	27,5

Tabla A1.23. Relaciones gravimétricas en el sustrato del ensayo *Sustrato seco*.

Día de proceso		Día 0	Día 16	Día 37	Día 58 Inicio comp.	Día 102
Sólidos fase sólida	% ST (base húmeda)	35,0	50,6	58,6	35,0	35,0
	% SV (base seca)	72,0	69,9	69,9	52,4	52,4
Sólidos fase líquida	% ST (base húmeda)	1,7	2,0	1,9	2,0	2,0
	% SV (base seca)	36,3	33,0	26,8	29,6	29,6
Sólidos conjunto	% ST (base húmeda)	28,5	48,4	52,3	31,2	31,2
	% SV (base seca)	71,6	69,8	69,7	52,3	52,2
% Distribución ST en fases sól:liq		99:1	100:0	100:0	99:1	99:1
% Distribución SV en fases sól:liq		99:1	100:0	100:0	100:0	100:0
% Destrucción SV (base SV iniciales)		--	8,0	8,5	56,5	56,6
% Destrucción SV (base SV medida previa)		--	8,0	0,6	52,5	0,2

Tabla A1.24. Relaciones gravimétricas en el sustrato del ensayo *2a digestión*.

Día de proceso		Día 0	Día 16	Día 37	Día 58 Inicio comp.	Día 102
Sólidos fase sólida	% ST (base húmeda)	27,2	28,9	45,6	44,0	42,0
	% SV (base seca)	63,8	64,6	63,8	63,5	56,1
Sólidos fase líquida	% ST (base húmeda)	1,7	2,8	2,6	2,5	2,5
	% SV (base seca)	36,3	34,2	30,7	31,9	31,9
Sólidos conjunto	% ST (base húmeda)	19,9	21,1	33,1	32,2	29,6
	% SV (base seca)	63,1	63,3	63,1	62,8	55,4
% Distribución ST en fases sól:liq		98:2	96:4	98:2	98:2	97:3
% Distribución SV en fases sól:liq		99:1	98:2	99:1	99:1	98:2
% Destrucción SV (base SV iniciales)		--	-1,0	0,2	1,3	27,3
% Destrucción SV (base SV medida previa)		--	-1,0	1,2	1,1	26,4

Tabla A1.25. Relaciones gravimétricas en el sustrato del ensayo *Sólo colza*.

Día de proceso		Día 0	Día 26	Día 60
Sólidos fase sólida	% ST (base húmeda)	88,8	16,7	15,4
	% SV (base seca)	85,6	83,9	76,5
Sólidos fase líquida	% ST (base húmeda)	2,5	3,3	2,8
	% SV (base seca)	32,3	34,0	27,2
Sólidos conjunto	% ST (base húmeda)	11,0	9,1	7,5
	% SV (base seca)	74,7	73,6	64,9
% Distribución ST en fases sól:liq		80:20	79:21	76:24
% Distribución SV en fases sól:liq		91:9	90:10	90:10
% Destrucción SV (base SV iniciales)		--	5,2	37,3
% Destrucción SV (base SV medida previa)		--	5,2	33,9

Tabla A1.26. Relaciones gravimétricas en el sustrato del ensayo *Sólo girasol*.

Día de proceso		Día 0	Día 26	Día 60
Sólidos fase sólida	% ST (base húmeda)	88,9	16,5	21,1
	% SV (base seca)	88,3	84,0	83,0
Sólidos fase líquida	% ST (base húmeda)	2,5	4,7	4,0
	% SV (base seca)	32,3	47,7	42,3
Sólidos conjunto	% ST (base húmeda)	13,0	12,1	13,6
	% SV (base seca)	78,9	78,7	77,7
% Distribución ST en fases sól:líq		83:17	85:15	87:13
% Distribución SV en fases sól:líq		93:7	91:9	93:7
% Destrucción SV (base SV iniciales)		--	0,9	6,5
% Destrucción SV (base SV medida previa)		--	0,9	5,6

Tabla A1.27. Relaciones gravimétricas en el sustrato del ensayo *Estierc+colza*.

Día de proceso		Día 0	Día 26	Día 60
Sólidos fase sólida	% ST (base húmeda)	23,3	16,8	12,2
	% SV (base seca)	84,9	82,9	82,7
Sólidos fase líquida	% ST (base húmeda)	2,5	3,5	2,6
	% SV (base seca)	32,3	45,9	29,9
Sólidos conjunto	% ST (base húmeda)	12,3	12,1	9,6
	% SV (base seca)	79,2	79,1	78,7
% Distribución ST en fases sól:líq		89:11	90:10	92:8
% Distribución SV en fases sól:líq		96:4	94:6	97:3
% Destrucción SV (base SV iniciales)		--	0,6	3,1
% Destrucción SV (base SV medida previa)		--	0,6	2,5

Tabla A1.28. Relaciones gravimétricas en el sustrato del ensayo *Estierc+girl*.

Día de proceso		Día 0	Día 26	Día 60
Sólidos fase sólida	% ST (base húmeda)	30,8	19,2	18,1
	% SV (base seca)	86,6	81,1	78,5
Sólidos fase líquida	% ST (base húmeda)	2,5	4,7	3,1
	% SV (base seca)	32,3	58,9	36,7
Sólidos conjunto	% ST (base húmeda)	14,3	15,0	13,8
	% SV (base seca)	81,0	79,1	75,8
% Distribución ST en fases sól:líq		90:10	91:9	93:7
% Distribución SV en fases sól:líq		96:4	93:7	97:3
% Destrucción SV (base SV iniciales)		--	11,5	26,6
% Destrucción SV (base SV medida previa)		--	11,5	17,1

Tabla A1.29. Relaciones gravimétricas en el sustrato del ensayo Gallnz+colz1:3.

Día de proceso		Día 0	Día 34	Día 60	Día 115
				Inicio compostaje	
Sólidos fase sólida	% ST (base húmeda)	80,3	18,1	18,3	20,2
	% SV (base seca)	85,0	77,0	73,5	74,6
Sólidos fase líquida	% ST (base húmeda)	2,1	3,8	3,1	3,8
	% SV (base seca)	37,9	46,8	40,4	40,4
Sólidos conjunto	% ST (base húmeda)	9,8	8,4	7,8	8,0
	% SV (base seca)	75,9	67,8	64,5	62,5
% Distribución ST en fases sól:líq		81:19	70:30	73:27	64:36
% Distribución SV en fases sól:líq		90:10	79:21	83:17	77:23
% Destrucción SV (base SV iniciales)		--	32,9	42,3	47,1
% Destrucción SV (base SV medida previa)		--	32,9	14,0	8,2

Tabla A1.30. Relaciones gravimétricas en el sustrato del ensayo Gallnz+colz1:1.

Día de proceso		Día 0	Día 34	Día 60	Día 115
				Inicio compostaje	
Sólidos fase sólida	% ST (base húmeda)	72,6	19,8	18,0	21,7
	% SV (base seca)	79,0	76,5	68,2	67,8
Sólidos fase líquida	% ST (base húmeda)	2,1	3,5	3,5	3,5
	% SV (base seca)	37,9	49,1	40,0	40,0
Sólidos conjunto	% ST (base húmeda)	12,0	11,1	9,2	9,8
	% SV (base seca)	72,8	71,9	61,8	61,4
% Distribución ST en fases sól:líq		85:15	83:17	77:23	77:23
% Distribución SV en fases sól:líq		92:8	89:11	85:15	85:15
% Destrucción SV (base SV iniciales)		--	4,3	39,5	40,5
% Destrucción SV (base SV medida previa)		--	4,3	36,8	1,7

Tabla A1.31. Relaciones gravimétricas en el sustrato del ensayo Gallnz+colz4:1.

Día de proceso		Día 0	Día 34	Día 60	Día 115
				Inicio compostaje	
Sólidos fase sólida	% ST (base húmeda)	67,0	21,6	18,5	27,7
	% SV (base seca)	73,9	64,6	62,4	57,9
Sólidos fase líquida	% ST (base húmeda)	2,1	4,9	4,6	4,6
	% SV (base seca)	37,9	55,6	44,3	44,3
Sólidos conjunto	% ST (base húmeda)	9,9	9,8	8,6	9,1
	% SV (base seca)	67,2	61,4	55,6	52,4
% Distribución ST en fases sól:líq		81:19	65:35	62:38	60:40
% Distribución SV en fases sól:líq		89:11	68:32	70:30	66:34
% Destrucción SV (base SV iniciales)		--	22,1	38,9	46,1
% Destrucción SV (base SV medida previa)		--	22,1	21,6	11,9

Tabla A1.32. Relaciones gravimétricas en el sustrato del ensayo *Sólo gallinaza*.

Día de proceso		Día 0	Día 34	Día 60 Inicio compostaje	Día 115
Sólidos fase sólida	% ST (base húmeda)	62,8	26,7	24,7	23,7
	% SV (base seca)	69,4	54,1	56,3	55,0
Sólidos fase líquida	% ST (base húmeda)	2,1	7,7	12,5	12,5
	% SV (base seca)	37,9	60,6	61,0	61,0
Sólidos conjunto	% ST (base húmeda)	15,0	12,6	23,4	22,5
	% SV (base seca)	65,9	57,1	56,6	55,4
% Distribución ST en fases sól:líq		89:11	55:45	94:6	94:6
% Distribución SV en fases sól:líq		94:6	52:48	94:6	93:7
% Destrucción SV (base SV iniciales)		--	31,2	32,6	35,9
% Destrucción SV (base SV medida previa)		--	31,2	2,0	4,8

Tabla A1.33. Relaciones gravimétricas en el sustrato del ensayo *Compostaje*.

Día de proceso		Día 0	Día 21	Día 60
Sólidos fase sólida	% ST (base húmeda)	31,4	22,1	29,0
	% SV (base seca)	76,9	72,1	60,1
Sólidos fase líquida	% ST (base húmeda)	100,0	100,0	100,0
	% SV (base seca)	100,0	100,0	100,0
Sólidos conjunto	% ST (base húmeda)	31,4	22,1	29,0
	% SV (base seca)	76,9	72,1	60,1
% Distribución ST en fases sól:líq		100:0	100:0	100:0
% Distribución SV en fases sól:líq		100:0	100:0	100:0
% Destrucción SV (base SV iniciales)		--	22,4	54,7
% Destrucción SV (base SV medida previa)		--	22,4	41,6

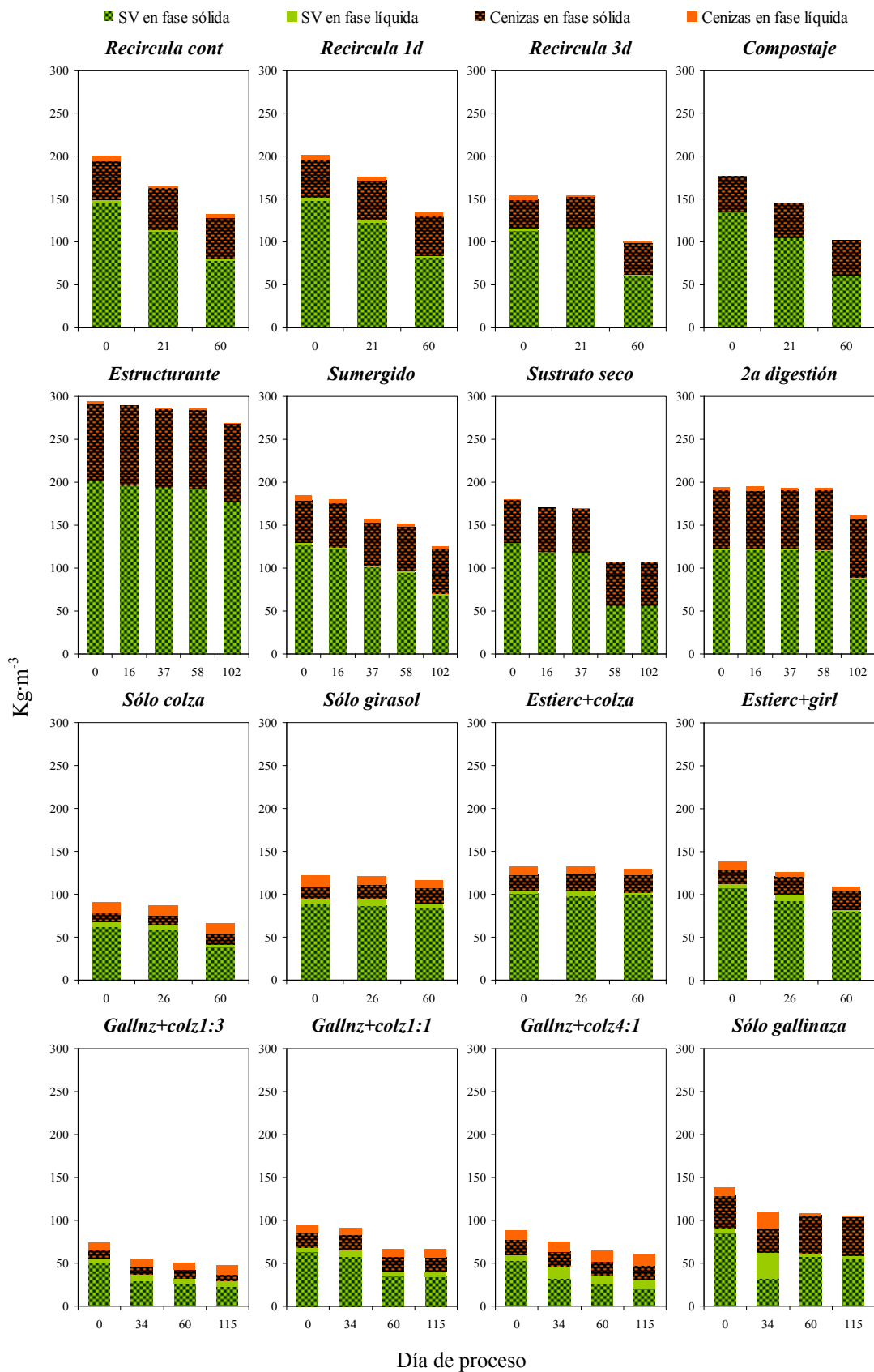


Figura A1.2. Evolución SV y cenizas en las fases sólida y líquida en los ensayos

8.3 Rendimiento biológico

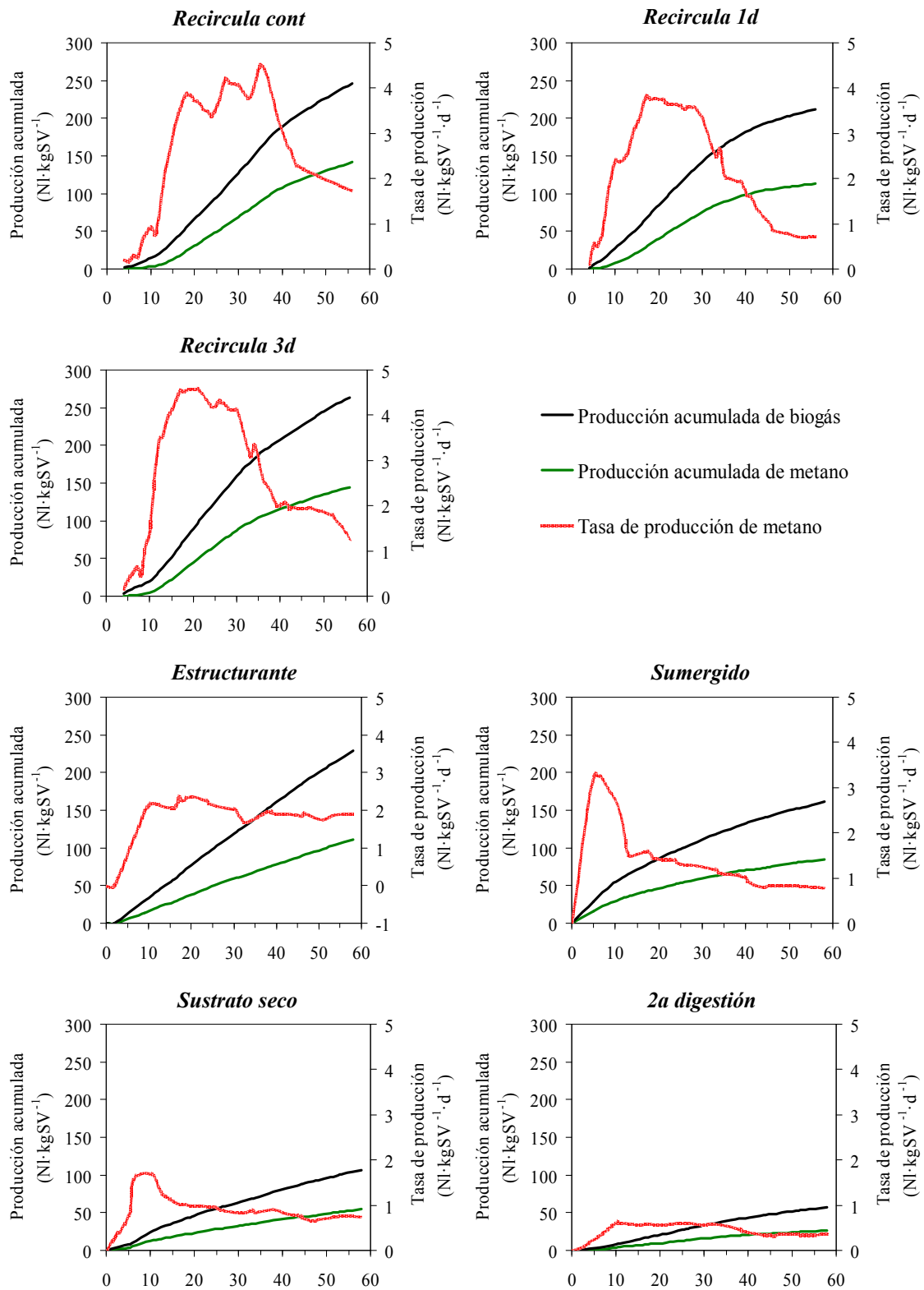


Figura A1.3. Producciones de biogás y de metano (I).

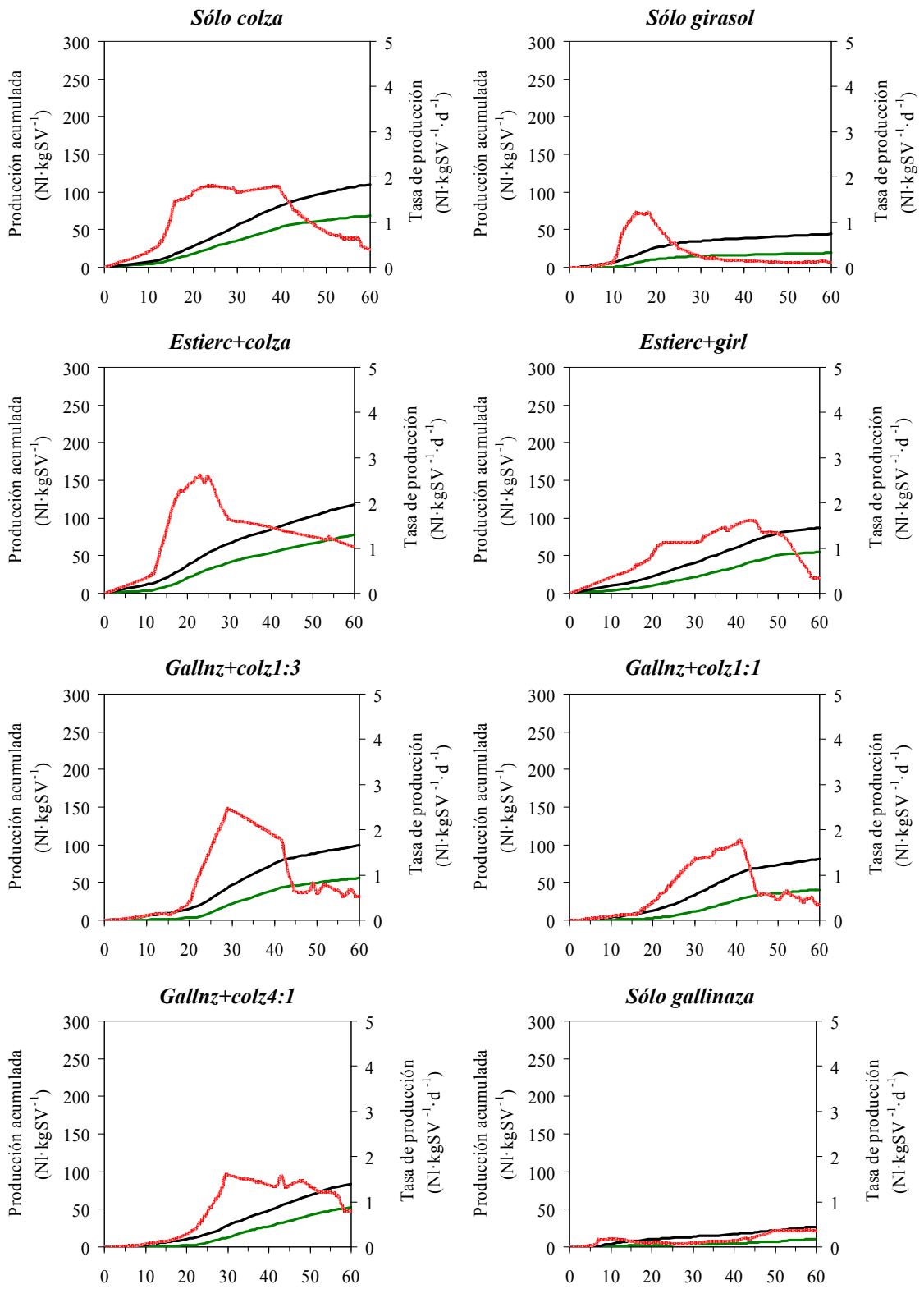


Figura A1.4. Producciones de biogás y de metano (II).

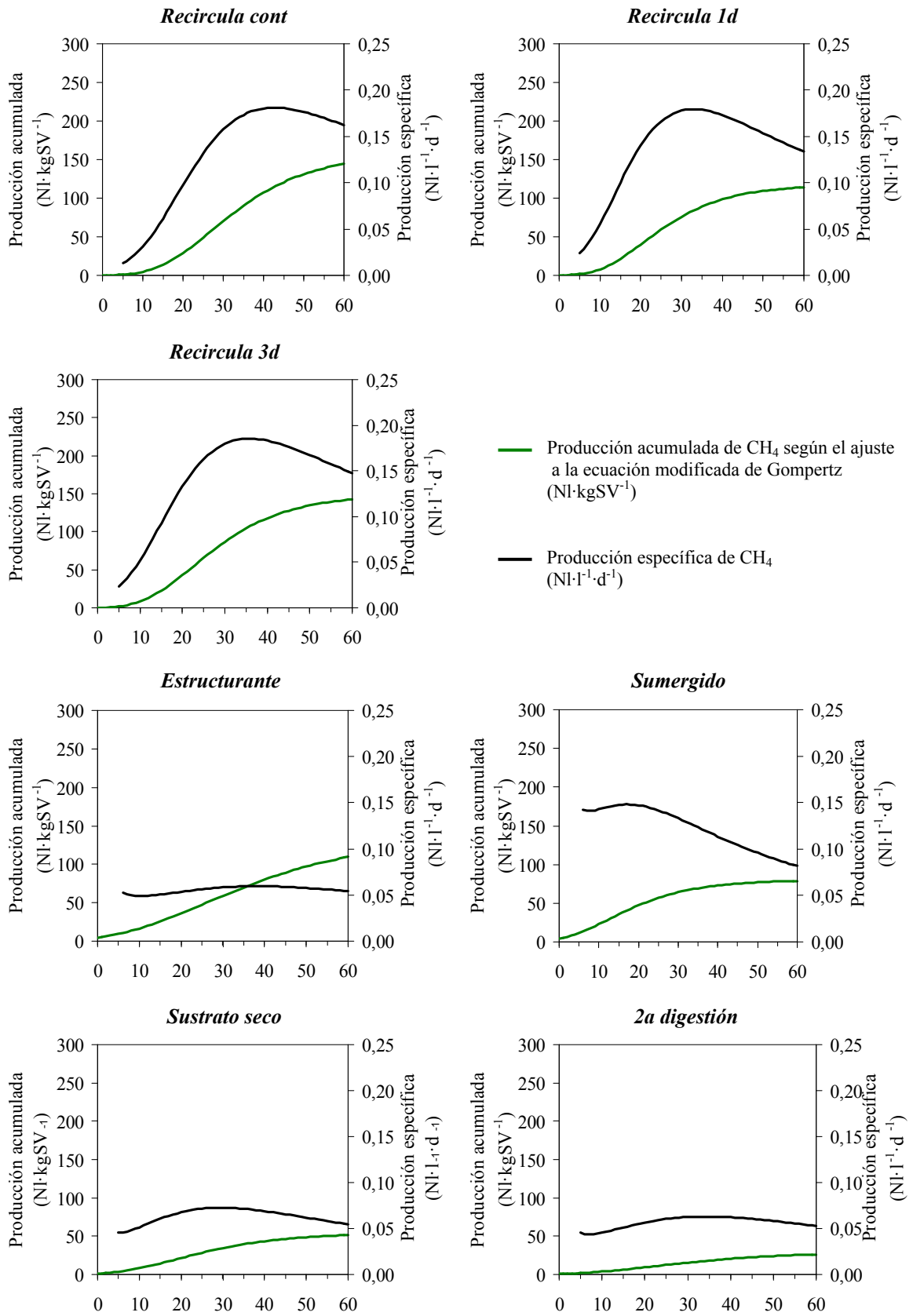


Figura A1.5. Producciones acumuladas y producciones específicas de CH₄ según el ajuste a la ecuación modificada de Gompertz (I).

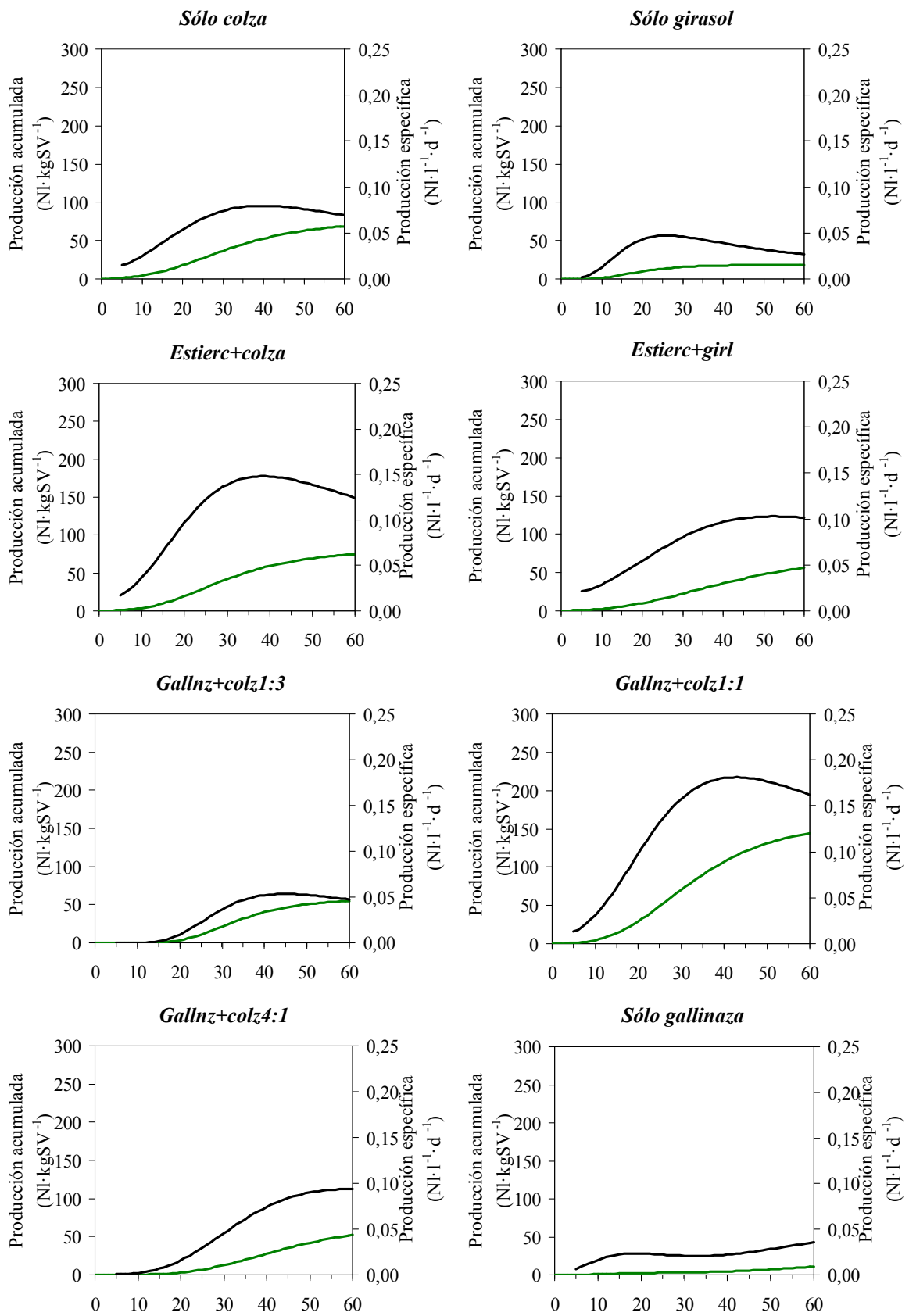


Figura A1.6. Producciones acumuladas y producciones específicas de CH₄ según el ajuste a la ecuación modificada de Gompertz (II).

8.4 Análisis de los lixiviados

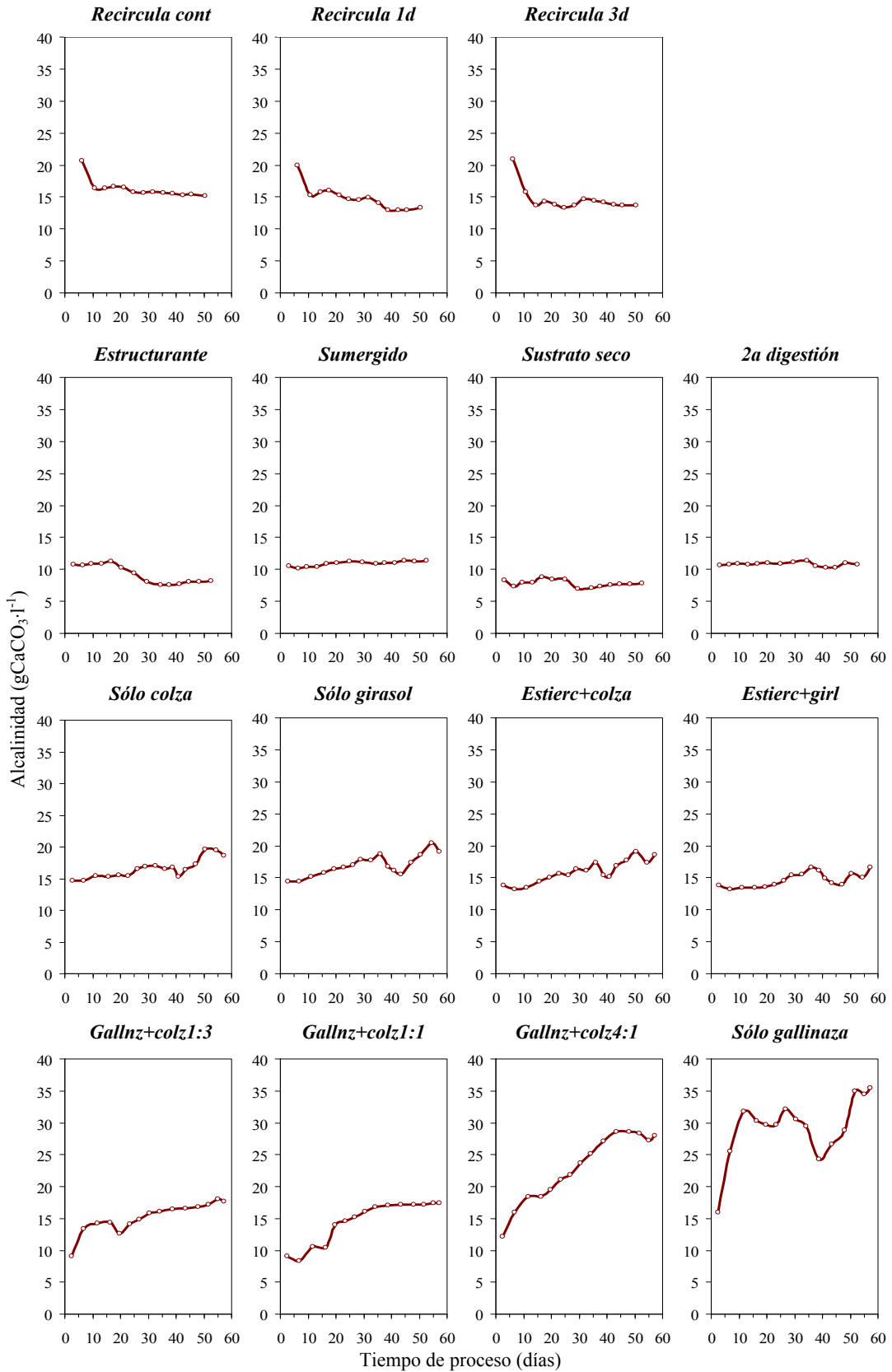


Figura A1.7. Evolución de la alcalinidad total en los ensayos.

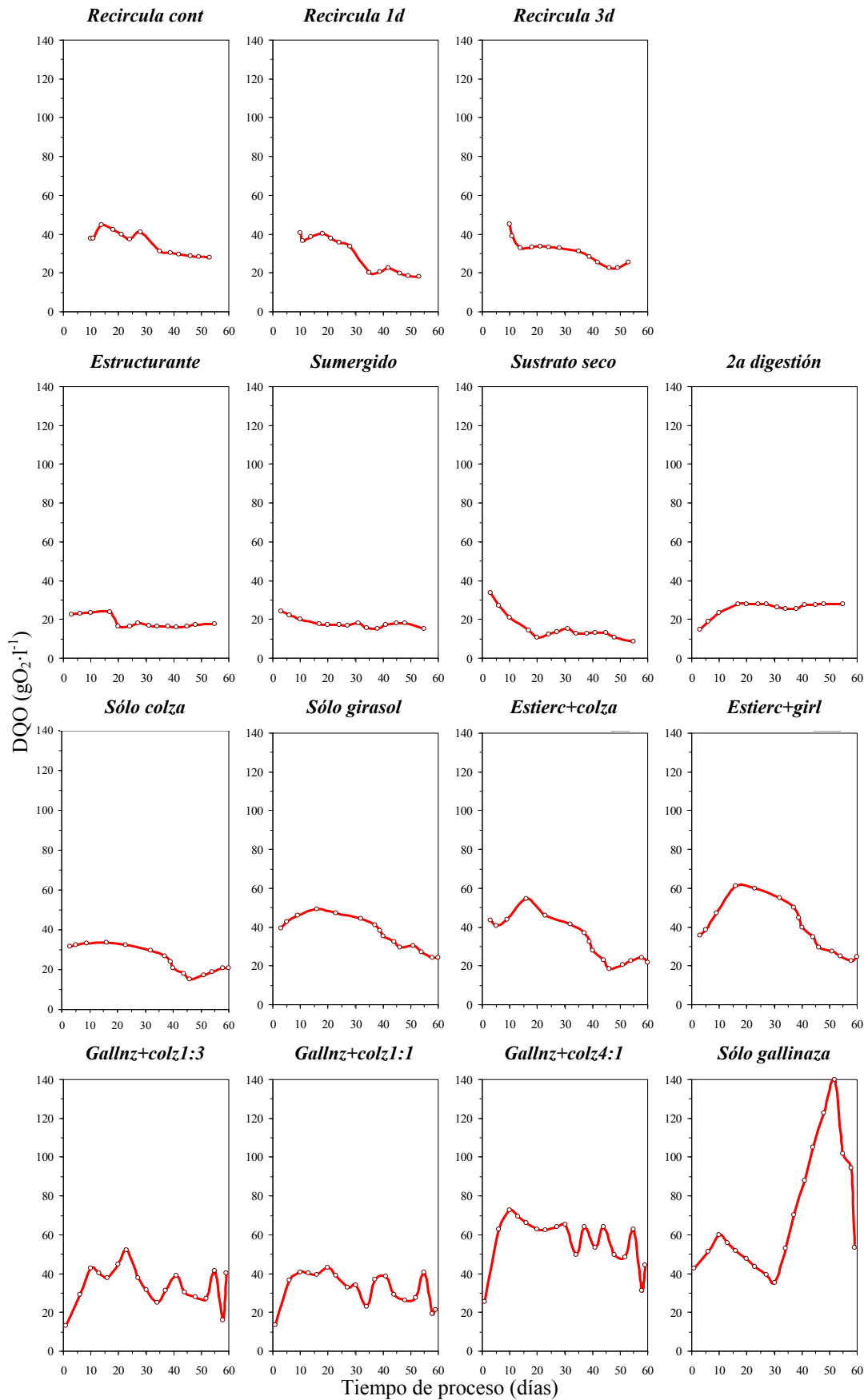


Figura A1.8. Evolución de la DQO en los ensayos.

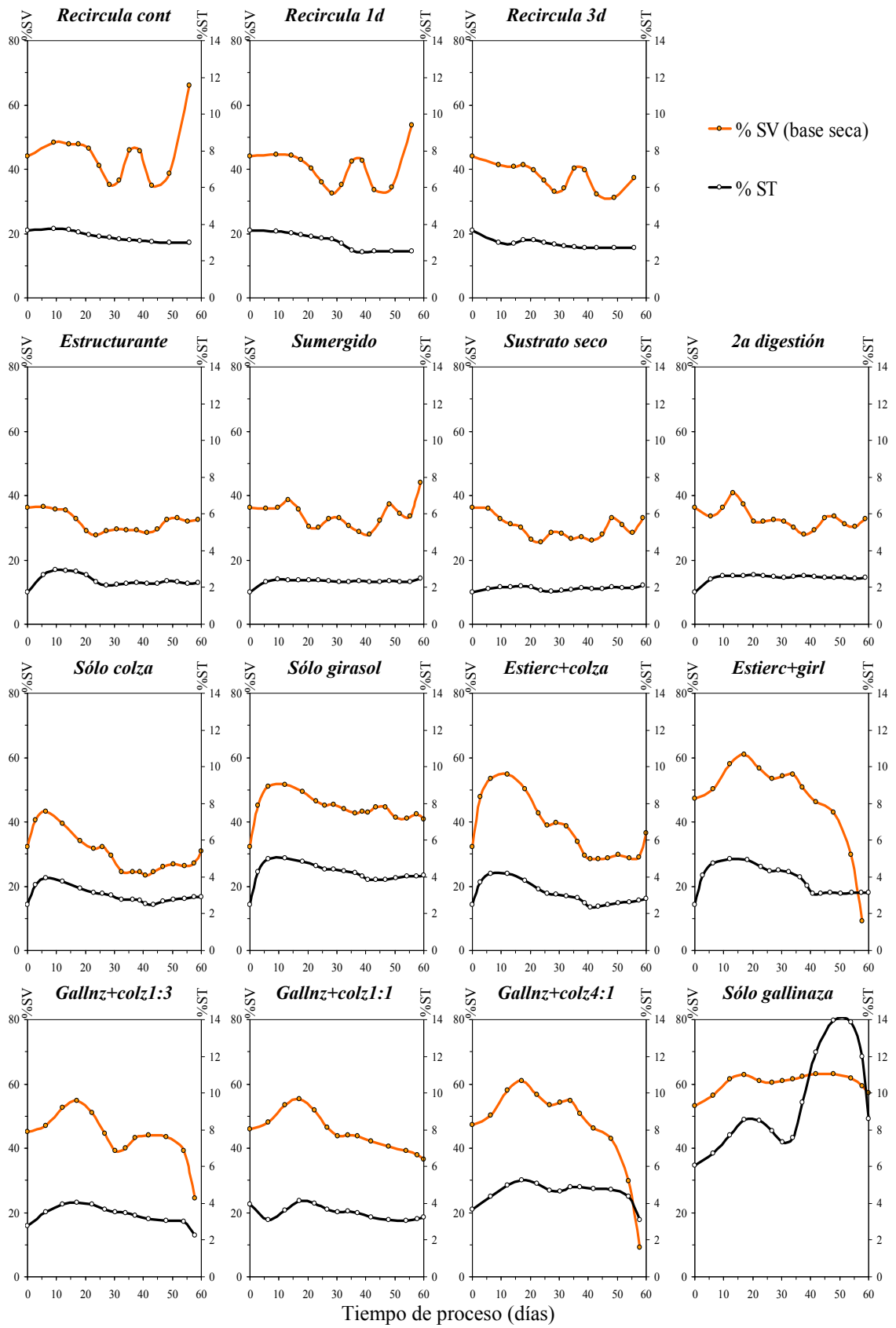


Figura A1.9. Evolución de los ST y SV en los ensayos.

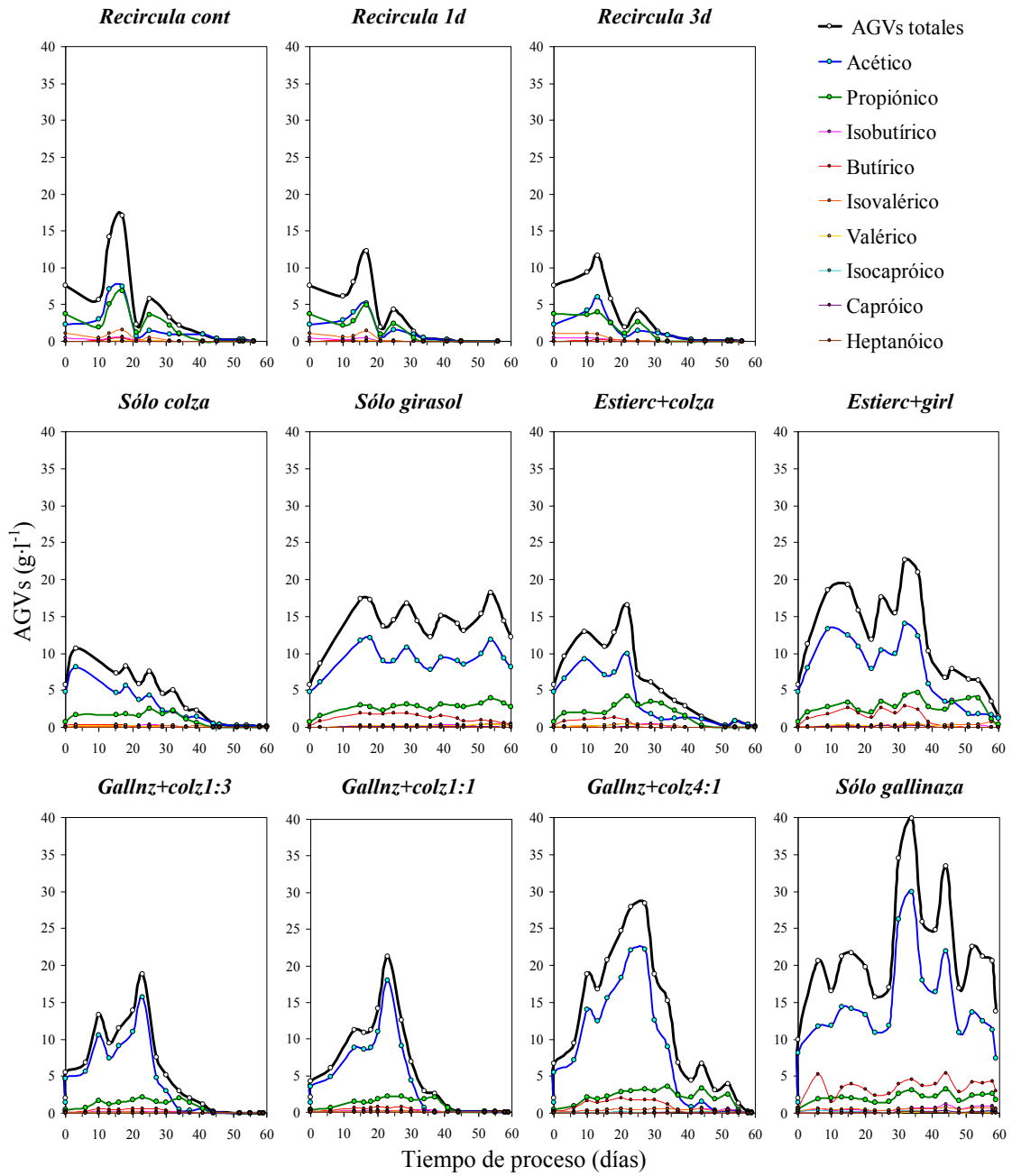


Figura A1.10. Evolución de los AGVs en en los ensayos.

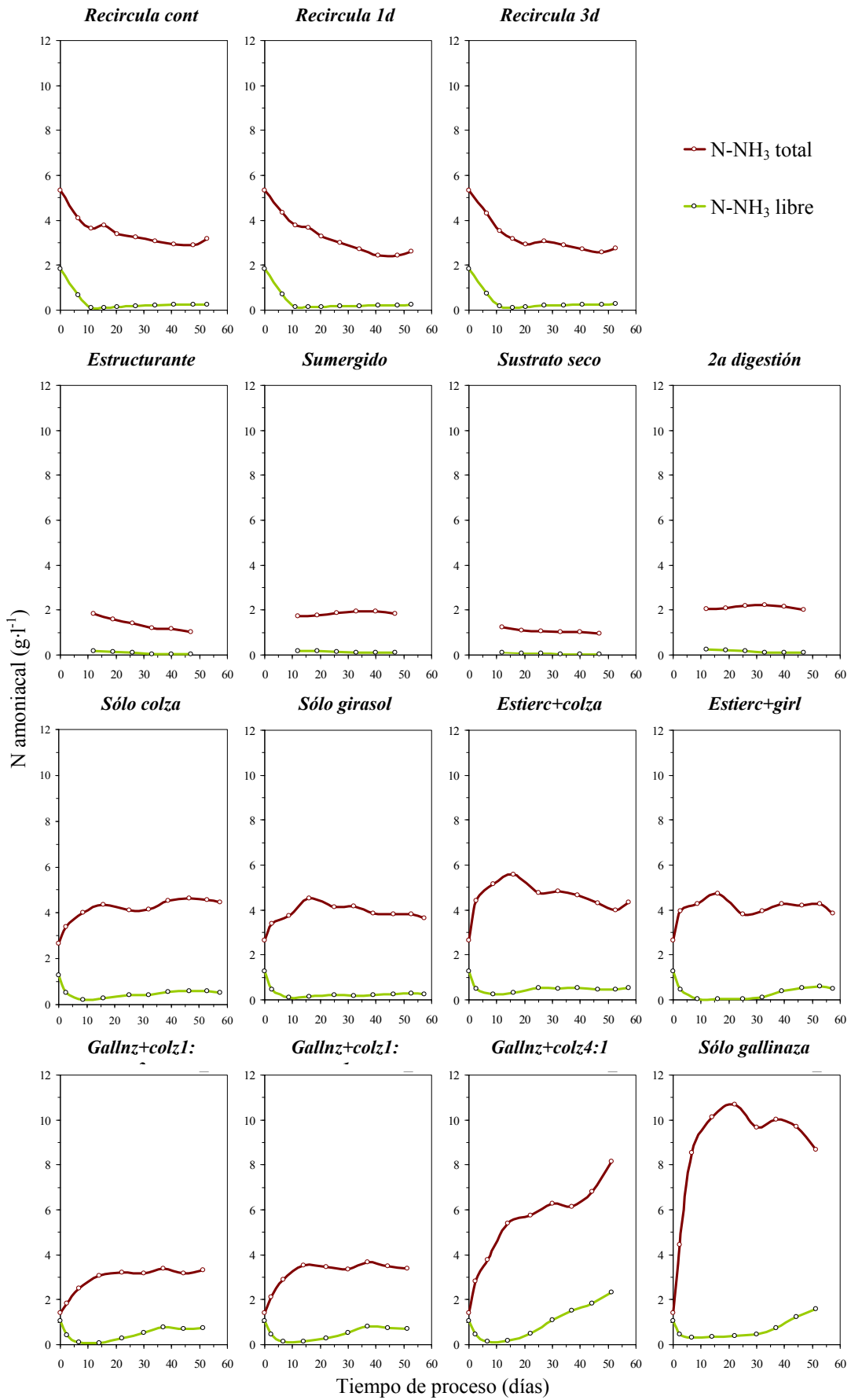


Figura A1.11. Evolución del N-NH₃ total y libre en los ensayos.

ANEXO 2

ENSAYOS A ESCALA PILOTO

9.1 Planta piloto para el tratamiento biológico de residuos ganaderos

9.1.1 Descripción de la planta piloto

9.1.1.1 Reactor y contenedor de control

Los elementos principales del prototipo son dos contenedores comunicados por tuberías aéreas: el reactor y el contenedor de control. Ambos descansan sobre una solera de hormigón de 150 m², sobre la cual se realizan también la carga y descarga de biosólidos y otros trabajos relacionados con la planta. El contenedor de control contiene la mayoría de los equipos de la planta piloto. Mediante líneas subterráneas llegan a éste los suministros eléctrico y de agua. Como sistema de saneamiento, se ha excavado un pozo al lado de la solera que recibe las aguas que recoge (tanto las de escorrentía como las generadas por el prototipo). Dado que el proceso apenas genera agua residual, a excepción de pequeñas cantidades de condensado que hay que purgar periódicamente de las tuberías y de agua sucia producida fundamentalmente en la limpieza de los equipos, las necesidades de saneamiento están sobradamente cubiertas con este sistema.

El reactor consiste en un contenedor de acero protegido con pintura anticorrosiva de dimensiones interiores 2,10·2,30·6,00 m³ y un volumen total de 27,8 m³. Tiene un falso suelo perforado (con agujeros de 1 cm de diámetro y marco 10x10 cm) a 25 cm del verdadero suelo. Ambos delimitan un volumen inferior de 2,8 m³. El doble suelo permite la circulación de gases en sentido ascendente y el drenaje del líquido que, cae al suelo del reactor y, con ayuda de una leve pendiente, es recogido por un pequeño colector en el punto más bajo. El volumen eficaz para el tratamiento de sólidos, una vez descontado el espacio bajo el doble suelo y el espacio libre necesario en la cabeza del reactor, es de 23,0 m³.

El reactor está recubierto exteriormente por una capa de fibra de vidrio de 20 cm de espesor para minimizar las pérdidas de calor. Su conductividad térmica es 0,044 W·m⁻¹·K⁻¹. Sobre el aislante hay un revestimiento metálico. Las operaciones de carga y descarga se realizan respectivamente por una puerta frontal y otra en la parte superior.

9.1.1.2 Sistema de control

La automatización de la planta se realiza mediante una unidad de control Berneker & Rainer Power Panel PP41, con una interfaz humano-máquina de 5,7" b/n LC QVGA (ver figura 4.3). Un software específico permite la descarga de la base de datos a un PC y la conversión en archivos de extensión *csv* (*comma separated values*), que pueden editarse como hojas de cálculo mediante la aplicación informática MS Excel.

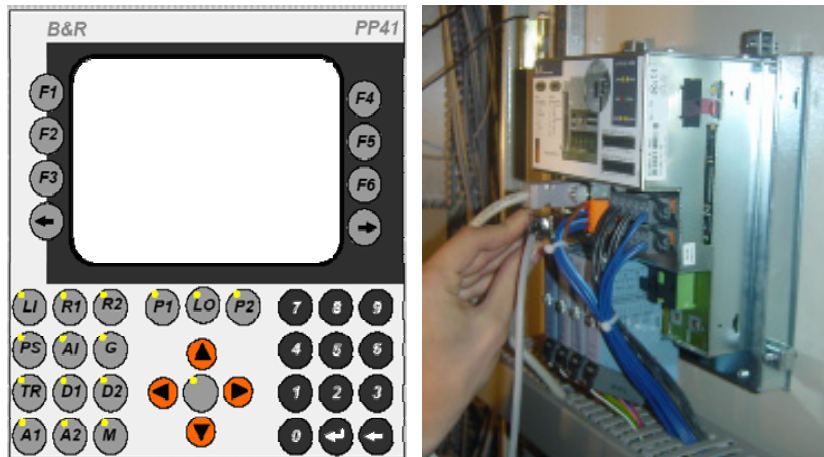


Figura A2.1. Vistas del panel de control.

La pantalla del panel, que funciona como interfaz de usuario, sirve para tener una visión rápida del funcionamiento de la planta, para introducir los parámetros del proceso y para operar manual o automáticamente.

9.1.1.3 Circuitos

Para facilitar la comprensión del funcionamiento de la planta piloto, se distinguen cinco circuitos de acuerdo con su función y tipo de fluido que transportan. Se omiten de esta clasificación los circuitos eléctricos.

- Circuito de aire/gas
- Circuito de extracción de biogás
- Circuito de lixiviado
- Circuito de calefacción/refrigeración
- Sistema de desagüe

La designación de los dispositivos que se mencionan en la descripción de los circuitos se corresponde con el diagrama de tuberías, instrumentación y control (figura 4.4) y con la lista de dispositivos de la tabla 4.1.

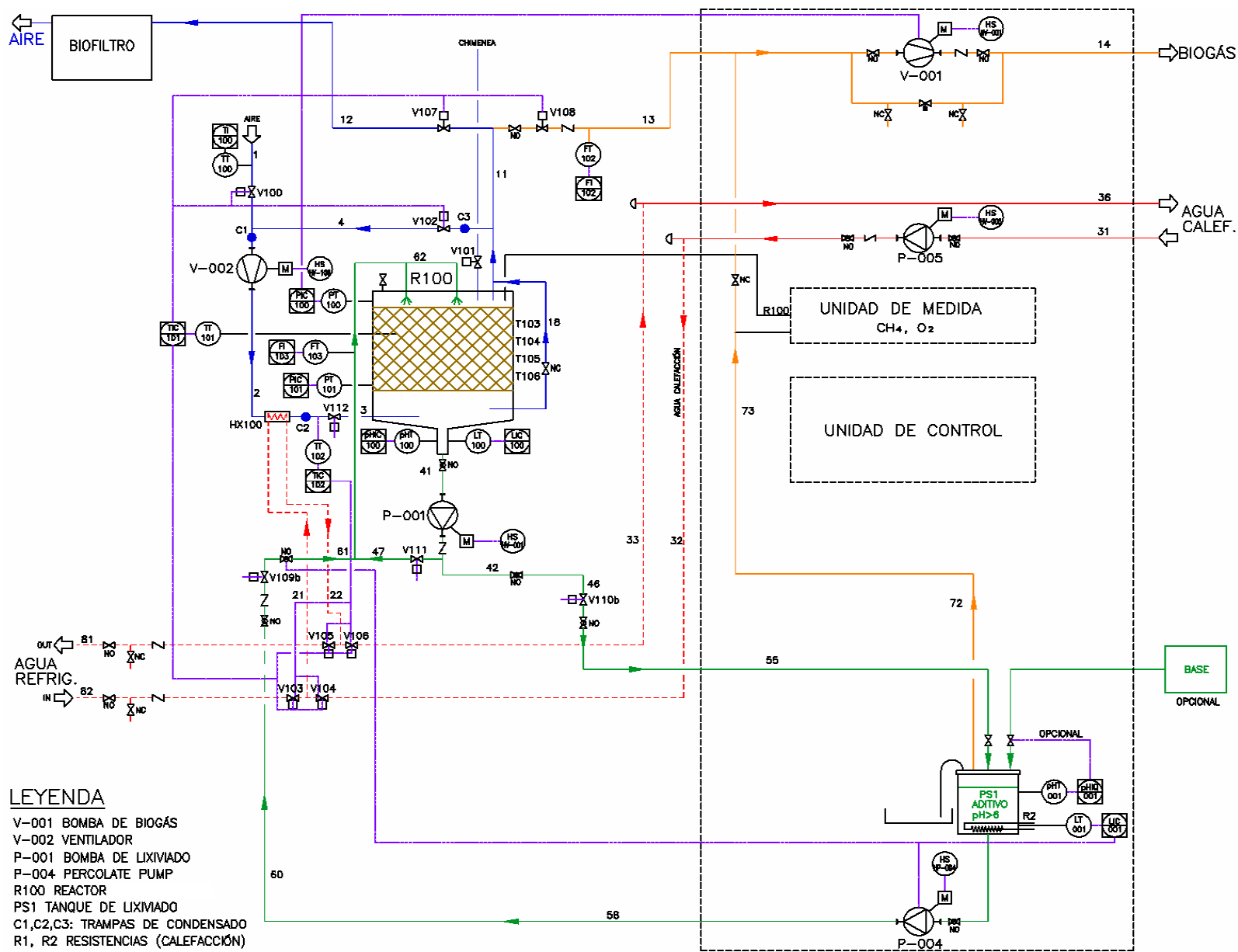


Figura A2.2. Diagrama de tuberías, instrumentación y control de la planta piloto.

Tabla A2.1. Lista de los principales dispositivos de la planta piloto.

Tipo de dispositivo	Designación	Descripción
Sensores	FI103	Caudal y volumen de lixiviado hacia el reactor
	FI102	Volumen de biogás extraído
	LIC001	Control de nivel del tanque de lixiviado PS1
	LIC100	Control de nivel de lixiviado en reactor
	pHIC100	pH del lixiviado del reactor
	pHIQ001	pH del lixiviado en el tanque PS1
	PIC100	Presión en la zona inferior del reactor
	PIC101	Presión en la zona inferior del reactor
	TI101	Temperatura en el centro del sustrato
	TI102	Temperatura del gas de entrada al reactor
	TI103	Temperatura en la periferia del sustrato
	TI104	Temperatura en la periferia del sustrato
	TI105	Temperatura en la periferia del sustrato
	TI106	Temperatura en la periferia del sustrato
Bombas y ventiladores	P001	Bomba de drenaje del lixiviado del reactor
	P004	Bomba para el trasiego de lixiviado de PS1 a duchas
	P005	Bomba para el agua de calefacción
	V001	Bomba para la extracción de biogás
	V002	Ventilador para aire/gas
Válvulas	V100	Válvula neumática para la toma de aire atmosférico
	V101	Válvula neumática de salida de aire/gas a la chimenea
	V102	Válvula neumática para la recirculación de aire/gas
	V103	Electroválvula p/ la entrada de agua de refrigeración a HX
	V104	Electroválvula p/ la entrada de agua de calefacción a HX
	V105	Electroválvula p/ la salida de agua de refrigeración de HX
	V106	Electroválvula p/ la salida de agua de calefacción de HX
	V107	Válvula neumática para la salida de aire al biofiltro
	V108	Electroválvula para la extracción de biogás
	V109b	Válvula neumática de lixiviado hacia duchas
	V110b	Válvula neumática de lixiviado hacia el tanque PS1
	V111	Válvula neumática para recirculación de lixiviado al reactor
	V112	Válvula neumática de control de intercambiador HX100
Otros	HX100	Intercambiador de calor
	PS1	Tanque de lixiviado
	R1	Reactor

Circuito de aire/gas

El circuito de aire/gas se denomina así porque por él puede circular aire, aire agotado, biogás de composición variable o una mezcla de los anteriores. Sus conducciones son tuberías de acero de 4" de diámetro. Está gobernado por las válvulas neumáticas V100, V101, V102, V107 y V112 y el ventilador V002, tal como muestra la figura 4.5. El ventilador tiene una potencia nominal de 0,74 kW y una presión nominal de 2,64 kPa. Las funciones del circuito son:

- Recirculación el gas del interior del reactor para calentarlo o refrigerarlo mediante el intercambiador de calor HX100. Generalmente el gas se calienta durante las fases anaerobias, ya que en éstas hay que mantener el sustrato a una temperatura superior a la ambiental (en torno a 35°C). También está prevista la activación de la calefacción para favorecer las fases aerobias si la temperatura inicial es baja (menor de 20°C por defecto), y la refrigeración puede ser necesaria excepcionalmente en la fase anaerobia, o antes de la descarga para que la temperatura del producto permita su manejo. La recirculación se produce con la apertura de la válvula V102 y la activación del ventilador.
- Suministro de aire atmosférico al sustrato durante las fases aerobias. Para ello, se abre la válvula V100 y se activa el ventilador V002 simultáneamente.
- Expulsión hacia la atmósfera del aire agotado en las fases aerobias a través de un biofiltro, que sirve para reducir los malos olores del gas emitido (causados principalmente por amoníaco y sulfuro de hidrógeno). El biofiltro consiste en un recipiente lleno de compost maduro húmedo a través del cual pasa la corriente gaseosa. La salida por el biofiltro tiene lugar mediante la apertura de la válvula V107 y el funcionamiento del ventilador.
- Expulsión a través de la chimenea del gas con un contenido en CH₄ demasiado bajo como para ser aprovechado, pero suficientemente alto

como para generar algún riesgo si se expulsa por el biofiltro. Este rango se fija por defecto entre el 3% y el 30%. La salida de la chimenea está a 5 m de altura respecto al nivel del suelo de forma que el gas expulsado por ella se difunda en la atmósfera. La apertura de la válvula V101 permite la salida por la chimenea. Ésta es la única válvula neumática normalmente abierta en posición de reposo.

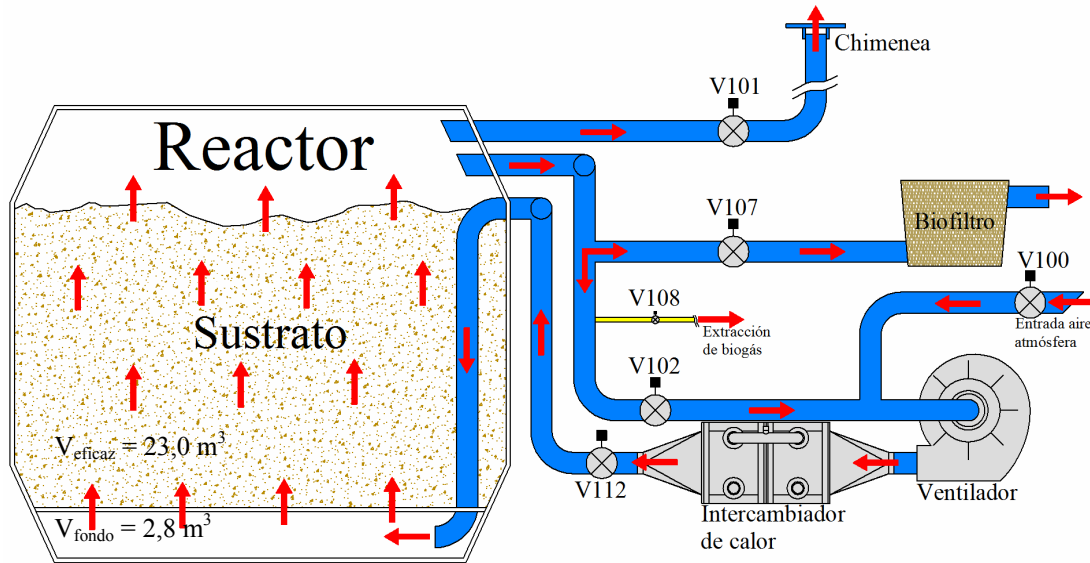


Figura A2.3. Esquema del circuito de aire/gas y sus elementos principales.

Circuito de extracción de biogás

El biogás se extrae por una conducción de $\frac{3}{4}$ " de diámetro conectada al circuito de aire/gas en el tubo de recirculación (ver figuras 4.4 y 4.5). Ambos tubos se comunican mediante la apertura de la válvula V108, cuyo sistema magnético está protegido contra explosiones según el código *EEx ed IIC T4*. El gas es extraído con el dispositivo V001, que es una bomba de membrana *vacuubrand ME 2C*, con un flujo máximo de $2,0 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, capaz de producir un vacío en la zona de succión de 80 mbar y una presión en la impulsión de 2 bar. La apertura de la válvula V108 y de la bomba de vacío son siempre simultáneas. Cuando esta ocurre, se igualan las presiones del interior del reactor, del circuito de aire/gas y del circuito de extracción en su zona de succión. Es en esta última zona donde se encuentra el contador de gas FI102.

Circuito de lixiviado

El líquido que circula por el circuito de lixiviado es una mezcla acuosa que *percola* periódicamente a través del sustrato y al que se incorporan algunas de sus sustancias (sólidas y disueltas), por lo que dicho líquido se puede denominar *lixiviado*. Las tuberías de este circuito, de ½” y ¾” de diámetro, intercambian el lixiviado entre el reactor y el tanque PS1, de 10 m³ de capacidad. Existen por tanto dos líneas que hacen recorridos opuestos: una que envía el lixiviado del tanque al reactor mediante la bomba P004 y otra que envía el lixiviado recogido en el fondo del reactor al tanque mediante la bomba P001 (ver figura 4.6).

La línea tanque-reactor acaba en 6 emisores o duchas repartidos en dos ramas. Cada emisor consiste en un estrechamiento que lanza a gran velocidad el líquido contra una placa deflectora, produciendo así la pulverización y una pluviometría uniforme sobre el sustrato. Para ello es necesario que a todos los emisores lleguen suficiente caudal y presión. En la línea y antes de las duchas está colocado el caudalímetro FI103, que mide los caudales y los volúmenes acumulados trasegados hacia el reactor. Para que el lixiviado circule por esta línea es necesario la apertura de la válvula neumática V109b y la activación de la bomba P004.

La línea reactor-tanque recoge el lixiviado drenado por el sustrato en un pocillo o colector ubicado en el punto más bajo del reactor. De ahí es succionado por la bomba P001 e impulsado hacia el tanque PS1. Para ello debe abrirse la válvula neumática V110b. Existe la posibilidad de bombeo desde el fondo del reactor hacia las duchas sin pasar por el tanque (recirculación). Para ello, en vez de la V110b, se abre la válvula V111, que comunica directamente la impulsión de la línea tanque-reactor con la de la línea reactor-tanque.

El tanque PS1 está sellado y no puede intercambiar gas con la atmósfera. Sin embargo está comunicado con el circuito de extracción de biogás en su zona de succión. El gas producido en el tanque no pasa por el contador, por lo que no se puede conocer directamente la producción de la fase líquida almacenada. En el diseño de la planta se consideró que la producción de biogás en el tanque es despreciable respecto a la producción total. El líquido almacenado por el tanque está en contacto con una camisa llena de agua, a su vez calentada por una resistencia

eléctrica de forma que la temperatura del lixiviado puede controlarse y mantenerse dentro del rango mesófilo.

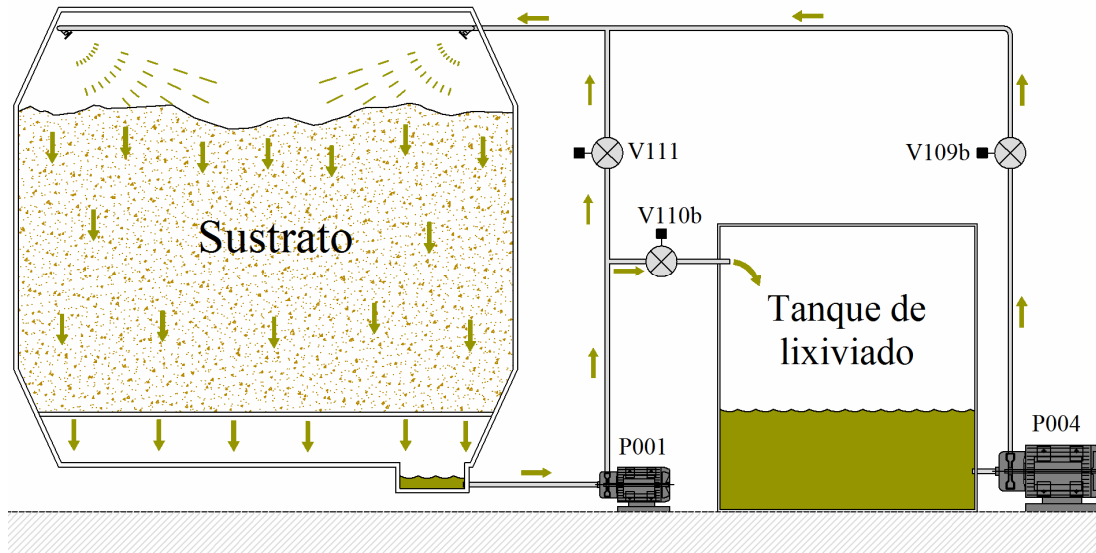


Figura A2.4. Esquema del circuito de lixiviado y sus elementos principales.

Circuito de calefacción/refrigeración

El circuito de calefacción/refrigeración comprende tuberías de $\frac{3}{4}$ " de diámetro, un depósito de agua caliente (calentada por una resistencia eléctrica), una bomba de calefacción (P005), el intercambiador de calor de tubos HX100 referido en la descripción del circuito aire/gas, cuatro electroválvulas (V103, V104, V105, V106) y una toma de agua fría de la traída.

Cuando es necesario calentar el sustrato del reactor, el agua caliente almacenada en el depósito es mandada por la bomba de calefacción P005 al intercambiador y cede calor al aire/gas, que a su vez cede calor al sustrato y regresa de nuevo al intercambiador. El agua del circuito de calefacción también se recircula hacia el depósito donde se calienta. Cuando se activa la refrigeración el funcionamiento de los sistemas es análogo pero el sentido de los intercambios es el inverso. En ese caso, el agua de refrigeración procede de la red de suministro y no se recircula, sino que se expulsa hacia el desagüe.

Sistema de desagüe

El sistema de desagüe de la planta recoge y envía a un único punto el agua residual producida por la planta. Ésta puede tener tres orígenes:

- El agua recogida por las tres trampas de condensado colocadas en el ventilador, el intercambiador de calor y la recirculación del circuito de aire/gas.
- El agua utilizada para refrigerar proveniente del circuito de calefacción/refrigeración.
- El lixiviado que accidentalmente pudiera sobrepasar el máximo nivel permitido del tanque de lixiviado (9500 l). En previsión de esta circunstancia, el tanque tiene un rebosadero comunicado con el desagüe.

La presencia del sistema de evacuación de condensado se justifica porque, en determinados momentos del proceso, el circuito de aire/gas contiene gas saturado de humedad que pierde calor tras abandonar el reactor. De no ser eliminada, el agua colmataría las conducciones en pocos días. Sin embargo, las cantidades de agua residual generadas son pequeñas debido a que de sus tres posibles orígenes, el primero genera pocas cantidades, y los dos segundos son muy infrecuentes en condiciones normales de utilización de la planta.

9.1.1.4 Sensores y dispositivos de medición

Los sensores cuyas medidas son recogidas por la unidad de control o por el usuario de la planta son los que se enumeran a continuación. Su designación es la misma utilizada en el diagrama de tuberías, instrumentación y control (figura 4.4).

- FI103. El volumen trasegado hacia las duchas y el caudal instantáneo se miden con un caudalímetro electromagnético BÜRKET 8045 MID.
- FI102. El biogás extraído se mide mediante un contador de membrana ELSTER tipo BK-G2,5
- LIC001. El control de nivel del tanque de lixiviado lo realiza el interruptor de nivel magnético de instalación lateral KOBOLD, modelo NS-6-VA-R-Ö-120.
- LIC100. El control de nivel del lixiviado en el reactor lo realiza el interruptor de nivel conductivo KOBOLD NGS-2100 EX.

- pHIC100, pHIQ001. El pH del lixiviado del reactor R1 y del contenido del tanque PS1 se mide con electrodos JUMO de la serie 20.1005, versión con cuerpo de plástico y cesta para encajar.
- PIC100, PIC101. Los sensores de presión en el interior del reactor son marca TECSIS, modelo E110.0340.020.
- T101, T102, T103, T104, T105 y T106. Los sensores de temperatura son termorresistencias WIKA, modelo TR201.
- El gas en la atmósfera del contenedor de control se mide con un transmisor de gas ADOS GTR 196 (ver epígrafe 5.1.5: seguridad frente a explosiones).
- QIC001. El analizador modular Mono-Gas® PRONOVA recoge continuamente una muestra de gas del reactor. Dispone de una unidad acondicionadora de gas MGK 744, que reduce el punto de rocío de la muestra de gas húmedo y lo filtra para eliminar sus partículas. El gas pasa en primer lugar por un módulo analizador EC MGA45 para O₂ (rango de 25%vol.), a continuación pasa al módulo IR MGA10 para CH₄ (con rango de medida de 100%vol.), luego pasa al módulo EC para H₂S (rango de medida 1000 ppm), y finalmente al módulo IR MGA32 para CO₂ (rango de medida de 100%vol.). Los módulos IR disponen de sensores de infrarrojos y los módulos EC se basan en celdas electroquímicas.

9.1.1.5 Seguridad frente a explosiones

En el interior del contenedor de control hay un transmisor de gas ADOS GTR 196, que detecta el contenido de CH₄ en la atmósfera del contenedor de control y envía una señal continua al panel de control, expresada en porcentaje del límite inferior de explosión. El límite inferior de explosión, LIE (o *lower explosion limit, LEL*), es la concentración mínima de gases, vapores o nieblas inflamables (CH₄ en este caso) en aire por debajo de la cual la mezcla no es explosiva (Cejalvo Lapeña, 2005). El LIE del CH₄ en el aire es 4,4% (vol.). Cuando el CH₄ en el contenedor de control alcanza el 10% del LIE se activa un ventilador extractor. Si el CH₄ en el contenedor alcanza

el 30% del LIE, además de la activación del extractor, se activa una alarma de gas (con señal óptica y sonora), se detiene el proceso y todos los dispositivos eléctricos se desactivan hasta que se resuelve la causa del fallo.

Existe otro tipo de alarma llamada alarma de proceso que lo detiene pero no desactiva los dispositivos eléctricos. Las causas que pueden desencadenar esta alarma, entre otras, están relacionadas con la seguridad frente a explosiones: cuando el CH₄ supera el 3% en el reactor durante las fases 1 y 3, o cuando el O₂ en la fase 2 supera el 3% en el reactor.

9.1.2 Descripción del proceso

El proceso está dividido en tres fases que se suceden. La primera y la tercera, aerobias, se caracterizan por un aumento espontáneo de la temperatura del sustrato. En la segunda, anaerobia, se produce el biogás y se extrae para su aprovechamiento energético. La función de la primera fase es el aumento espontáneo de la temperatura y la aceleración de la degradación de las macromoléculas orgánicas (hidrólisis). En la tercera fase se persigue la higienización y la estabilización del producto.

9.1.2.1 Parámetros de proceso

Los parámetros del proceso son variables que pueden modificarse en todo momento desde el panel del control. En la tabla 4.2 se enumeran todos los parámetros de proceso y se describen sucintamente.

Tabla A2.2. Parámetros de proceso modificables desde el panel de control.

Nº de fase	Designación del parámetro	Unidad	Valor por defecto	Descripción
1ª fase (aerobia)	<i>O2 upper limit</i>	%	8	Concentración de O ₂ en el reactor por encima de la cual se detiene la aireación
	<i>O2 lower limit</i>	%	6	Concentración de O ₂ en el reactor por debajo de la cual se activa la aireación
	<i>Max. temp</i>	°C	45	Temperatura del sustrato a la que se detiene el suministro de aire (transición fase 1 – fase 2)
	<i>Min. temp</i>	°C	20	Temperatura del sustrato por debajo de la cual se activa la calefacción
	<i>Time limit</i>	días	5	Duración de la 1ª fase si no se cumple la condición de temperatura
2ª fase (anaerobia)	<i>Percolation</i>	l/h	100	Caudal medio a suministrar a las duchas del reactor desde el tanque PS1
	<i>Max. Hx temp</i>	°C	50	Temperatura del gas de calefacción por encima de la cual se detiene la calefacción
	<i>Hx temp inter</i>	°C	5	Banda diferencial del punto de consigna <i>Max. Hx temp</i>
	<i>Max. -p</i>	mbar	-20	Presión en el reactor a la que se detiene la extracción de biogás
	<i>CH4 limit</i>	%	30,5	Concentración de CH ₄ por encima de la cual se activa la extracción de biogás
	<i>Time limit</i>	días	30	Duración de la 2ª fase más allá de la cual se activa la alarma <i>Time limit</i>
	<i>Max. R1 temp</i>	°C	40	Temperatura por encima de la cual se activa la refrigeración
	<i>Min. R1 temp</i>	°C	35	Temperatura por debajo de la cual se activa la calefacción
<i>Mx. variation</i>	°C	2	Banda diferencial de <i>Max. R1 temp</i> y <i>Min. R1 temp</i>	
1ª fase (aerobia)	<i>O2 upper limit</i>	%	8	Concentración de O ₂ en el reactor por encima de la cual se detiene la aireación
	<i>O2 lower limit</i>	%	6	Concentración de O ₂ en el reactor por debajo de la cual se activa la aireación
	<i>Max. tem</i>	°C	70	Temperatura por encima de la cual comienza a contabilizar el tiempo de higienización
	<i>Hyg. time</i>	minutos	30	Tiempo de higienización
	<i>Min. cool temp</i>	°C	45	Temperatura hasta la que hay que refrigerar el sustrato después de la higienización

9.1.2.2 Carga y descarga

La carga se realiza con un tractor con pala cargadora. La descarga del reactor se realiza mediante un camión de 26 t con plataforma basculante y brazo hidráulico con gancho. Antes de la descarga se desconectan todas las líneas del reactor al contenedor. La operación consta de dos maniobras: primero se coloca el reactor sobre la plataforma del camión con el gancho, y la luego el reactor bascula dejando

deslizar la carga, que cae por la puerta frontal (ver figura 4.9). Finalmente se coloca el reactor vacío en su posición original y se reestablecen las conexiones.



Figura A2.5. Vistas de la descarga del reactor.

9.1.2.3 Fases del proceso

Primera fase (aerobia)

En la primera fase se induce un proceso aerobio manteniendo la concentración de O_2 del reactor dentro de un rango definido por los parámetros *O2 lower limit* y *O2 upper limit*, que se fijan por defecto en el 6% y el 8% respectivamente. En esas condiciones, la temperatura aumenta espontáneamente hasta alcanzar el valor *max temp*, parámetro fijado inicialmente en 45°C. En ese momento se inicia una etapa transitoria entre fases en la que se detiene el aporte de aire atmosférico hasta que la concentración de O_2 cae al 2%, produciéndose entonces el cambio de fase.

Si no se alcanza la temperatura *max temp* y se sobrepasa cierta cantidad de tiempo de fase 1 (fijado por *time limit* cuyo valor por defecto es 5 días), una señal de alarma indica que debe efectuarse el cambio manual de fase.

Aunque el calentamiento en la fase 1 debe ser espontáneo, si el sustrato entra con una temperatura excesivamente baja, se activa la calefacción. La temperatura por debajo de la cual se activa la calefacción es el parámetro *min temp*, fijado por defecto en 20°C.

En esta fase existe la posibilidad de activar el bombeo de lixiviado manualmente, bien desde el tanque, bien recirculándolo desde el fondo del reactor. También puede activarse manualmente la calefacción. La figura 4.10 muestra la pantalla del panel de control desde la que se manipulan los parámetros de la primera fase.

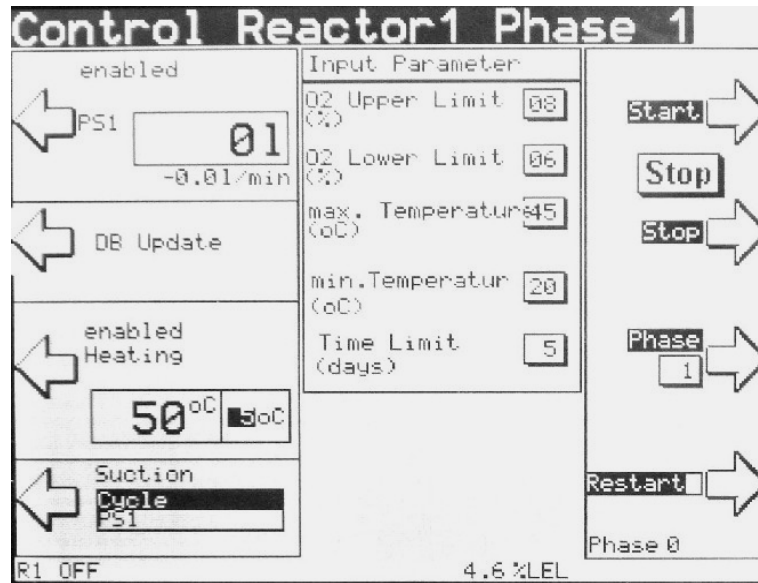


Figura A2.6. Vista de la pantalla donde se controlan los parámetros de la primera fase del proceso.

Segunda fase (anaerobia)

Durante la fase anaerobia se mantiene la temperatura dentro de un intervalo, activándose la calefacción o la refrigeración cuando la temperatura baja de *min RI temp* o excede *max RI temp* respectivamente. La banda diferencial de ambos controles de temperatura es el parámetro *max variation*. Los valores de *min RI temp*, *max RI temp* y *max variation* son por defecto 35°C, 40°C y 2°C respectivamente. Esto significa que si la temperatura desciende hasta los 35°C la calefacción funcionará hasta alcanzar 37°C, y si sube por encima de los 40°C la refrigeración se activará hasta bajar a 38°C.

A lo largo de la fase se humedece periódicamente el sustrato con lixiviado. Con el parámetro *percolation* se decide cuál ha de ser la aportación horaria de líquido. Cada hora se inicia un bombeo de P004, que se detiene cuando el líquido acumulado medido por el caudalímetro FI103 se iguala al parámetro *percolation*, fijado por defecto en 100 l·h⁻¹. El drenaje del reactor R1 al tanque PS1 lo rige un sensor de nivel mediante flotador.

La extracción de biogás para su aprovechamiento comienza cuando la concentración de CH₄ medida alcanza el valor del parámetro *CH4 limit*, fijado por defecto en 30,5%. Antes de alcanzar esa concentración el biogás es evacuado por la chimenea, dado que, aunque no tiene una concentración suficiente de CH₄ para ser usado, puede

ser peligrosa su acumulación a nivel del suelo. Por ello la chimenea tiene su apertura a 5 m de altura, para permitir la difusión del gas en la atmósfera. Si la concentración de CH_4 en el biogás es menor del 3%, se permite su salida a través del biofiltro.

Una vez se ha superado *CH₄ limit*, la bomba de membrana extrae el biogás produciendo el vacío en el reactor. La extracción se interrumpe cuando la presión en el reactor alcanza el valor del parámetro *max -p*, fijado por defecto en -20 mbar. La extracción se reanuda cuando la presión se reestablece hasta alcanzar 10 mbar por encima de *max -p*. Estos valores se han modificado en las sucesivas cargas.

La segunda fase finaliza manualmente, pero se activa una alarma de proceso cuando su duración alcanza el valor del parámetro *time limit*, fijado por defecto en 30 días. La figura 4.11 muestra la pantalla del panel de control desde la que se actúa sobre los parámetros de la segunda fase.

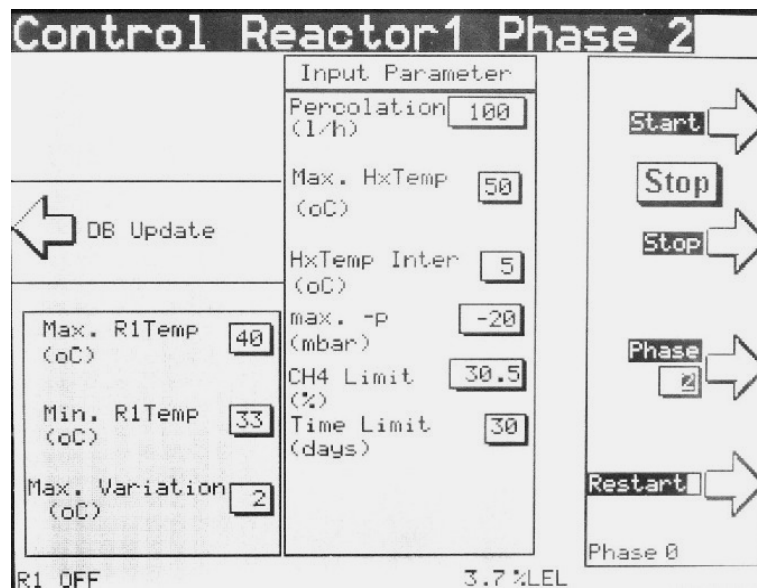


Figura A2.7. Vista de la pantalla donde se controlan los parámetros de la segunda fase del proceso.

Tercera fase (aerobia)

En la tercera fase se elimina en primer lugar el CH_4 que pudiera permanecer activando la aireación y la salida de gas por la chimenea hasta que el nivel de CH_4 baja a menos del 3,5%. Una vez cumplida esa condición, el control de la ventilación es similar al de la primera fase: el oxígeno se mantiene entre los parámetros *O₂ lower limit* y *O₂ upper limit* (por defecto 6% y 8%). La aireación provoca

nuevamente el calentamiento de la biomasa. Cuando se supera la temperatura fijada por el parámetro *max temp* (70°C por defecto) durante el tiempo fijado por el parámetro *hyg time* (30 minutos por defecto), se dan por cumplidas las condiciones de higienización, con lo que el proceso finaliza. Opcionalmente, después de la higienización puede refrigerarse el sustrato hasta alcanzar la temperatura fijada por el parámetro *min cool temp*.

En la tercera fase la calefacción y la refrigeración pueden activarse manualmente. Puede ser necesaria la calefacción si el autocalentamiento del sustrato no es suficiente para alcanzar la temperatura de higienización (*max temp*). La figura 4.12 muestra la pantalla del panel de control desde la que se actúa sobre los parámetros de la tercera fase.

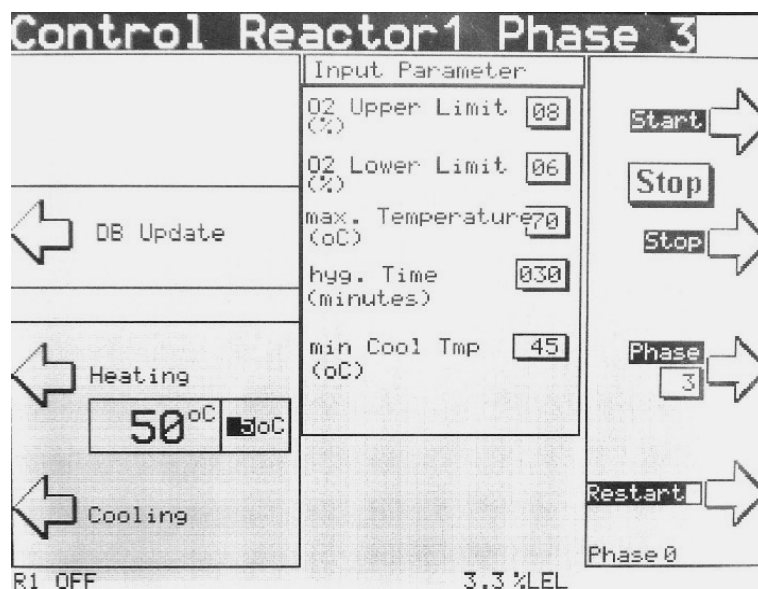


Figura A2.8. Vista de la pantalla donde se controlan los parámetros de la tercera fase del proceso.

Maduración

Tras la descarga, el producto puede ser sometido a una etapa de maduración, dependiendo del grado de estabilidad alcanzado y del uso que se le quiera dar. La maduración transcurre en pila al aire libre y permitiendo la evolución espontánea del producto.

9.1.3 Registro de datos

Un evento es un suceso puntual en el tiempo que causa el registro de datos. Cada evento está asociado al registro de los datos indicados a continuación:

- Fecha
- Causa del evento
- TI101: temperatura en el sensor central (nº1)
- TI103: temperatura en el sensor periférico nº3
- TI104: temperatura en el sensor periférico nº4
- TI105: temperatura en el sensor periférico nº5
- TI106: temperatura en el sensor periférico nº6
- Biogás extraído acumulado (m³)
- Percolado mandado a duchas acumulado (l)
- Concentración de CH₄ en la fase gaseosa del reactor (% vol.)
- Concentración de O₂ en la fase gaseosa del reactor (% vol.)
- pH en el tanque
- PI101: presión en la parte superior del reactor (mbar)
- PI101: presión en la parte inferior del reactor (mbar)
- Fase (1, 2 ó 3)

A partir de los datos puede estudiarse la evolución del proceso y sus incidencias, constituyendo estos la principal fuente de información sobre los ensayos a nivel de planta piloto.

Las causas de los eventos están codificadas en potencias enteras de 2. Llamamos *eventos simples* a aquellos cuya causa es 1, 2, 4, 8, 16, 64, 128, 256 ó 512 (el código 32 está excluido). Los 10 tipos de eventos que se corresponden con estos códigos están indicados en la primera parte de la tabla 4.3. Observamos que la causa 1 es el evento “medida cada 20 minutos”, con lo que, en ausencia de otros, se registran todos los datos 3 veces cada hora.

Cuando simultáneamente se verifica más de una causa de evento se registra un *evento compuesto*. Los códigos de los eventos compuestos son la suma algebraica de los códigos de los eventos simples que los componen. Las primeras experiencias en

el manejo del prototipo han demostrado la importancia de conocer exactamente las causas de los eventos, pues esa información es importante, entre otras cosas, para detectar anomalías en el funcionamiento de la planta. Por ello es necesario descomponer los eventos compuestos en simples, revelando así la información implícita que contienen. La segunda parte de la tabla 4.3 muestra la desagregación de los elementos compuestos identificados en los ensayos, que no incluye necesariamente todos los elementos posibles sino sólo los más frecuentes.

Tabla A2.3. Descripción de los eventos simples y descomposición de los eventos compuestos más frecuentes en simples.

Eventos simples	
Código	Descripción
1	Medida cada 20 minutos
2	Inicio o fin de fase
4	Arranque o parada de la bomba de extracción de biogás (V001)
8	Arranque o parada de la bomba de drenaje del reactor (P001)
16	Arranque o parada de la bomba de tanque a duchas (P004)
64	Encendido o apagado de la calefacción
128	Activación o desactivación de la recirculación de gas (V102)
256	Arranque o parada del ventilador (V002)
512	Captura manual de datos
Eventos compuestos	
Código	Descomposición en eventos simples
5	1 + 4
9	1 + 8
10	2 + 8
12	4 + 8
14	2 + 4 + 8
20	4 + 16
24	8 + 16
384	128 + 256
386	2 + 128 + 256
394	2 + 8 + 128 + 256
448	64 + 128 + 256
450	2 + 64 + 128 + 256
454	2 + 4 + 64 + 128 + 256
458	2 + 8 + 64 + 128 + 256
466	2 + 16 + 64 + 128 + 256
474	2 + 8 + 16 + 64 + 128 + 256
520	8 + 512

9.2 Registro de datos durante las cargas

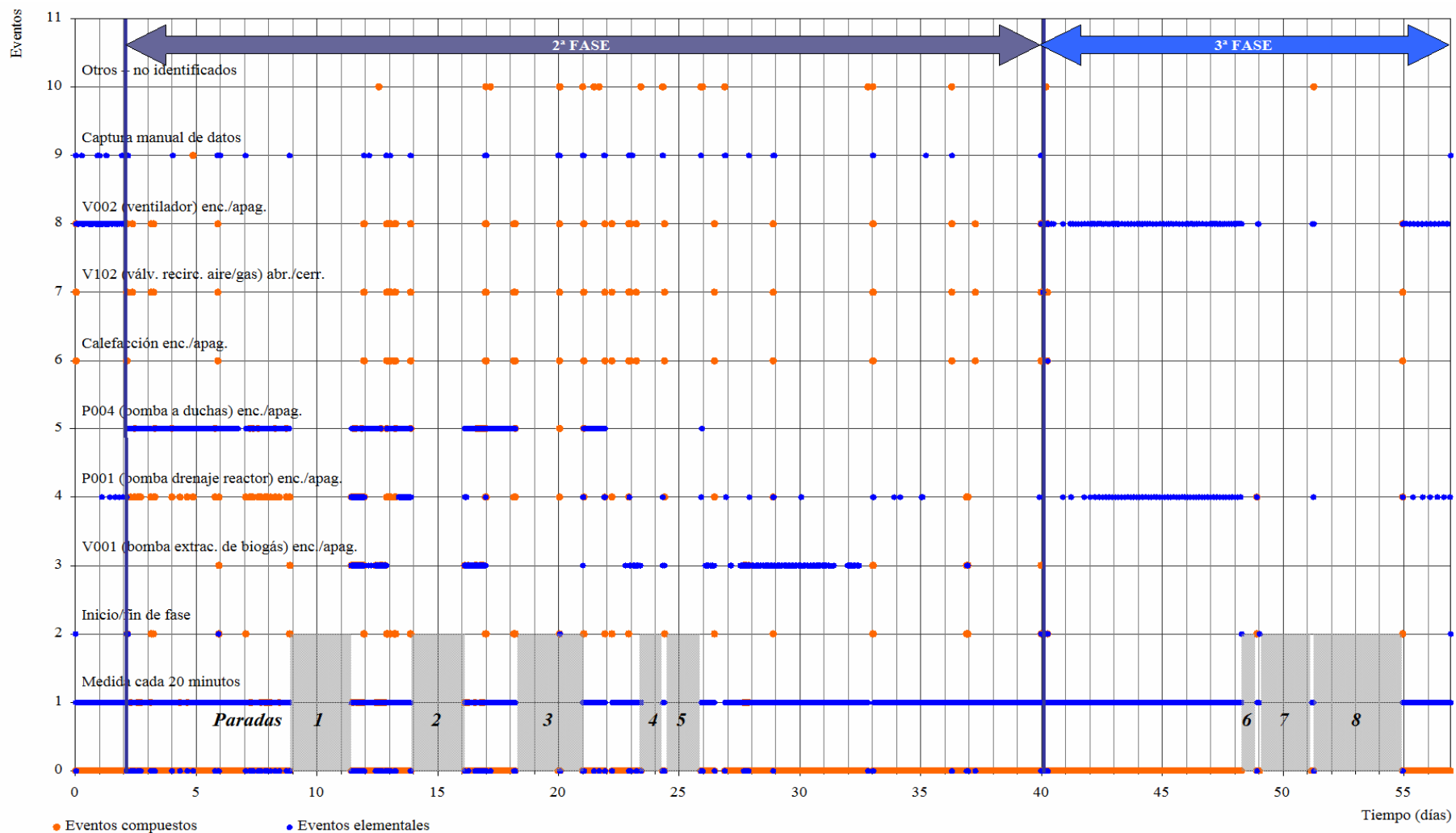


Figura A2.9. Registro de eventos durante la CARGA 1.

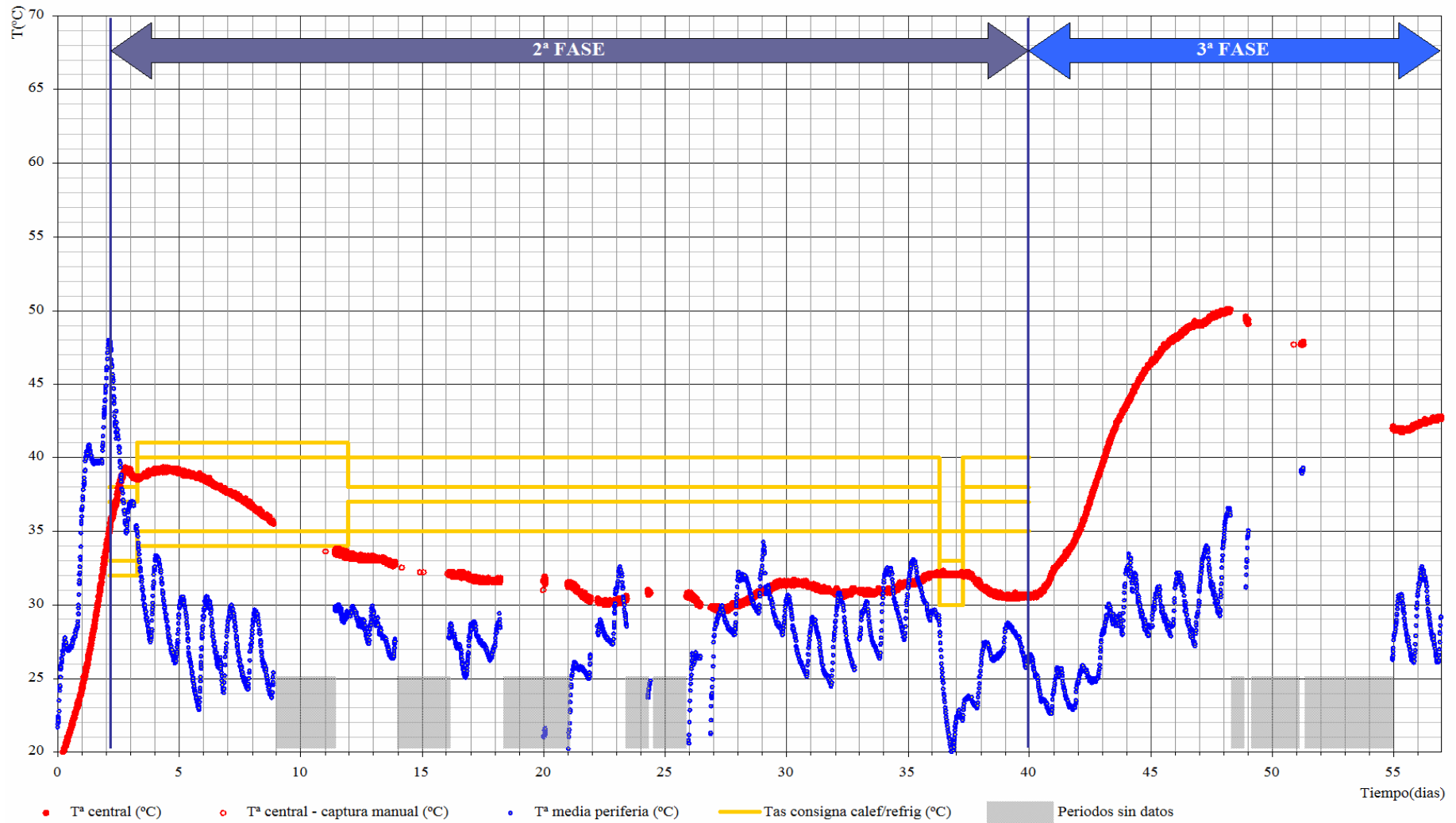


Figura A2.10. Evolución de la temperatura durante la CARGA 1.

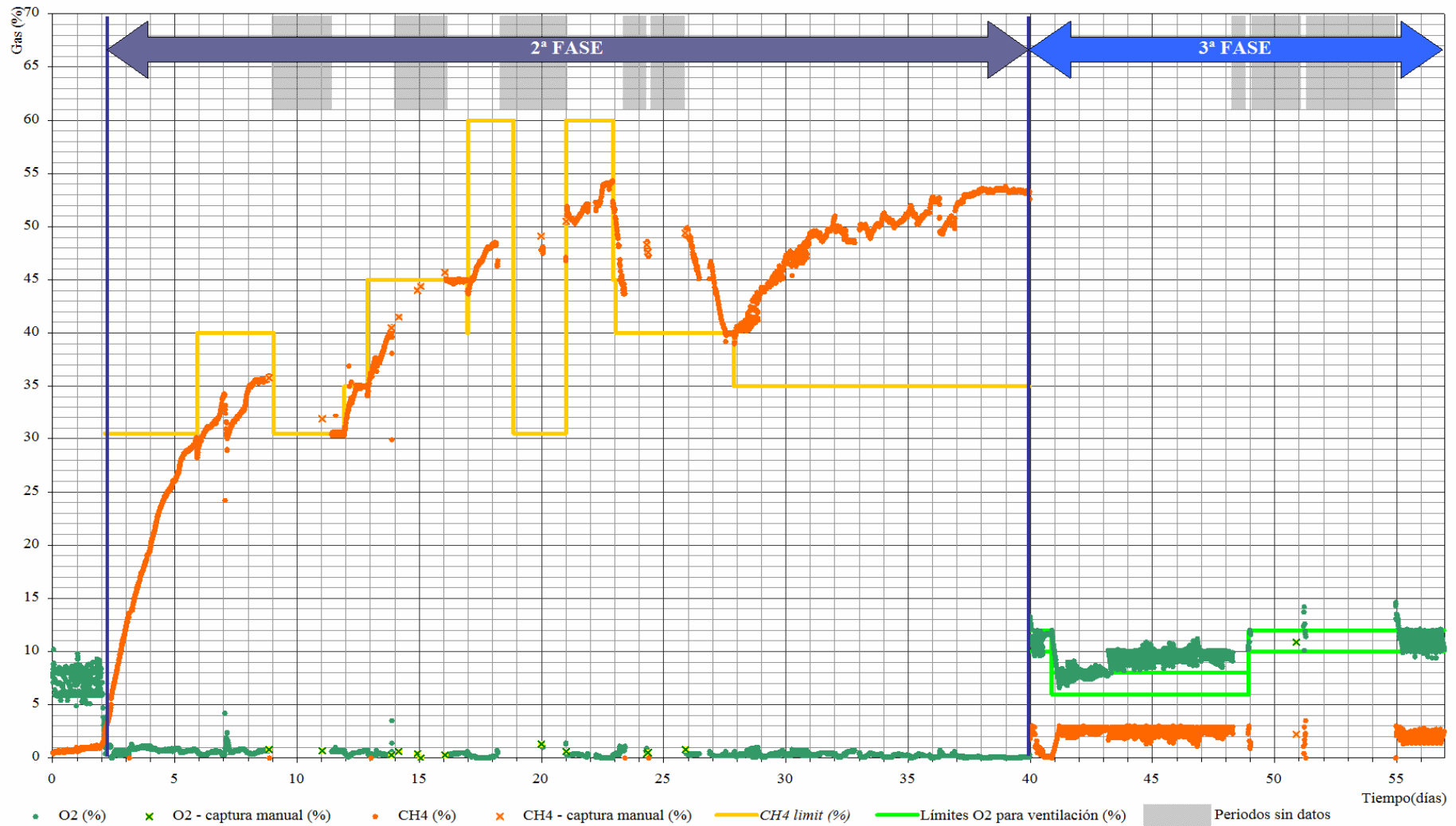


Figura A2.11. Evolución de la concentración de O₂ y CH₄ durante la CARGA 1.

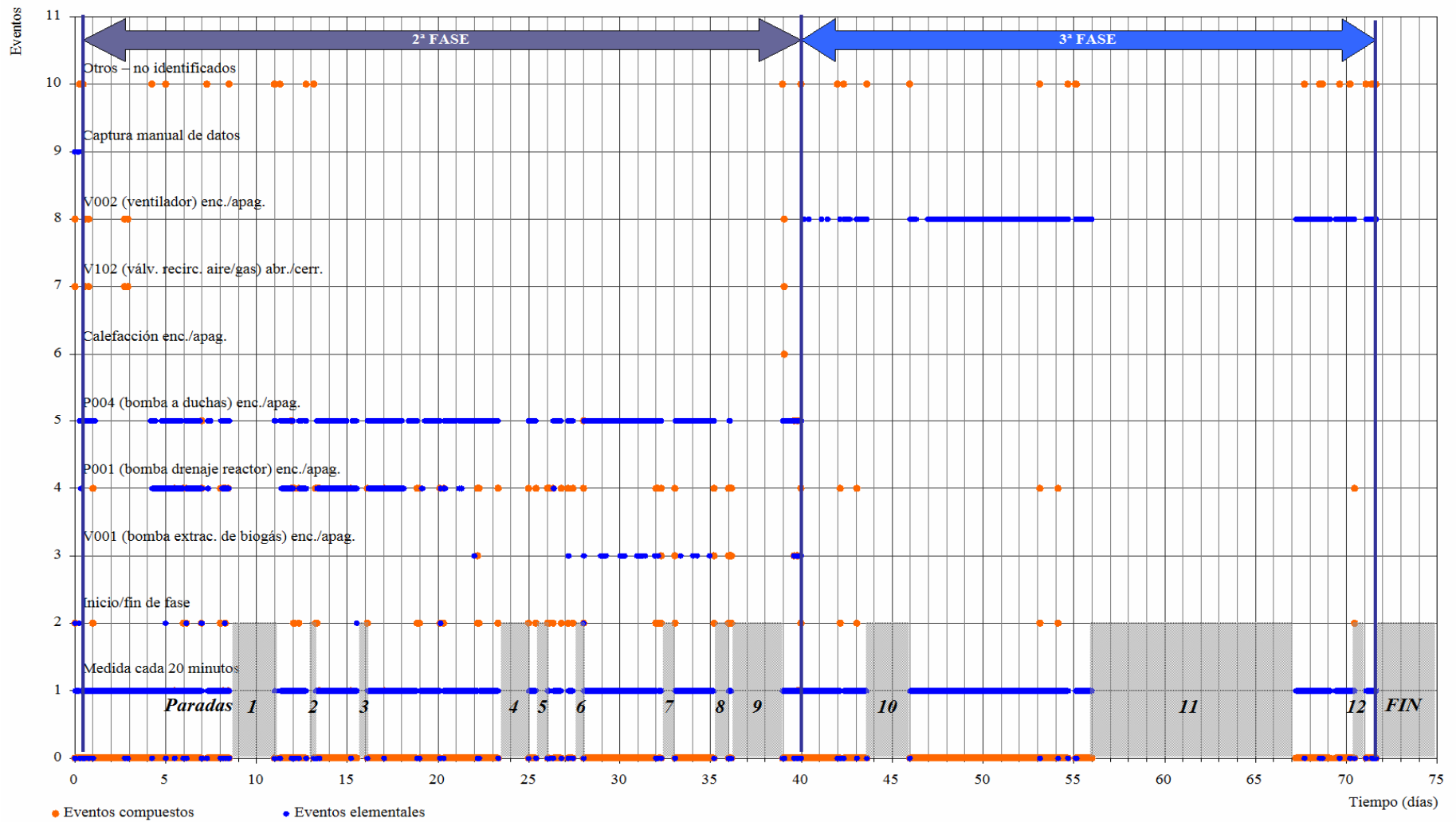


Figura A2.12. Registro de eventos durante la CARGA 2.

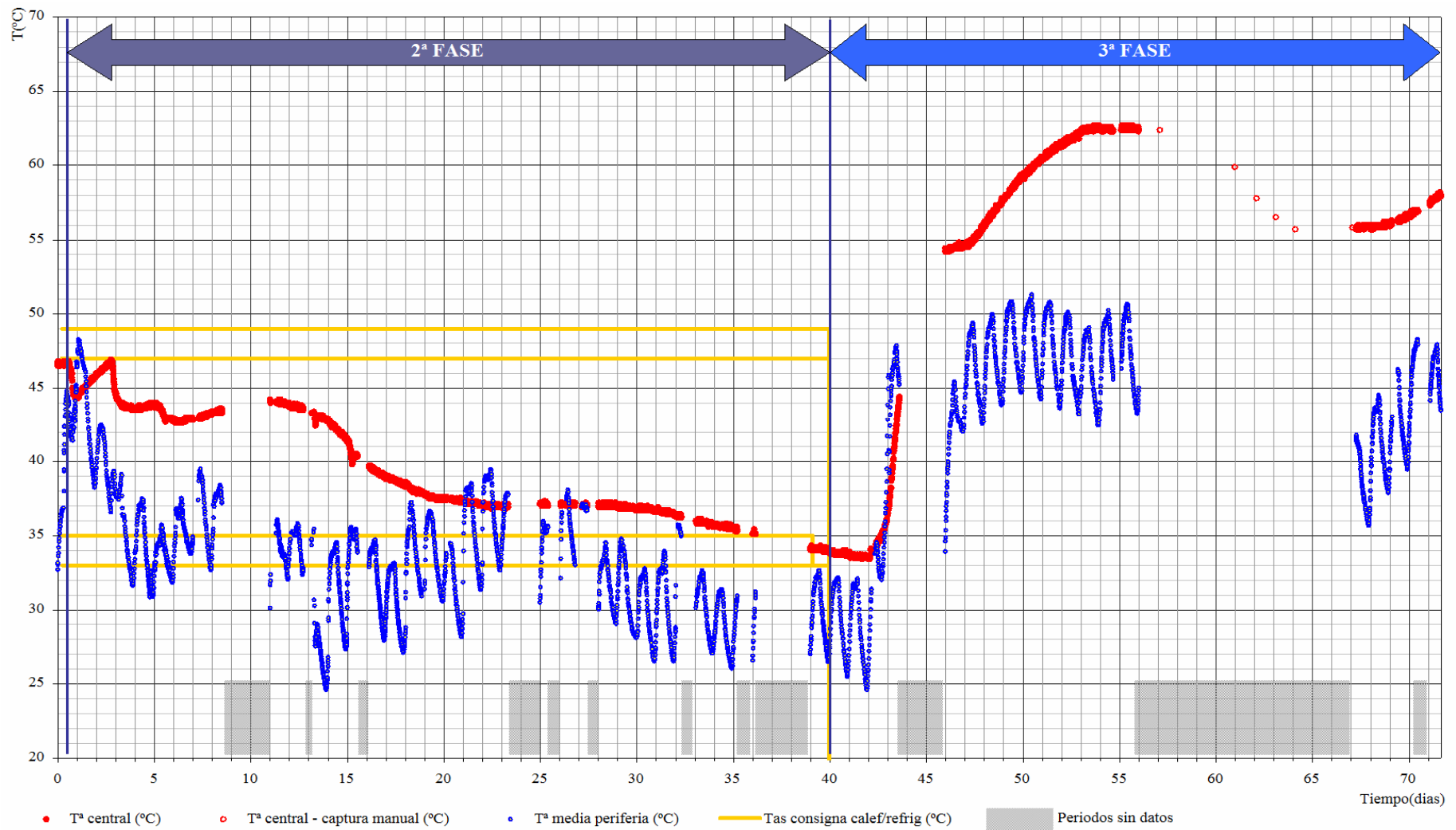


Figura A2.13. Evolución de la temperatura durante la CARGA 2.

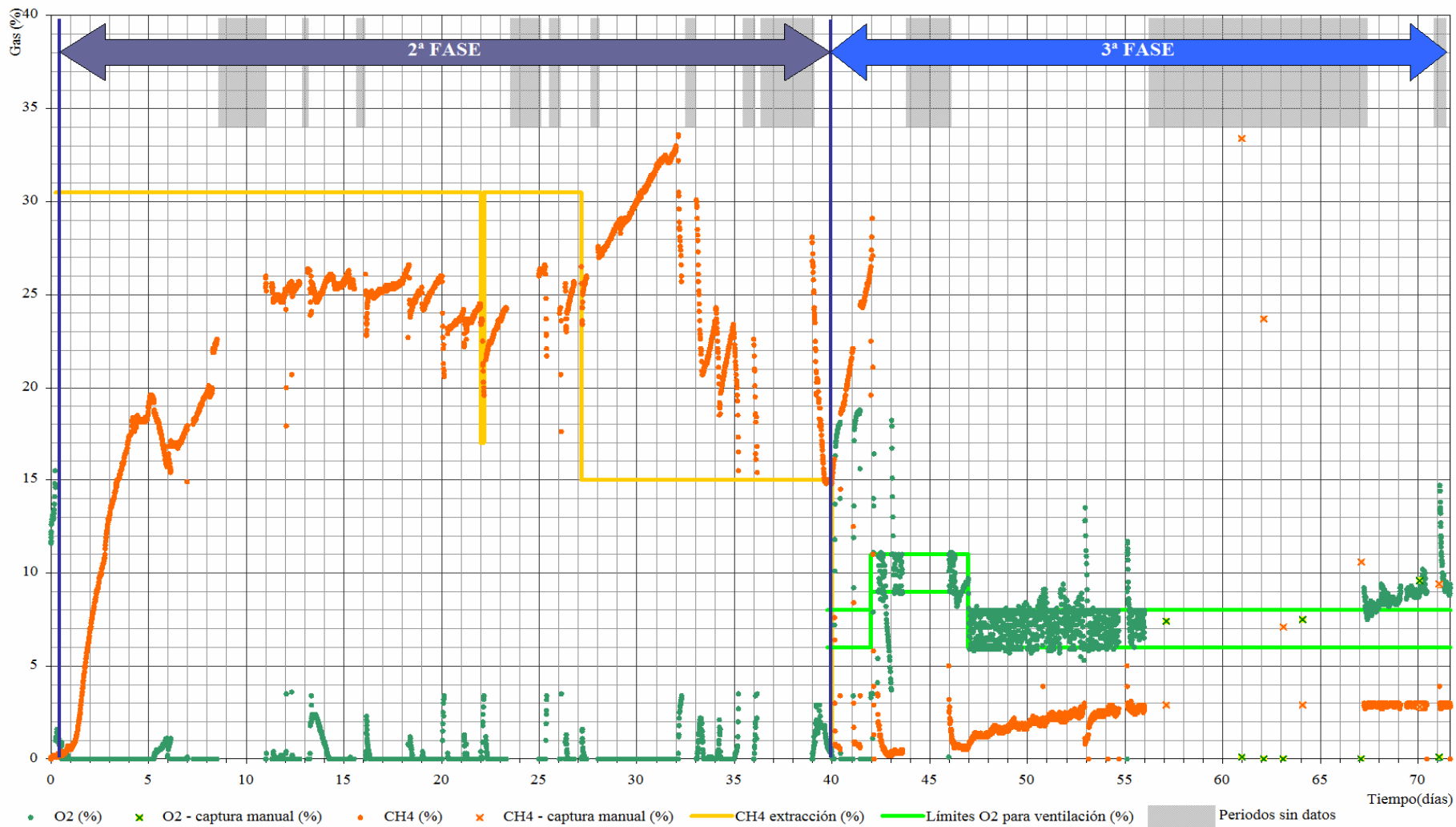


Figura A2.14. Evolución de la concentración de O₂ y CH₄ durante la CARGA 2

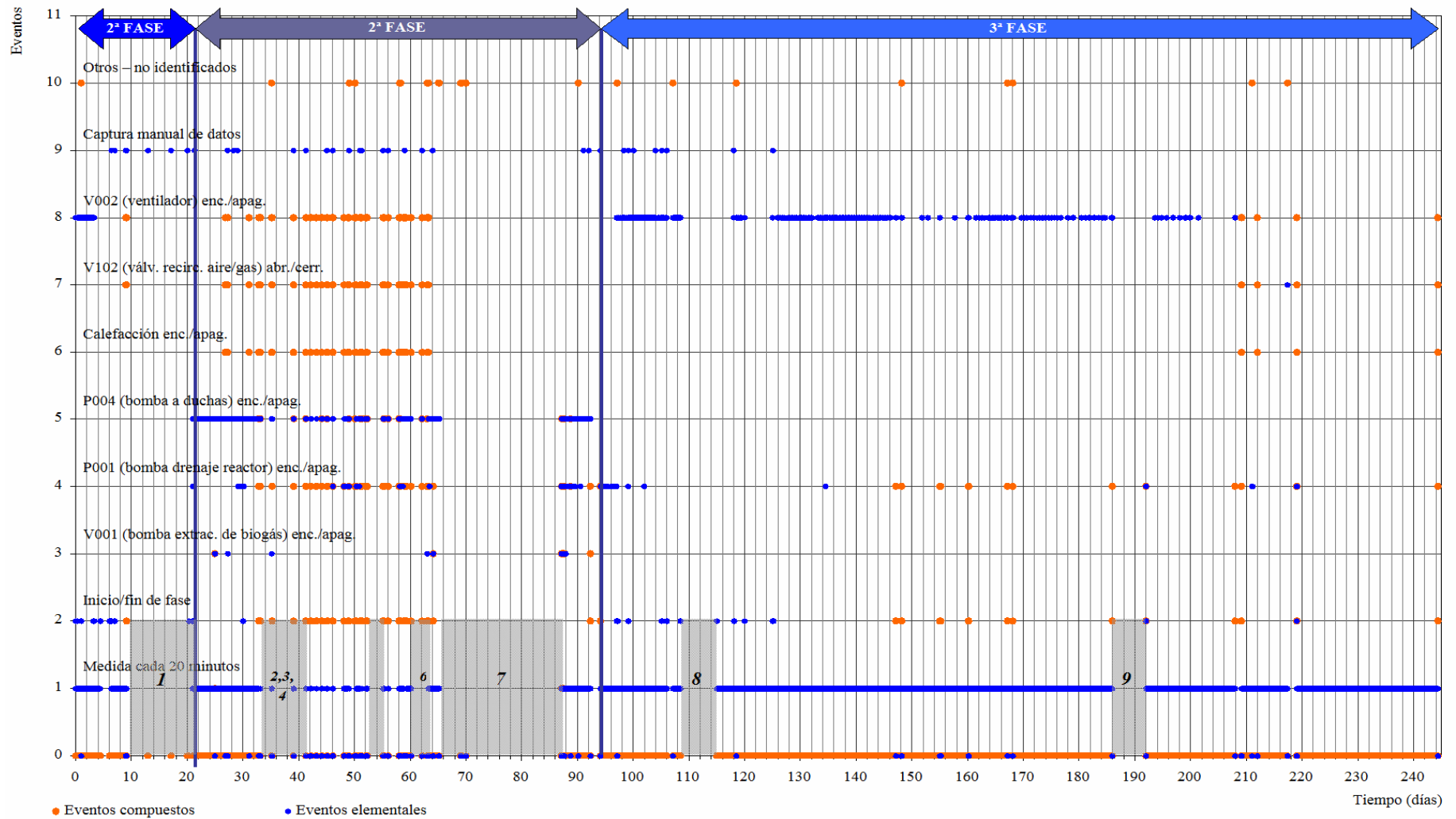


Figura A2.15. Registro de eventos durante la CARGA 3.

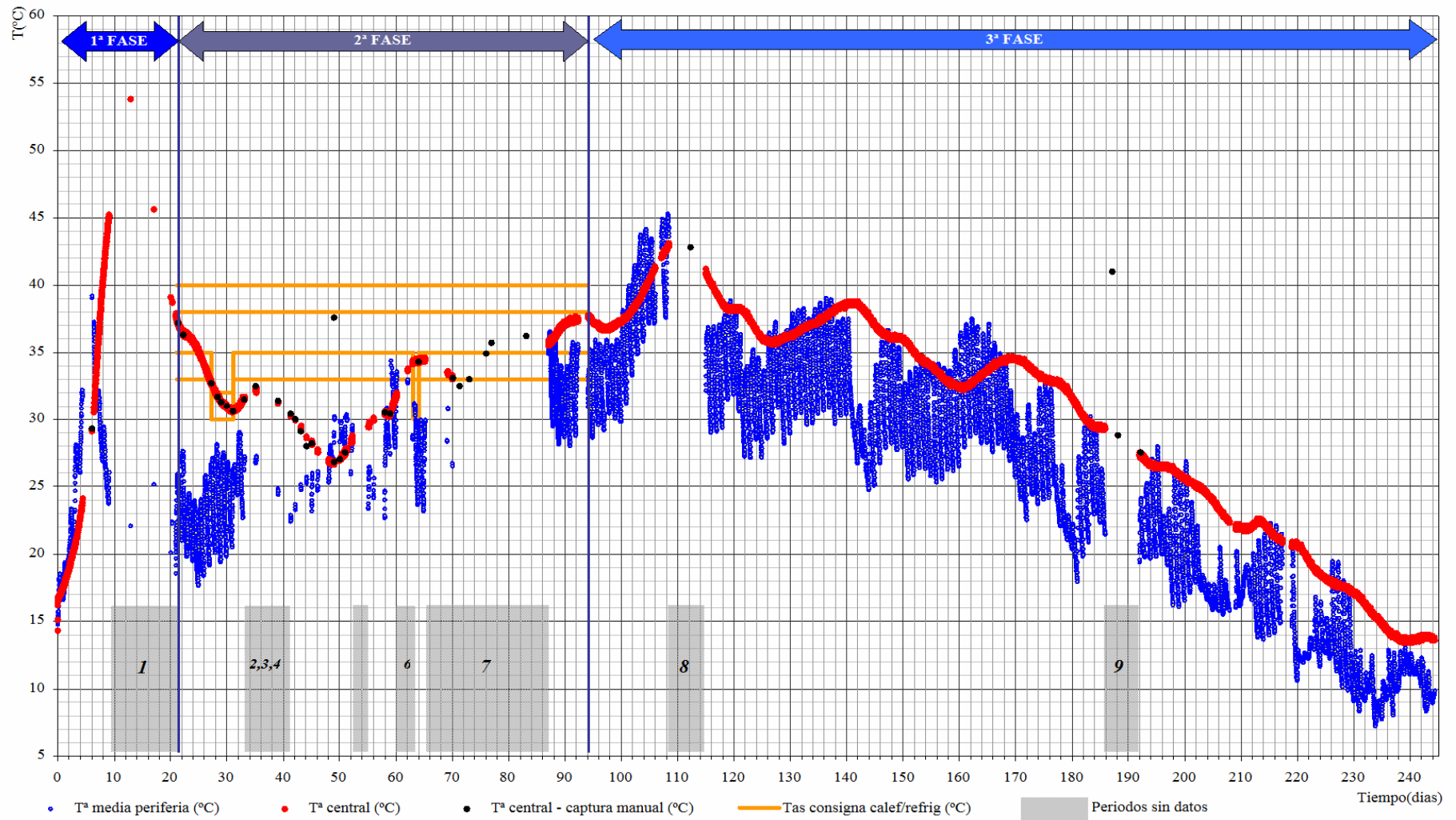


Figura A2.16. Evolución de la temperatura durante la CARGA 3.

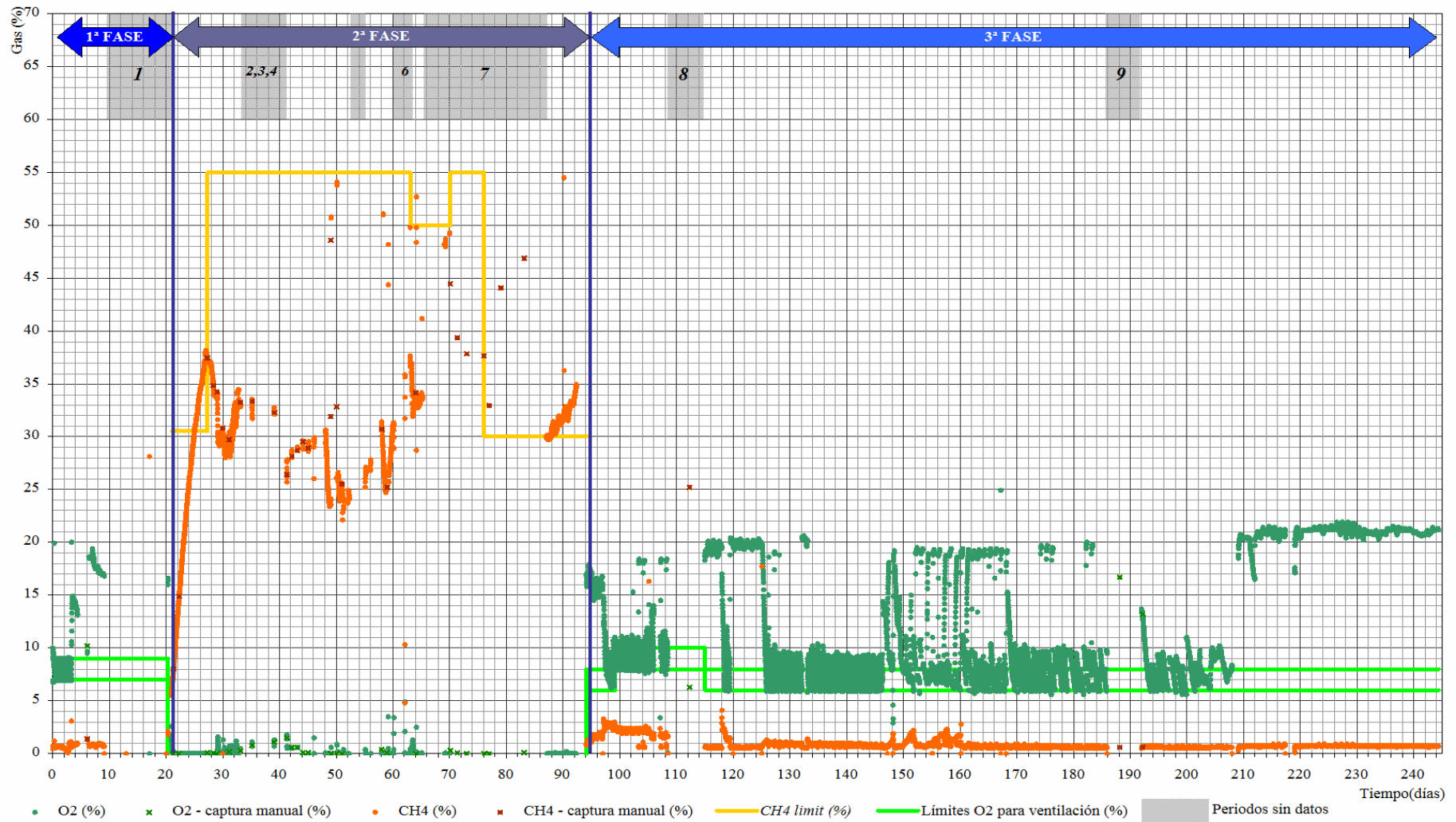


Figura A2.17. Evolución de la concentración de O₂ y CH₄ durante la CARGA 3

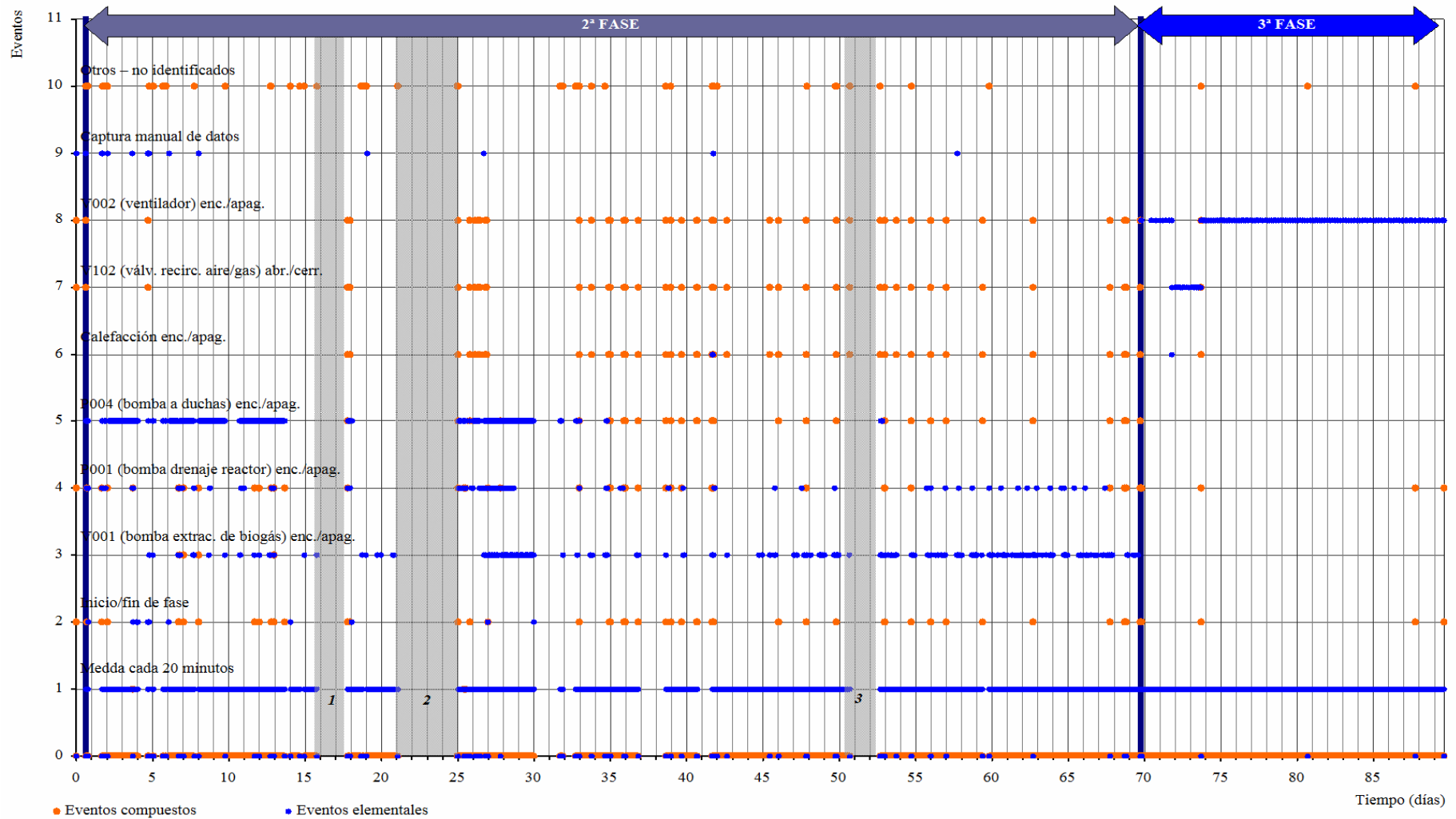


Figura A2.18. Registro de eventos durante la CARGA 4.

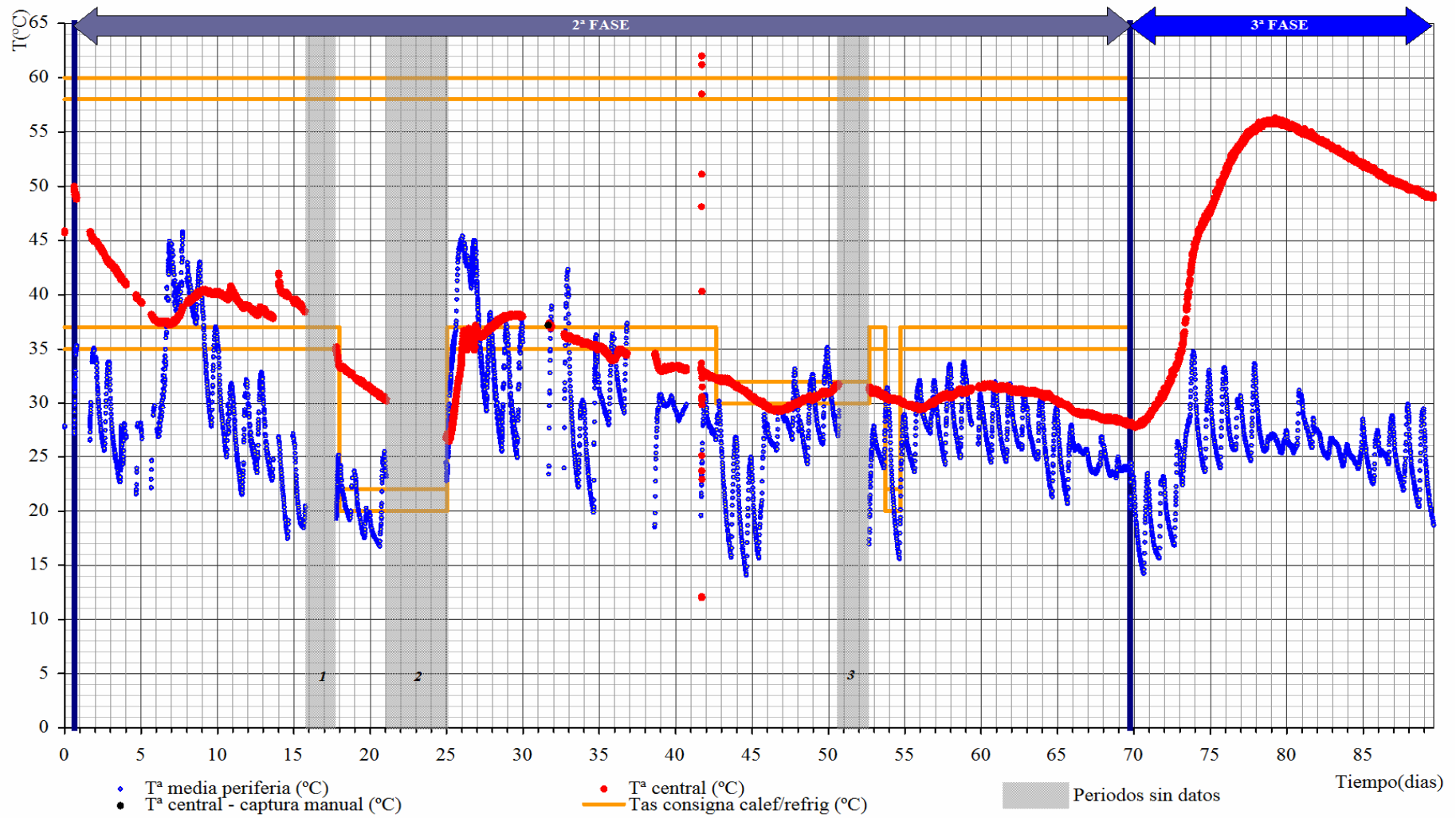


Figura A2.19. Evolución de la temperatura durante la CARGA 4.

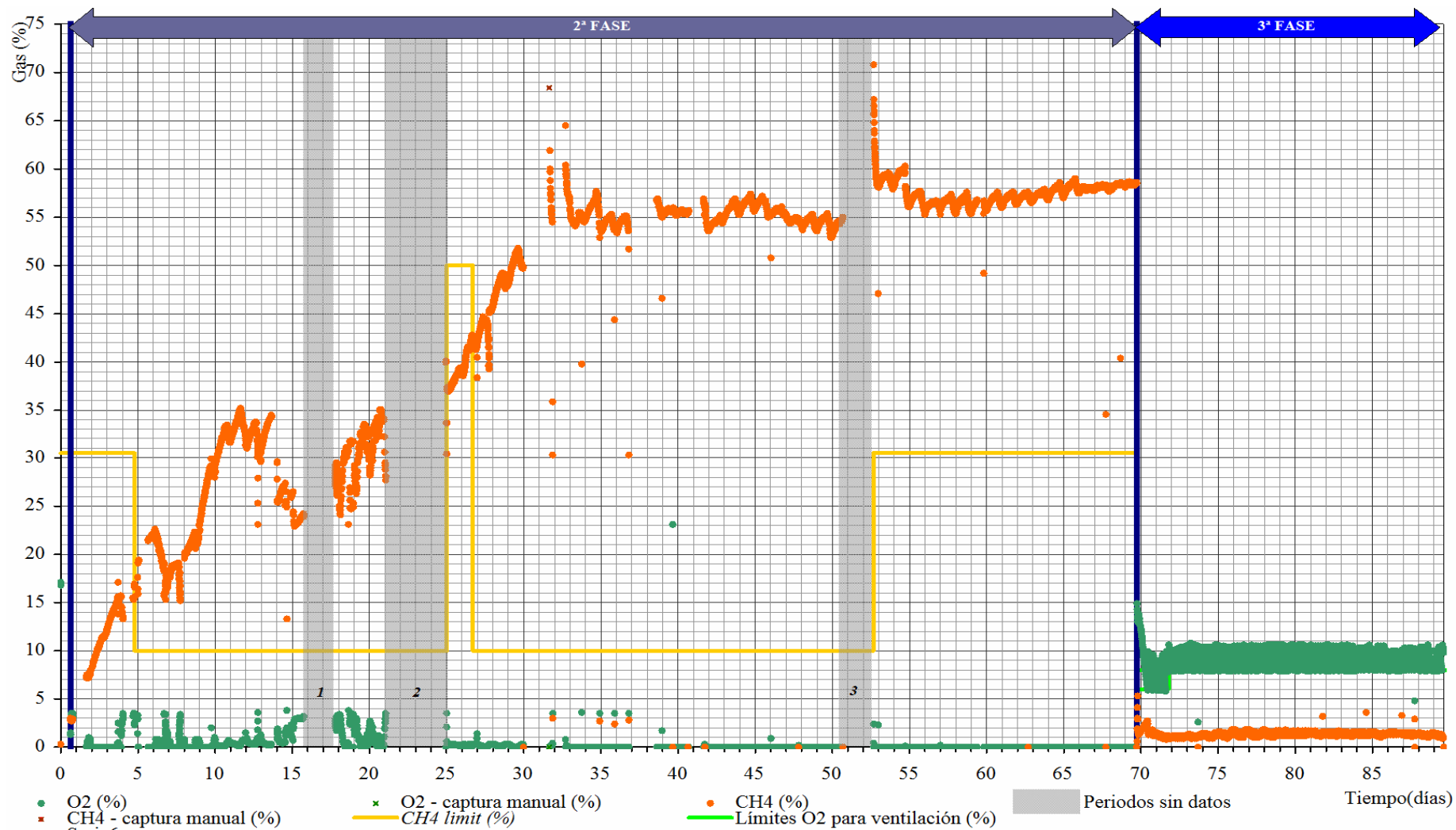


Figura A2.20. Evolución de la concentración de O₂ y CH₄ durante la CARGA 4.

ANEXO 3

PROPUESTA DE UN SISTEMA COMERCIAL DE TRATAMIENTO DESCENTRALIZADO DE RESIDUOS GANADEROS Y ESTUDIO DE VIABILIDAD

10.1 Cálculo del coste de inversión de la planta

Tabla A3.1. Cálculo del coste de inversión del sistema DA

Descripción elemento		Coste ud. (€)	Factor de escala (*)	Nº unidades (*)	
Grandes equipos	Ventilador sistema de aire-gas	1.580	$1+0,1 \cdot M$	1	
	Motor ventilador	400	$1+0,1 \cdot M$	1	
	Bomba de percolado hacia reactor	280	$1+0,05 \cdot M$	1	
	Bomba extracción biogás	880	1	1	
	Bomba percolado salida reactor	400	$1+0,05 \cdot M$	1	
	Bomba percolado entrada reactor	600	$1+0,1 \cdot M$	1	
	Bomba circuito calefacción	80	1	1	
	Intercambiador de calor	2.500	$1+0,0625 \cdot M$	1	
Medida	Medición continuo CH ₄ , O ₂	8.400	1	1	
	Sensor alarma gas	260	1	1	
	Contador de gas	220	1	1	
	pHmetro	100	1	1+N	
	Caudalímetro para percolado	1.100	1	1	
	Controlador nivel perc. en reactor	320	1	M	
	Controlador nivel perc. en tanque	155	1	N	
	Sensor de presión en reactor	301	1	M	
	Sonda temperatura	160	1	1+2·M	
	Amplificador señal nivel	120	1	M+N	
	Amplificador señal presión	132	1	M	
	Amplificador señal temperatura	90	1	1+2·M	
	Válvulas	Válvulas neum. stma. aire-gas	350	1	3+3·M
		Electroválvulas calef-refrig	70	1	4
Válvulas extracción de biogás		120	1	1	
Válvulas circuito percolado		97	1	1+2·(M+N)	
No eléctricos	Reactor y aislamiento	4.500	$0,67+0,33 \cdot (0,5 \cdot M+0,5)^{-1}$	M	
	Tanque percolado	4.000	$0,67+0,33 \cdot (0,5 \cdot N+0,5)^{-1}$	N=1+0,2·M	
	Contenedor de control	1.150	$1+0,075 \cdot M+0,015 \cdot N$	1	
	Sistema de duchas	500	$0,75+0,25 \cdot (0,5 \cdot M+0,5)^{-1}$	M	
	Llaves manuales sistema aire-gas	205	1	2·M	
	Válvulas anti-retorno líquido	30	1	1+2·N	
	Llaves de mano líquido	8	1	10+10·M+N	
	Válvula seguridad presión	230	1	M	
	Equipo electroneum	Unidad de control	2.000	$1+0,0625 \cdot M$	1
Tubería y cable		1.300	1	0,5+0,5·M+0,1·N	
Armario de control		2.000	$1+0,0625 \cdot M$	1	
Panel electro-neumático		700	$1+0,1 \cdot M$	1	
Compresor		200	$1+0,1 \cdot M$	1	

10.2 Parámetros de producción de CH₄

Tabla A3.2. Parámetros de producción de CH₄ tomados para los cálculos de la evaluación económica

Ensayo	M: Máxima producción acumulada de CH ₄ (Nl·kgSV ⁻¹)	K: Máxima tasa de producción de CH ₄ (Nl·kgSV ⁻¹ ·d ⁻¹)	λ: Tiempo de desfase (d)	Tiempo óptimo de digestión (d)	Aprovechamiento energético del sustrato (%)
<i>Recircula cont</i>	158,0	4,27	13,6	43	73,1
<i>Recircula 1d</i>	117,3	3,93	9,8	33	71,8
<i>Recircula 3d</i>	149,0	4,58	10,7	36	72,1
<i>Estructurante</i>	134,0	2,30	4,5	38	56,8
Promedio	139,6	3,77	9,7	37,5	68,5

10.3 Cálculo de las necesidades de calor de proceso

Se consideran las necesidades de calor para compensar las pérdidas (Q_R) y para calentar el sustrato (Q_H).

Las necesidades de calor para mantener la temperatura de proceso (Q_R) se determinan según la siguiente expresión:

$$Q_R = K \cdot A \cdot \Delta T$$

Donde:

- K es el coeficiente de transmisión térmica, en W·m⁻²·K⁻¹
- A es la superficie de cerramiento del reactor, en m²
- ΔT es la diferencia entre la temperatura del proceso y la del ambiente exterior, en K

Se asume que la temperatura del ambiente exterior es igual a la temperatura media anual, que en el caso de León, ubicación de referencia para el proyecto, es 10,3°C (INM, 2008).

Las necesidades de calor para calentar el sustrato (Q_H) vienen dadas por la siguiente fórmula:

$$Q_H = M \cdot c \cdot \Delta T$$

Donde:

M es la masa del sustrato, en kg

c es el calor específico del sustrato, en $\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$

ΔT es el aumento de temperatura que hay que alcanzar en el sustrato, en K

Se asume que el sustrato entra a una temperatura superior a la ambiental debido al autocalentamiento que sufre durante la espera para la carga y en la fase 1. A partir de los resultados de los ensayos a escala piloto (capítulo 4), se fija la temperatura de entrada en 18°C , que es la más baja de las registradas al inicio de las cuatro cargas (en la CARGA 3). Se asume también que el calor específico del sustrato es igual al del agua ($4,18 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$).

Para el cálculo del coeficiente de transmisión térmica K se utiliza la siguiente expresión, según la notación de Llorens (2000):

$$K = \frac{1}{\frac{1}{h_{\text{int}}} + \frac{e_{\text{acero}}}{\lambda_{\text{acero}}} + \frac{e_{\text{aislante}}}{\lambda_{\text{aislante}}} + \frac{e_{\text{aire}}}{\lambda_{\text{aire}}} + \frac{1}{h_{\text{ext}}}}$$

Donde:

K es el coeficiente de transmisión térmica, en $\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$

h_{int} es el coeficiente superficial de transmisión térmica entre el sustrato y la pared interior del reactor, en $\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$

e son los espesores de los materiales que constituyen el cerramiento del reactor, en m

λ son los coeficientes de conductividad térmica de los materiales que constituyen el cerramiento del reactor, en $\text{W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$

h_{ext} es el coeficiente superficial de transmisión térmica entre la pared exterior del reactor y el ambiente exterior, en $\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$

El cerramiento considerado consiste en una pared interior de acero de, un aislante de fibra de vidrio tipo I y una cámara de aire de 2 cm de espesor, con un recubrimiento

metálico. La caracterización de estos materiales a efectos de la transmisión térmica puede verse en la tabla A6.3. Los coeficientes superficiales de transmisión térmica se estiman en $382 \text{ W}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{K}^{-1}$ para sustrato-acero y en $13,9 \text{ W}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{K}^{-1}$ para metal-aire según estimaciones de Schäfer *et al.*, (2006).

Tabla A3.3. Características térmicas del cerramiento del reactor

	Espesor e (cm)	Coef. de conductividad térmica	
		$\lambda \text{ (W}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{K}^{-1})$	Fuente
Pared interior de acero	1	40	Schäfer <i>et al.</i> , 2006
Aislante fibra de vidrio tipo I	20	0,044	Llorens, 2000
Cámara de aire	2	0,024	Schäfer <i>et al.</i> , 2006

Según estos términos, para un reactor como el del prototipo, de 62 m^2 de superficie de su contorno, y una duración del ciclo de tratamiento de 45 días, el calor de proceso necesario es de 5900 kWh anuales, lo que supone un 45% del calor producido en la cogeneración. Se hace notar que, de este calor de proceso, un 58% es para calentar el sustrato, lo cual es un planteamiento conservador dado que en la práctica no es difícil alcanzar las temperaturas de proceso aprovechando el calor interno del residuo.

10.4 Precio de la unidad fertilizante de nitrógeno

Según los promedios de la tabla A6.4, el precio medio de la unidad fertilizante de nitrógeno es $0,71 \text{ €}\cdot\text{kgN}^{-1}$. Para un producto sólido procedente de estiércol de bovino y tomando valores representativos de los ensayos a escala piloto (50% de materia seca y 1,40% de N en base seca), el precio de venta de una tonelada de producto debería ser 5,00 €. Teniendo en cuenta la repercusión en el precio de los costes de transporte y manejo de un material con tan baja concentración de N, éste debería ser considerablemente mayor.

Tabla A3.4. Precios de los fertilizantes nitrogenados

Clase de fertilizante nitrogenado	% N	Precio unitario		Consumo agrícola		Precio total (€·10 ⁶)
		€/kg N	€/kg fert.	N (t)	fert. (t)	
Nitrato amónico-cálcico 20,5%	20,5	0,92	0,19	111.876	545.738	103,1
Nitrato amónico-cálcico 26%	26,0	0,79	0,21	111.876	430.294	88,9
Nitrato amónico	33,5	0,73	0,24	51.320	153.194	37,3
Nitrosulfato amónico	26,0	0,83	0,22	14.356	55.215	12,0
Sulfato amónico	21,0	0,69	0,14	90.079	428.948	62,0
Urea	46,0	0,58	0,27	244.112	530.679	142,1
Totales y promedios	29,1	0,71	0,21	623.620	2.144.068	445,4

Fuente: MAPA, 2007

