



UNIVERSIDAD DE LEÓN

**Programa de Doctorado en Ingeniería de Producción y
Computación**

TESIS DOCTORAL

**EVALUACIÓN ENERGÉTICA DEL PRETRATAMIENTO
TÉRMICO DE FANGOS DE UNA EDAR**

Directores

Dra Dña Xiomar Arleth Gómez Barrios

Dr D David Borge Diez

Tesis presentada por

José García Cascallana

para optar al grado de Doctor

León, octubre de 2019

AGRADECIMIENTOS

Realizar este trabajo tan duro de forma tan disciplinada y constante nunca habría podido ser llevado a cabo sin la ayuda inestimable de una serie de personas e instituciones.

Lo primero de todo, me gustaría agradecer de forma especial a mis directores de tesis, Dra Dña Xiomar Gómez Barrios y Dr D David Borge Diez por el gran apoyo recibido, estupendas recomendaciones sobre la materia, orientación, seguimiento y motivación, así como la paciencia mostrada conmigo en todo momento.

También me gustaría expresar mi gratitud a la profesora de la Universidad de León Dña Ana María Diez Suárez por ser quien me orientó positivamente de cara a poder realizar esta tesis en la Universidad de León.

Especialmente agradecido estoy con D Arsenio Costilla Gutiérrez, jefe de planta de la depuradora de aguas residuales de Burgos, antiguo alumno de la Universidad de León, por la gran atención recibida durante la etapa en que los dos trabajábamos con la empresa Socamex S.A en las obras de ampliación de la citada depuradora y por ser él quien, un día de septiembre de 2015 me animó a realizar una tesis sobre la hidrólisis térmica de fangos. A partir de este momento, siempre me atendió con total dedicación y disponibilidad, aportándome todos los datos necesarios y resolviendo todas mis constantes y repetidas dudas.

También quiero dar las gracias a todo el personal de las bibliotecas públicas de este País en las que he permanecido durante muchos días redactando esta tesis, repartidas por una amplia parte de la geografía española, con un total de ellas frecuentadas que supera las cincuenta, estando distribuidas por numerosas localidades entre las provincias de León y Sevilla, pasando por Madrid y Guadalajara.

Tengo que realizar un especial reconocimiento a la Universidad de León, quien después de acogerme hace muchos años cuando empecé Ingeniería Técnica Industrial allá por la Calle Jesús Rubio de esta ciudad, ¡qué tiempos aquellos!, me ha permitido la oportunidad de poder presentar esta tesis.

Y, por supuesto, un agradecimiento muy profundo va dirigido para mi mujer, María, la cual, sin su inestimable apoyo, consejos, comprensión, paciencia, compañía y el constante ánimo que me ha inculcado, esta tesis no habría llegado a su fin. Gracias María, de verdad también por estar conmigo tanto tiempo, tantas y tantas horas, siempre con lo mismo, tesis, tesis y más tesis.

<i>Tabla de contenidos</i>	I
<i>Índice de tablas</i>	V
<i>Índice de figuras</i>	XI
<i>Resumen</i>	XIX
<i>Abstract</i>	XXI

TABLA DE CONTENIDOS

Capítulo 1. Introducción general	1
1.1. Planteamiento del problema.....	3
1.2. Justificación del tema objeto de la tesis.....	6
1.3. Hipótesis de trabajo planteadas.....	7
1.4. Referencias.....	8
Capítulo 2. Estado del arte de la hidrólisis térmica y objetivos de la tesis	11
2.1. Introducción.....	13
2.2. Descripción del proceso de digestión anaerobia.....	15
2.3. Biogás.....	22
2.4. Hidrólisis térmica y otros pretratamientos.....	24
2.5. Tecnologías de hidrólisis térmica.....	34
2.6. Tecnología Cambi.....	35
2.7. Tecnología Biothelys.....	46
2.8. Tecnología Exelys.....	49
2.9. Tecnología Turbotec.....	54
2.10. Tecnología Haarslev.....	56
2.11. Tecnología Lysotherm.....	59
2.12. Tecnología Aqualysis.....	62
2.13. Tecnología tH ₄ ⁺	64
2.14. Otras tecnologías de hidrólisis térmica.....	66
2.15. Objetivos de la tesis.....	67
2.16. Estructura de la tesis.....	69
2.17. Referencias.....	70
Capítulo 3. Metodología	79
3.1. Introducción.....	81
3.2. Escenario 1, descripción de la planta.....	82
3.3. Escenarios 2, 3 y 4, descripción de planta.....	88
3.4. Escenarios 2, 3 y 4, bloques comunes al proceso.....	95
3.5. Escenario 2, tecnologías de hidrólisis térmica analizadas.....	101
3.6. Escenario 3, proceso de hidrólisis térmica Cambi de la EDAR de Burgos.....	106
3.7. Escenario 4, mejoras energéticas al escenario 3.....	108
3.8. Referencias.....	113

TABLA DE CONTENIDOS

Capítulo 4. Balance energético del escenario 1, EDAR de Burgos con digestión anaerobia.....	115
4.1. Introducción.....	117
4.2. Balance de masa y energía de la línea de fangos.....	119
4.3. Balance de masa y energía de la línea de biogás.....	129
4.4. Balance de generación de generación de energía eléctrica.....	133
4.5. Escenario 1, parámetros de referencia.....	133
4.6. Resultados del balance de masa y energía de la línea de fangos.....	139
4.7. Resultados del balance de masa y energía de la línea de biogás.....	144
4.8. Resultados del balance de generación de energía eléctrica.....	152
4.9. Resultados del balance anual de masa y energía del proceso.....	153
4.10. Referencias.....	156
Capítulo 5. Balance energético del escenario 2, diferentes tecnologías de hidrólisis térmica.....	159
5.1. Introducción.....	161
5.2. Balance de masa y energía de la línea de fangos.....	166
5.3. Balance de masa y energía de línea de biogás.....	175
5.4. Resultados de los balances.....	189
5.4.1. Tecnología Cambi.....	192
5.4.2. Tecnología Biothelys.....	203
5.4.3. Tecnología Exelys.....	208
5.4.4. Tecnología Turbotec.....	214
5.4.5. Tecnología Haarslev.....	222
5.4.6. Tecnología Lysotherm.....	226
5.4.7. Tecnología Aqualysis.....	229
5.4.8. Tecnología tH ₄ ⁺	233
5.5. Análisis energético comparativo de las tecnologías de hidrólisis térmica.....	242
5.6. Plantas de hidrólisis térmica en operación actual en el mundo.....	246
5.7. Referencias.....	251
Capítulo 6. Balance energético del escenario 3, EDAR de Burgos con pretratamiento de hidrólisis térmica convencional.....	259
6.1. Introducción.....	261
6.2. Descripción de los bloques de funcionamiento.....	264
6.3. Resultados del balance de masa y energía de la línea de fangos.....	273
6.4. Resultados del balance de masa y energía de la línea de biogás.....	297
6.5. Resultados del balance de generación de energía eléctrica.....	316
6.6. Evolución de los parámetros de operación de la planta en la línea de fangos y biogás.....	319
6.7. Balance de masa y energía del proceso.....	324
6.8. Análisis de sensibilidad del flujo másico de sólidos volátiles de entrada al proceso.....	326
6.9. Comparación entre los escenarios 1 y 3.....	328

6.10. Balance económico y análisis de viabilidad.....	336
6.11. Encaje técnico de la planta de hidrólisis térmica de Burgos.....	345
6.12. Encaje económico de la planta de hidrólisis térmica de Burgos.....	351
6.13. Referencias.....	361
Capítulo 7. Artículo publicado “Enhancing the efficiency of thermal hydrolysis process in wastewater treatment plants by the use of steam accumulation”	365
7.1. Introducción.....	371
7.2. Materials and methods.....	373
7.2.1. Description of the Burgos WWTP.....	373
7.2.2. Description of scenarios.....	374
7.2.3. Operating parameters of the WWTP.....	375
7.2.4. Calculation of biogas and electrical energy production.....	377
7.2.4.1. Biogas production.....	377
7.2.4.2. Electrical energy production of the THP scenario.....	377
7.2.4.3. Electrical energy production of THSA.....	379
7.2.5. Steam accumulator calculation of THSA.....	380
7.2.6. Economic analysis.....	382
7.3. Results and discussion.....	383
7.3.1. Steam accumulator design and THSA.....	383
7.3.2. Mass and energy balance of the process.....	387
7.3.2.1. Operating point for the system of engines and recovery boiler.....	387
7.3.2.2. Variation of different parameters as a function of live steam flow.....	389
7.3.2.3. Comparison of the energy balance between THP and THSA scenarios.....	390
7.4. Economic analysis.....	392
7.5. Conclusions.....	393
7.6. References.....	393
Capítulo 8. Balance energético del escenario 4, mejoras al proceso integral del pretratamiento de hidrólisis térmica de fangos de la EDAR de Burgos.....	397
8.1. Introducción.....	399
8.1.1. Tipos de mejoras energéticas propuestas.....	400
8.1.2. Análisis de la interacción de cada una de las mejoras energéticas simples planteadas.....	407
8.1.3. Restricciones.....	409
8.2. Mejoras simples.....	410
8.2.1. a ₁₁ . Incremento de la temperatura del fango postespesado.....	410
8.2.2. a ₁₂ . Incremento de la concentración del fango postespesado.....	422
8.2.3. a ₁₃ . Introducción de fango primario sin hidrolizar en los digestores.....	428
8.2.4. a ₂₁ . Incremento de la temperatura del agua de alimentación a la caldera mediante fango hidrolizado....	433

TABLA DE CONTENIDOS

8.2.5. a ₂₂ . Incremento de la temperatura del agua de alimentación a la caldera mediante los gases de escape.....	436
8.2.6. a ₃₁ . Disminución del flujo másico de vapor vivo nominal de la caldera.....	441
8.2.7. a ₃₂ . Acumulación de vapor.....	446
8.2.8. b ₁ . Incorporación de un nuevo motogenerador de menor potencia eléctrica nominal.....	453
8.2.9. b ₂ . Combustión de biogás sobrante en la antorcha.....	457
8.2.10. c. Almacenamiento reversible de biogás en gasómetros.....	459
8.2.11. d ₁ . Hidrólisis térmica intermedia ITHP.....	470
8.2.12. d ₂ . Solidream.....	472
8.2.13. e. Unidad de hidrólisis térmica Cambi tipo continua.....	474
8.3. Matriz de mejoras simples optimizadas.....	474
8.4. Matriz de mejoras compuestas optimizadas.....	476
8.5. Balance económico y análisis de viabilidad.....	478
8.6. Referencias.....	483
Capítulo 9. Conclusiones.....	485
Anejo A. Escenario 4, inversión necesaria y beneficio total económico anual obtenido tras la implantación de las mejoras simples y compuestas.....	491
A1. Inversión necesaria.....	493
A.2. Beneficio económico parcial anual obtenido.....	495
A.3. Costes de operación.....	498
A.4. Beneficio económico total anual obtenido.....	499
A.5. Referencias.....	500

ÍNDICE DE TABLAS

Capítulo 2. Estado del arte de la hidrólisis térmica de fangos y objetivos de la tesis

Tabla 2.1. Composición genérica del biogás.....	23
Tabla 2.2. Clasificación de las diferentes tecnologías de hidrólisis térmica.....	34
Tabla 2.3. Especificaciones generales de la tecnología Cambi.....	35
Tabla 2.4. Parámetros de cálculo adoptados y de referencia de la tecnología Cambi tipo convencional.....	37
Tabla 2.5. Parámetros de operación de la tecnología Cambi tipo sólo fango secundario hidrolizado.....	39
Tabla 2.6. Parámetros de operación de la tecnología Cambi tipo hidrólisis intermedia (ITHP).....	41
Tabla 2.7. Parámetros de operación de la tecnología Cambi tipo solidstream.....	44
Tabla 2.8. Especificaciones generales de la tecnología Biothelys.....	47
Tabla 2.9. Parámetros de cálculo adoptados y de referencia de la tecnología Biothelys.....	48
Tabla 2.10. Especificaciones generales de la tecnología Exelys.....	49
Tabla 2.11. Parámetros de operación de la tecnología Exelys tipo DLD.....	51
Tabla 2.12. Parámetros de cálculo adoptados y de referencia de la tecnología Exelys.....	54
Tabla 2.13. Especificaciones generales de la tecnología Turbotec.....	54
Tabla 2.14. Parámetros de cálculo adoptados y de referencia de la tecnología Turbotec.....	56
Tabla 2.15. Especificaciones generales de la tecnología Haarslev.....	57
Tabla 2.16. Parámetros de cálculo adoptados y de referencia de la tecnología Haarslev.....	58
Tabla 2.17. Especificaciones generales de la tecnología Lysotherm.....	59
Tabla 2.18. Parámetros de cálculo adoptados y de referencia de la tecnología Lysotherm.....	61
Tabla 2.19. Especificaciones generales de la tecnología Aqualysis.....	62
Tabla 2.20. Parámetros de cálculo adoptados y de referencia de la tecnología Aqualysis.....	63
Tabla 2.21. Especificaciones generales de la tecnología tH ₄ ⁺	64
Tabla 2.22. Parámetros de cálculo adoptados y de referencia de la tecnología tH ₄ ⁺	65

Capítulo 3. Metodología

Tabla 3.1. Principales consideraciones al análisis de los escenarios 2, 3 y 4.....	96
Tabla 3.2. Bloques de división de la línea de fangos de los escenarios 2, 3 y 4.....	97
Tabla 3.3. Bloques de división de la línea de biogás de los escenarios 2, 3 y 4.....	99
Tabla 3.4. Opciones de mejoras compuestas planteadas.....	112

Capítulo 4. Balance energético del escenario 1, EDAR de Burgos con digestión anaerobia

Tabla 4.1. Dimensiones geométricas y coeficientes térmicos de los cerramientos de los digestores.....	126
Tabla 4.2. Parámetros de los gasómetros.....	132
Tabla 4.3. Valores medios de los flujos volumétricos de entrada de aguas residuales, fangos y su contenido en sólidos.....	135
Tabla 4.4. Valores medios del flujo volumétrico diario de fango deshidratado, concentración del fango deshidratado y de los centrados y consumo específico de polielectrolito.....	136
Tabla 4.5. Valores medios de los parámetros ambientales de los digestores.....	137

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 4.6. Valores medios de la producción diaria volumétrica y energética de biogás, potencia y energía eléctrica anual generada y consumida.....	138
Tabla 4.7. Parámetros operacionales y energéticos del bloque digestores.....	140
Tabla 4.8. Ecuaciones de cálculo de los parámetros energéticos de los motogeneradores.....	147
Tabla 4.9. Potencia eléctrica generada mediante el acoplamiento de motogeneradores.....	148
Tabla 4.10. Desglose de la potencia térmica útil de los motogeneradores.....	149
Tabla 4.11. Potencia térmica útil, rendimientos y relación trabajo/calor de los motogeneradores.....	151
Tabla 4.12. Balance de generación de energía eléctrica.....	153
Tabla 4.13. Rendimientos, factor de aprovechamiento de la energía térmica útil y relación trabajo/calor del proceso.....	155
 <i>Capítulo 5. Balance energético del escenario 2, diferentes tecnologías de pretratamiento de hidrólisis térmica existentes en la actualidad</i>	
Tabla 5.1. Parámetros comunes de la línea de fangos de los escenarios 2, 3 y 4.....	163
Tabla 5. 2. Parámetros comunes de la línea de biogás de los escenarios 2, 3 y 4.....	164
Tabla 5.3. Parámetros comunes ambientales de los digestores de los escenarios 2, 3 y 4.....	165
Tabla 5.4. Parámetros geométricos de los motogeneradores M ₅₉₈ de los escenarios 2, 3 y 4.....	180
Tabla 5.5. Resto de parámetros de los motogeneradores M ₅₉₈ de los escenarios 2, 3 y 4.....	181
Tabla 5.6. Parámetros básicos de los alternadores de los escenarios 2, 3 y 4.....	182
Tabla 5.7. Parámetros ambientales y del biogás obtenidos en los digestores de la tecnología Cambi.....	197
Tabla 5.8. Parámetros energéticos obtenidos de los ciclos batch y medio de la tecnología Cambi.....	200
Tabla 5.9. Balance de generación de energía eléctrica y rendimientos de la tecnología Cambi.....	200
Tabla 5.10. Parámetros específicos obtenidos y de referencia de la tecnología Cambi.....	202
Tabla 5.11. Parámetros energéticos obtenidos de los ciclos batch y medio de la tecnología Biothelys.....	206
Tabla 5.12. Balance de generación de energía eléctrica y rendimientos de la tecnología Biothelys.....	206
Tabla 5.13. Parámetros específicos obtenidos y de referencia de la tecnología Biothelys.....	208
Tabla 5.14. Parámetros energéticos obtenidos de la tecnología Exelys.....	212
Tabla 5.15. Balance de generación de energía eléctrica y rendimientos de la tecnología Exelys.....	212
Tabla 5.16. Parámetros específicos obtenidos y de referencia de la tecnología Exelys.....	214
Tabla 5.17. Parámetros ambientales y biogás obtenido en los digestores de la tecnología Turbotec.....	218
Tabla 5.18. Parámetros energéticos obtenidos de la tecnología Turbotec.....	220
Tabla 5.19. Balance de generación de energía eléctrica y rendimientos de la tecnología Turbotec.....	220
Tabla 5.20. Parámetros específicos obtenidos y de referencia de la tecnología Turbotec.....	222
Tabla 5.21. Parámetros energéticos obtenidos de la tecnología Haarslev.....	224
Tabla 5.22. Balance de generación de energía eléctrica y rendimientos de la tecnología Haarslev.....	224
Tabla 5.23. Parámetros específicos obtenidos y de referencia de la tecnología Haarslev.....	226
Tabla 5.24. Parámetros energéticos obtenidos de la tecnología Lysotherm.....	227
Tabla 5.25. Balance de generación de energía eléctrica y rendimientos de la tecnología Lysotherm.....	228
Tabla 5.26. Parámetros específicos obtenidos y de referencia de la tecnología Lysotherm.....	229
Tabla 5.27. Parámetros energéticos obtenidos de la tecnología Aqualysis.....	231

Tabla 5.28. Balance de generación de energía eléctrica y rendimientos de la tecnología Aqualysis.....	231
Tabla 5.29. Parámetros específicos obtenidos y de referencia de la tecnología Aqualysis.....	232
Tabla 5.30. Parámetros ambientales y biogás obtenido en los digestores de la tecnología tH ₄ ⁺	234
Tabla 5.31. Parámetros energéticos obtenidos de la tecnología tH ₄ ⁺	240
Tabla 5.32. Balance de generación de energía eléctrica y rendimientos de la tecnología tH ₄ ⁺	240
Tabla 5.33. Parámetros específicos obtenidos y de referencia de la tecnología tH ₄ ⁺	241
Tabla 5.34. Parámetros operacionales, energéticos y específicos de las ocho tecnologías.....	243
Tabla 5.35. Resumen comparativo de las ocho tecnologías de hidrólisis térmica.....	246
Tabla 5.36. Plantas de hidrólisis térmica en operación actual en el mundo y capacidad de tratamiento de ST por año según cada tecnología.....	247
Tabla 5.37. Plantas de hidrólisis térmica en funcionamiento actual en España.....	248
Tabla 5.38. Plantas de hidrólisis térmica Cambi y capacidad de tratamiento según los diferentes países.....	248
Tabla 5.39. Plantas de hidrólisis térmica y capacidad de tratamiento para las restantes tecnologías.....	249
 Capítulo 6. Balance energético del escenario 3, EDAR de Burgos con pretratamiento de hidrólisis térmica convencional.	
Tabla 6.1. Parámetros de diseño de la unidad de hidrólisis térmica Cambi THP-B6.2.....	267
Tabla 6.2. Parámetros de diseño del bloque CLEARGREEN.....	272
Tabla 6.3. Parámetros obtenidos del ciclo batch.....	276
Tabla 6.4. Ciclo de operación de los reactores.....	280
Tabla 6.5. Pérdidas de potencia térmica y eléctrica motivada por los gases de proceso.....	290
Tabla 6.6. Parámetros operacionales, energéticos y de referencia del bloque digestores.....	291
Tabla 6.7. Etapas y subciclos de diseño del ciclo de operación del bloque CLEARGREEN.....	295
Tabla 6.8. Comparación de los procesos de nitrificación-desnitrificación vía nitrato y nitrito de los escenarios 1 y 3 y ciclos continuo y batch.....	297
Tabla 6.9. Rango de puntos de operación del ciclo batch.....	300
Tabla 6.10. Rango de puntos de operación del ciclo medio.....	302
Tabla 6.11. Potencia térmica útil, rendimientos y relación trabajo/calor del bloque motogeneradores.....	306
Tabla 6.12. Parámetros de diseño del bloque caldera de recuperación.....	308
Tabla 6.13. Parámetros operacionales del bloque caldera de recuperación.....	309
Tabla 6.14. Datos de partida de cálculo del intercambiador de vapor.....	314
Tabla 6.15. Balance de generación de energía eléctrica bruta.....	317
Tabla 6.16. Balance de generación de energía eléctrica neta.....	319
Tabla 6.17. Potencia térmica aprovechada, rendimientos y factor de aprovechamiento de la energía térmica útil del proceso.....	326
Tabla 6.18. Comparación entre los parámetros ambientales y operacionales de los digestores de los escenarios 1 y 3.....	329
Tabla 6.19. Comparación del balance de masa de la línea de fangos de los escenarios 1 y 3.....	330
Tabla 6.20. Comparación de los balances energéticos de los escenarios 1 y 3.....	332
Tabla 6.21. Inversión realizada en obra civil y equipos electromecánicos de nueva incorporación.....	338

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 6.22. Periodos de facturación de la tarifa ATR 6.2.....	339
Tabla 6.23. Precio unitario de facturación de cada periodo de la tarifa ATR 6.2.....	339
Tabla 6.24. Beneficio económico anual obtenido a partir del incremento de generación de energía eléctrica del escenario 3.....	341
Tabla 6.25. Beneficio económico anual obtenido mediante la disminución del transporte y tratamiento del fango deshidratado del escenario 3.....	341
Tabla 6.26. Beneficio económico anual obtenido mediante el incremento en el consumo de polielectrolito del escenario 3.....	341
Tabla 6.27. Beneficio económico total anual del escenario 3.....	342
Tabla 6.28. Periodos de amortización y TIR del escenario 3.....	343
Tabla 6.29. Beneficio obtenido a los 25 años de vida útil de la instalación del escenario 3.....	344
Tabla 6.30. Parámetros energéticos específicos de varias plantas de hidrólisis térmica.....	345
Tabla 6.31. Potencia eléctrica de motogeneradores y flujo másico de vapor vivo de las calderas en función del tipo de planta Cambi.....	347
Tabla 6.32. Ratio de capacidad anual de procesamiento por volumen de digestores para un total de 14 plantas Cambi del Reino Unido.....	352
Tabla 6.33. Año de comienzo de funcionamiento de las plantas Cambi de hidrólisis térmica en el Reino Unido.....	353
Tabla 6.34. Número de plantas Cambi de hidrólisis térmica en el Reino Unido según el año de comienzo de funcionamiento.....	353
Tabla 6.35. Precio de venta de energía eléctrica de tarifas FIT durante los años 2010-2018 en el Reino Unido.....	354
Tabla 6.36. Opciones de análisis económico de plantas Cambi del Reino Unido.....	356
Tabla 6.37. Beneficios obtenidos de las diferentes las opciones mediante la generación de energía eléctrica en el Reino Unido.....	356
 <i>Capítulo 7. Artículo publicado “Enhancing the efficiency of thermal hydrolysis process in wastewater treatment plants by the use of steam accumulation”.....</i>	
Table 1. Main operating parameters of the WWTP of the city of Burgos. Gas volumes expressed at STP conditions (0 °C and 100 kPa).....	376
Table 2. Parameters of the recovery boiler, accumulator and thermal hydrolysis.....	386
Table 3. Main energy parameters of THP and THSA scenarios.....	391
 <i>Capítulo 8. Balance energético del escenario 4, mejoras al proceso integral del pretratamiento de hidrólisis térmica de fangos de la EDAR de burgos.</i>	
Tabla 8.1. Clasificación general de las mejoras energéticas propuestas.....	407
Tabla 8.2. Análisis de la interacción obtenida para las mejoras energéticas simples.....	408
Tabla 8.3. Comparación entre los parámetros obtenidos para a_{11} del escenario 4 en el punto óptimo de funcionamiento y el escenario 3.....	421
Tabla 8.4. Comprobación entre los valores obtenidos para a_{11} y los de diseño.....	422

Tabla 8.5. Comparación entre los parámetros obtenidos para a_{12} del escenario 4 en el punto óptimo de funcionamiento y el escenario 3.....	427
Tabla 8.6. Comprobación entre los valores calculados para a_{12} y los de diseño.....	428
Tabla 8.7. Comparación entre los parámetros obtenidos para a_{13} del escenario 4 en el punto óptimo de funcionamiento y el escenario 3.....	433
Tabla 8.8. Comparación entre los parámetros obtenidos para a_{21} del escenario 4 en el punto óptimo de funcionamiento y el escenario 3.....	436
Tabla 8.9. Balance térmico del ciclo batch y medio en la caldera de nivel de agua variable.....	438
Tabla 8.10. Comparación entre los parámetros obtenidos para a_{22} del escenario 4 en el punto óptimo de funcionamiento y el escenario 3.....	441
Tabla 8.11. Comparación entre los parámetros obtenidos para a_{31} del escenario 4 en el punto óptimo de funcionamiento y el escenario 3.....	446
Tabla 8.12. Comparación entre los parámetros obtenidos para a_{32} del escenario 4 en el punto óptimo de funcionamiento y el escenario 3.....	452
Tabla 8.13. Comprobación entre los parámetros obtenidos de a_{32} y los de diseño.....	453
Tabla 8.14. Comparación del acoplamiento $2M_{598} + 1M_{331}$ frente a $3M_{598}$	456
Tabla 8.15. Intervalos de funcionamiento posibles con el acoplamiento del motogenerador M_{331} con los $2M_{598}$	457
Tabla 8.16. Intervalo posible de consumo de biogás en los motogeneradores.....	458
Tabla 8.17. Potencia, energía eléctrica generada y ahorro económico conseguido en las opciones I y II.....	469
Tabla 8.18. Comparación entre los parámetros obtenidos para d_1 del escenario 4 en el punto óptimo de funcionamiento y el escenario 3.....	471
Tabla 8.19. Comprobación entre los parámetros obtenidos para d_1 y los de diseño.....	472
Tabla 8.20. Comparación entre los parámetros obtenidos para d_2 del escenario 4 en el punto óptimo de funcionamiento y el escenario 3.....	473
Tabla 8.21. Comprobación entre los parámetros obtenidos para d_2 y los de diseño.....	473
Tabla 8.22. Matriz de mejoras simples optimizadas.....	475
Tabla 8.23. Matriz de mejoras compuestas optimizadas.....	477
Tabla 8.24. Balance económico y análisis de viabilidad de las mejoras simples y compuestas del escenario 4.....	480
 Anejo A. Escenario 4, inversión necesaria y beneficio total económico anual obtenido tras la implantación de las mejoras simples y compuestas	
Tabla A.1. Inversión necesaria para la obra civil e instalación de los equipos electromecánicos de las mejoras simples de los escenarios 4A y 4B.....	493
Tabla A.2. Inversión necesaria para la obra civil e instalación de los equipos electromecánicos de las mejoras compuestas de los escenarios 4A y 4B.....	494
Tabla A.3. Beneficio económico anual obtenido mediante el incremento de la generación de energía eléctrica por medio de las mejoras simples y compuestas de los escenarios 4A y 4B.....	495
Tabla A.4. Beneficio económico anual obtenido mediante la disminución del transporte y tratamiento del fango deshidratado para las mejoras simples y compuestas de los escenarios 4A y 4B.....	496

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla A.5. Beneficio económico anual obtenido mediante el incremento o disminución del consumo de polielectrolito en las mejoras simples y compuestas de los escenarios 4A y 4B.....	497
Tabla A.6. Costes de operación anuales en las mejoras simples y compuestas de los escenarios 4A y 4B.....	498
Tabla A.7. Beneficio económico total anual obtenido tras la implantación de las mejoras simples y compuestas de los escenarios 4A y 4B.....	499

ÍNDICE DE FIGURAS

Capítulo 2. Estado del arte de la hidrólisis térmica de fangos y objetivos de la tesis

Figura 2.1. Esquema general del capítulo 2.....	13
Figura 2.2. Fases o etapas principales de la digestión anaerobia.....	17
Figura 2.3. Descripción esquemática de los diferentes pretratamientos.....	27
Figura 2.4. Diagrama de flujo de la hidrólisis térmica Cambi tipo convencional.....	36
Figura 2.5. Diagrama de flujo de la hidrólisis térmica Cambi tipo sólo fango secundario.....	38
Figura 2.6. Diagrama de flujo de la hidrólisis térmica Cambi tipo intermedia (ITHP).....	40
Figura 2.7. Planta piloto Cambi tipo ITHP en Basingstoke.....	41
Figura 2.8. Diagrama de flujo de la hidrólisis térmica Cambi tipo solidstream.....	42
Figura 2.9. Planta de Amperverband con tecnología Cambi tipo solidstream.....	43
Figura 2.10. Unidad de hidrólisis térmica Cambi modelo THP-B6.2.....	44
Figura 2.11. Unidad de hidrólisis térmica Biothelys.....	47
Figura 2.12. Diagrama simplificado de operación de las tres tipologías existentes Exelys.....	49
Figura 2.13. Unidad de hidrólisis térmica Exelys.....	53
Figura 2.14. Unidad de hidrólisis térmica Turbotec.....	55
Figura 2.15. Unidad de hidrólisis térmica Haarslev.....	57
Figura 2.16. Unidad de hidrólisis térmica Lysotherm.....	60
Figura 2.17. Unidad experimental de hidrólisis térmica Aqualysis.....	62
Figura 2.18. Unidad experimental de hidrólisis térmica tH ₄ ⁺	64
Figura 2.19. Objetivos principales de la tesis.....	67
Figura 2.20. Objetivos específicos de la tesis.....	68

Capítulo 3. Metodología

Figura 3.1. Esquema general del capítulo 3.....	82
Figura 3.2. Diagrama de flujo de la línea de aguas residuales del escenario 1.....	84
Figura 3.3. Diagrama de flujo de la línea de fangos del escenario 1.....	85
Figura 3.4. Diagrama de flujo de la línea de biogás del escenario 1.....	86
Figura 3.5. Diagrama de flujo de agitación de biogás en los digestores del escenario 1.....	87
Figura 3.6. Diagrama de flujo de la línea de generación eléctrica del escenario 1.....	87
Figura 3.7. Diagrama de flujo de la línea de aguas residuales de los escenarios 2, 3 y 4.....	91
Figura 3.8. Diagrama de flujo de la línea de fangos de los escenarios 2, 3 y 4.....	94
Figura 3.9. Equipamiento del colector general de los escenarios 2, 3 y 4.....	94
Figura 3.10. Diagrama de flujo de la línea de biogás de los escenarios 2, 3 y 4.....	95

Capítulo 4. Balance energético del escenario 1, EDAR de Burgos con digestión anaerobia

Figura 4.1. Esquema general del capítulo 4.....	118
Figura 4.2. Diagrama general de proceso del escenario 1.....	119
Figura 4.3. Espesamiento de fangos.....	120

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 4.4. Diagrama de bloques con nomenclatura para el cálculo del balance de masa y energía de la línea de fangos del escenario 1.....	123
Figura 4.5. Digestión anaerobia.....	127
Figura 4.6. Deshidratación de fangos.....	129
Figura 4.7. Secciones transversales de un digestor.....	130
Figura 4.8. Motogeneración del escenario 1.....	133
Figura 4.9. Parámetros de partida de aguas residuales y fango.....	134
Figura 4.10. Parámetros de partida del fango deshidratado y polielectrolito.....	136
Figura 4.11. Parámetros energéticos de partida.....	138
Figura 4.12. Balance de masa y energía del bloque arqueta de fangos mixtos.....	139
Figura 4.13. Balance de masa y energía del bloque digestores.....	141
Figura 4.14. Balance de masa y energía del bloque deshidratación de fangos.....	143
Figura 4.15. Balance de masa y energía del bloque digestores y línea de biogás.....	145
Figura 4.16. Balance de energía del bloque motogeneradores.....	150
Figura 4.17. Balance de generación de energía eléctrica.....	152
Figura 4.18. Balance anual de masa de la línea de fangos del proceso.....	154
Figura 4.19. Balance de energía global simplificado del proceso.....	155

Capítulo 5. Balance energético del escenario 2, diferentes tecnologías de pretratamiento de hidrólisis térmica existentes en la actualidad

Figura 5.1. Esquema general del capítulo 5.....	162
Figura 5.2. Diagrama general del proceso de los escenarios 2, 3 y 4.....	166
Figura 5.3. Diagrama de bloques con nomenclatura para el cálculo del balance de masa y energía de la línea de fangos de los escenarios 2, 3 y 4.....	167
Figura 5.4. Postespesado de los escenarios 2, 3 y 4.....	169
Figura 5.5. Intercambiador de fango hidrolizado de los escenarios 2, 3 y 4.....	171
Figura 5.6. Anillo de mezcla de los escenarios 2, 3 y 4.....	173
Figura 5.7. Deshidratación de fangos de los escenarios 2, 3 y 4.....	174
Figura 5.8. CLEARGREEN de los escenarios 2, 3 y 4.....	175
Figura 5.9. Agitación de biogás en digestores de los escenarios 2, 3 y 4.....	177
Figura 5.10. Gasómetros de los escenarios 2, 3 y 4.....	178
Figura 5.11. Motogeneración de los escenarios 2, 3 y 4.....	182
Figura 5.12. Calderas de recuperación del escenario 2.....	185
Figura 5.13. Cálculo del punto de operación del sistema motogeneradores-caldera.....	186
Figura 5.14. Líneas de tendencia de los parámetros de los motogeneradores de los escenarios 2, 3 y 4.....	191
Figura 5.15. Esquema de la unidad de hidrólisis térmica Cambi para el planteamiento de las ecuaciones de cálculo del ciclo batch y medio.....	192
Figura 5.16. Diagramas de precalentamiento y calentamiento del fango de la tecnología Cambi.....	195
Figura 5.17. Balance de energía de la línea de biogás de la tecnología Cambi.....	199

Figura 5.18. Diagrama de operación, parámetros y balance de masa y energía de la línea de fangos del ciclo medio de la tecnología Cambi.....	201
Figura 5.19. Diagrama de operación de los reactores de la tecnología Biothelys.....	204
Figura 5.20. Diagramas de precalentamiento y calentamiento del fango de la tecnología Biothelys.....	204
Figura 5.21. Balance de energía de la línea de biogás de la tecnología Biothelys.....	205
Figura 5.22. Diagrama de operación, parámetros, balance de masa y energía de la línea de fangos del ciclo medio de la tecnología Biothelys.....	207
Figura 5.23. Diagrama de flujo para el cálculo de la unidad de hidrólisis térmica de la tecnología Exelys.....	208
Figura 5.24. Diagramas de precalentamiento y calentamiento del fango de la tecnología Exelys.....	211
Figura 5.25. Balance de energía de la línea de biogás de la tecnología Exelys.....	211
Figura 5.26. Diagrama de operación, parámetros y balance de masa y energía de la línea de fangos de la tecnología Exelys.....	213
Figura 5.27. Diagrama de flujo para el cálculo de la unidad de hidrólisis térmica de la tecnología Turbotec.....	215
Figura 5.28. Diagramas de precalentamiento y calentamiento del fango de la tecnología Turbotec.....	218
Figura 5.29. Balance de energía de la línea de biogás de la tecnología Turbotec.....	219
Figura 5.30. Diagrama de operación, parámetros y balance de masa y energía de la línea de fangos de la tecnología Turbotec.....	221
Figura 5.31. Diagramas de precalentamiento y calentamiento del fango de la tecnología Haarslev.....	223
Figura 5.32. Balance de energía de la línea de biogás de la tecnología Haarslev.....	223
Figura 5.33. Diagrama de operación, parámetros y balance de masa y energía de la línea de fangos de la tecnología Haarslev.....	225
Figura 5.34. Diagramas de precalentamiento y calentamiento del fango de la tecnología Lysotherm.....	226
Figura 5.35. Balance de energía de la línea de biogás de la tecnología Lysotherm.....	227
Figura 5.36. Diagrama de operación, parámetros y balance de masa y energía de la línea de fangos de la tecnología Lysotherm.....	228
Figura 5.37. Diagramas de precalentamiento y calentamiento del fango de la tecnología Aqualysis.....	230
Figura 5.38. Balance de energía de la línea de biogás de la tecnología Aqualysis.....	230
Figura 5.39. Diagrama de operación, parámetros y balance de masa y energía de la línea de fangos de la tecnología Aqualysis.....	232
Figura 5.40. Diagramas de precalentamiento y calentamiento del fango de la tecnología tH ₄ ⁺	233
Figura 5.41. Diagrama de operación del proceso con termocompresor de vapor flash de la tecnología tH ₄ ⁺	235
Figura 5.42. Esquema de un termocompresor de vapor.....	236
Figura 5.43. Cálculo de la relación de compresión del termocompresor de vapor flash.....	237
Figura 5.44. Balance de masa y energía del termocompresor de vapor flash de reactores y flash tank.....	238
Figura 5.45. Balance de energía de la línea de biogás de la tecnología tH ₄ ⁺	239
Figura 5.46. Diagrama de operación, parámetros y balance de masa y energía de la línea de fangos de la tecnología tH ₄ ⁺	241
Figura 5.47. Plantas de hidrólisis térmica en el mundo.....	250

ÍNDICE DE FIGURAS

Capítulo 6. Balance energético del escenario 3, EDAR de Burgos con pretratamiento de hidrólisis térmica convencional.

Figura 6.1. Esquema general del capítulo 6.....	261
Figura 6.2. Diagrama general del proceso del escenario 3.....	263
Figura 6.3. Diagrama de flujo de operación del bloque postespesado.....	265
Figura 6.4. Esquema de la unidad de hidrólisis térmica Cambi THP-B6.2 para el planteamiento de las ecuaciones de cálculo del ciclo batch y ciclo medio.....	266
Figura 6.5. Unidad de hidrólisis térmica THP-B6.2.....	268
Figura 6.6. Diagrama de flujo de operación del bloque deshidratación de fangos.....	270
Figura 6.7. Balance de masa y energía del bloque postespesado.....	274
Figura 6.8. Diagrama de flujo de operación del bloque unidad de hidrólisis térmica THP-B6.2.....	275
Figura 6.9. Balance de masa y energía del bloque unidad de hidrólisis térmica THP-B6.2 operando mediante ciclo batch en un reactor.....	277
Figura 6.10. Balance de masa y energía del bloque unidad de hidrólisis térmica THP-B6.2 operando mediante ciclo medio.....	279
Figura 6.11. Evolución termodinámica del fango en los reactores en función del tiempo.....	280
Figura 6.12. Evolución del ciclo de funcionamiento de los reactores en función del tiempo.....	281
Figura 6.13. Evolución del ciclo de funcionamiento del flash-tank en función del tiempo.....	283
Figura 6.14. Evolución del ciclo de funcionamiento del pulper en función del tiempo.....	284
Figura 6.15. Evolución de la masa de fango en pulper, reactores y flash-tank.....	285
Figura 6.16. Evolución de parámetros del fango en pulper, reactores y flash-tank en función del tiempo.....	286
Figura 6.17. Evolución de la inyección de vapor.....	286
Figura 6.18. Diagrama de precalentamiento y calentamiento del fango de la unidad de hidrólisis térmica....	288
Figura 6.19. Intercambiador de gases de proceso.....	289
Figura 6.20. Balance de masa y energía del bloque digestores.....	291
Figura 6.21. Balance de masa y energía del bloque deshidratación de fangos.....	292
Figura 6.22. Aspecto visual de varios tipos de fangos.....	293
Figura 6.23. Balance de masa y energía del bloque CLEARGREEN.....	294
Figura 6.24. Rectas de consumo de biogás del sistema motogeneradores-caldera y de la caldera.....	298
Figura 6.25. Rectas de consumo de biogás del sistema motogeneradores-caldera y de la caldera con flujo de SV máximo, diseño y mínimo.....	301
Figura 6.26. Balance de masa y energía de la línea de biogás del ciclo batch y medio.....	303
Figura 6.27. Balance de energía de la línea de biogás en función del tiempo.....	304
Figura 6.28. Evolución de parámetros energéticos en el bloque gasómetros en función del tiempo.....	305
Figura 6.29. Balance de energía del bloque motogeneradores.....	306
Figura 6.30. Circuitos de refrigeración principal, auxiliar y de emergencia de los motogeneradores.....	307
Figura 6.31. Caldera de recuperación de la EDAR de Burgos.....	308
Figura 6.32. Diagrama de los circuitos de agua-vapor y gases de la caldera.....	310
Figura 6.33. Aportación porcentual de la energía térmica necesaria en el bloque caldera de recuperación.....	311

Figura 6.34. Balance de masa y energía del bloque caldera de recuperación en funcionamiento ciclo batch y medio.....	312
Figura 6.35. Diagrama de energía del bloque caldera de recuperación en función del tiempo.....	313
Figura 6.36. Balance de masa y energía del intercambiador de vapor.....	315
Figura 6.37. Balance de generación de energía eléctrica bruta.....	316
Figura 6.38. Balance de autoconsumo total de energía eléctrica.....	318
Figura 6.39. Evolución de la presión y temperatura del fango desde arqueta de fangos mixtos hasta silo de deshidratación.....	320
Figura 6.40. Evolución de la concentración y flujo volumétrico de los fangos desde arqueta de fangos mixtos hasta silo de deshidratación.....	322
Figura 6.41. Evolución de la presión y temperatura de la línea de biogás desde digestores a motogeneradores y caldera.....	324
Figura 6.42. Balance anual de masa de la línea de fangos del proceso	324
Figura 6.43. Balance de energía global simplificado del proceso.....	325
Figura 6.44. Evolución de parámetros en función del flujo másico de SV de entrada.....	328
Figura 6.45. Principales diferencias entre la digestión anaerobia del escenario 1 y la hidrólisis térmica del escenario 3 en la digestión y deshidratación de fangos.....	331
Figura 6.46. Comparación entre escenarios 1 y 3.....	335
Figura 6.47. Resultados del balance económico del escenario 3.....	344
Figura 6.48. Parámetros específicos.....	349
Figura 6.49. Resumen del balance económico del escenario 3 y de las opciones A, B, C, D y E.....	358
 Capítulo 7. Artículo publicado “Enhancing the efficiency of thermal hydrolysis process in wastewater treatment plants by the use of steam accumulation”	
Figure 1. Schematic representation of the sludge line treatment considering the installation of a thermal storage system.....	375
Figure 2. Schematic representation of the thermal storage system: recovery boiler and steam accumulator....	380
Figure 3. a) Variation of the required volume of the steam accumulator as a function of accumulation pressure. b) Flash steam generated (expressed as percentage) as a function of the accumulation pressure.....	384
Figure 4. a) Diagram of the mass of sludge in the pulper, reactors and flash-tank when filling-emptying operations. b) Live steam injection diagram of reactors 1 and 2, steam average flow and diagram of the saturated water mass in the accumulator as a function of time.....	385
Figure 5. a) Representation of the consumption of biogas for the recovery boiler and the CHP engines for the THP and b) THSA scenario. (c) Average thermal power obtained for THP and THSA.....	388
Figure 6. Average thermal power balance for the THP and THSA scenario.	389
Figure 7. THSA scenario. a) Consumption of biogas and electrical power generated as a function of the flow of live steam supplied to the thermal hydrolysis reactors. (b) Biogas consumption of the recovery boiler and biogas needs for this unit expressed as percentage of the total biogas available as a function of live steam flow.....	390
 Capítulo 8. Balance energético del escenario 4, mejoras al proceso integral del pretratamiento de hidrólisis térmica de fangos de la EDAR de Burgos	

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 8.1. Esquema general del capítulo 8.....	400
Figura 8.2. Fundamento y objetivos económicos a conseguir tras la implantación de las mejoras energéticas simples y compuestas.....	401
Figura 8.3. Balance de potencia térmica de la caldera de recuperación.....	401
Figura 8.4. Balance total de energía de los motogeneradores.....	404
Figura 8.5. Instalación de un intercambiador de calor fango-fango para precalentamiento del fango postespesado de entrada al pulper.....	412
Figura 8.6. Evolución de la temperatura del pulper, reactor y flash-tank en función de la del fango postespesado.....	414
Figura 8.7. Evolución de la presión del pulper, reactor y flash-tank en función de la temperatura del fango postespesado.....	416
Figura 8.8. Evolución del consumo bruto y específico de vapor vivo en el reactor en función de la temperatura del fango postespesado.....	417
Figura 8.9. Evolución del consumo específico de vapor en los reactores según las ecuaciones de esta tesis con y sin punto de inflexión y referencia Ringoot.....	418
Figura 8.10. Evolución del flujo másico, potencia térmica y entalpía específica del vapor flash del flash-tank en función de la temperatura del fango postespesado.....	419
Figura 8.11. Evolución de la concentración del pulper, reactor y flash-tank en función de la temperatura del fango postespesado.....	420
Figura 8.12. Evolución de la potencia eléctrica generada, consumo de biogás en motogeneradores y caldera y porcentaje de consumo en la caldera respecto al total producido en función de la temperatura del fango postespesado.....	420
Figura 8.13. Evolución del consumo bruto y específico de vapor en función de la concentración del fango postespesado.....	424
Figura 8.14. Evolución del consumo específico de vapor vivo en función de la concentración del fango postespesado según las ecuaciones de esta tesis, Ringoot y Barber1.....	425
Figura 8.15. Evolución del flujo másico, potencia térmica y entalpía específica del vapor del flash-tank en función de la concentración del fango postespesado.....	426
Figura 8.16. Evolución de la potencia eléctrica, consumo de biogás en motogeneradores y caldera y porcentaje de consumo en caldera respecto al total producido en función de la concentración del fango postespesado.....	427
Figura 8.17. Introducción total o parcial de fango primario sin hidrolizar en los digestores.....	429
Figura 8.18. Evolución del consumo de vapor vivo en función del porcentaje X de fango primario sin hidrolizar.....	430
Figura 8.19. Evolución de la potencia eléctrica, producción de biogás y consumo de biogás en motogeneradores en función del porcentaje X de fango primario sin hidrolizar.....	432
Figura 8.20. Evolución del consumo de biogás en la caldera y porcentaje de consumo respecto al total producido en función del porcentaje X de fango primario sin hidrolizar.....	432
Figura 8.21. Calentamiento del agua de alimentación a la caldera de recuperación con fango hidrolizado a la salida del flash-tank.....	435

Figura 8.22. Esquema de funcionamiento de la caldera de nivel de agua variable.....	438
Figura 8.23. Caldera de recuperación de nivel de agua variable.....	440
Figura 8.24. Comparación de los tiempos del ciclo de los reactores para el punto de diseño y mejora a_{31}	443
Figura 8.25. Análisis de sensibilidad de a_{31} en función del flujo másico nominal de vapor vivo de la caldera.....	444
Figura 8.26. Inserción de un acumulador de vapor entre caldera de recuperación y unidad de hidrólisis térmica.....	447
Figura 8.27. Balance de masa y energía del acumulador de vapor durante el funcionamiento en las etapas de inyección y no inyección de vapor.....	448
Figura 8.28. Diagramas del acumulador de vapor.....	450
Figura 8.29. Diagramas del circuito agua-vapor del acumulador.....	451
Figura 8.30. Incorporación de un motogenerador adicional M_{331}	453
Figura 8.31. Potencia térmica del biogás disponible para ser consumido en los motogeneradores M_{598} según diferentes acoplamientos posibles.....	454
Figura 8.32. Evolución de la potencia eléctrica, consumo de biogás y rendimiento eléctrico del acoplamiento de motogeneradores en función del consumo de biogás.....	455
Figura 8.33. Márgenes de operación de dos motogeneradores M_{598} acoplados quemando el biogás excedente en la antorcha.....	458
Figura 8.34. Balance energético de producción-consumo de biogás para un batch de la opción I.....	462
Figura 8.35. Balance energético de producción-consumo de biogás para un batch de la opción II.....	463
Figura 8.36. Evolución del volumen acumulado de biogás en los gasómetros en función de la opción, periodo de funcionamiento y horas del día.....	466
Figura 8.37. Consumo de biogás en los motogeneradores, caldera de recuperación y gasómetros según el periodo del día.....	467
Figura 8.38. Potencia eléctrica generada durante los periodos P_6 , P_x y potencia media resultante para las opciones I y II.....	470
Figura 8.39. Potencia eléctrica generada neta y consumo de biogás en motogeneradores y caldera para las mejoras simples optimizadas.....	475
Figura 8.40. Potencia eléctrica generada neta y consumo de biogás en los motogeneradores y caldera para las opciones de mejoras compuestas.....	477
Figura 8.41. Balance económico de a_{32} y opción 8 según los escenarios 4A y 4B.....	481

RESUMEN.

Se requiere una gran cantidad de energía eléctrica para la depuración de las aguas residuales junto con un elevado coste económico asociado a dicha actividad. Una de las formas clásicas de reducir estos costes consiste en disminuir el consumo de energía eléctrica mediante el incremento en la eficiencia a lo largo de todo el proceso de depuración y otra es optimizar la generación de energía eléctrica y ajustar el autoconsumo de la planta en función del biogás producido en digestores. Esta tesis se ha basado en optimizar la producción de biogás y evaluar la eficiencia de generación eléctrica mediante la introducción al sistema de un proceso de hidrólisis térmica.

El *objetivo general* ha sido proporcionar un marco teórico-conceptual relativo al análisis energético-económico del proceso de pretratamiento de hidrólisis térmica de fangos antes de ser introducidos a digestión. Se ha considerado como escenario de evaluación la estación depuradora de aguas residuales de Burgos, con la misión de optimizar la generación de energía eléctrica. Para conseguir este objetivo, primeramente, se ha desarrollado el balance energético-económico de la depuradora dotada de un pretratamiento de hidrólisis térmica y después se ha optimizado dicho balance por medio de la propuesta de introducción de un grupo amplio de mejoras energéticas simples y compuestas.

Como *objetivos específicos*, se ha desarrollado el cálculo teórico de un conjunto de balances energético-económicos realizados sobre la estación depuradora según cuatro escenarios diferentes de análisis: (1) planta con digestión anaerobia convencional, (2) planta con inserción de ocho tecnologías diferentes de hidrólisis térmica existentes en el mercado mundial actual, (3) planta con hidrólisis térmica de tecnología Cambi tipo batch y (4) introducción de una serie de mejoras energéticas al escenario anterior.

La *metodología* adoptada ha permitido realizar el cálculo de los balances energéticos tomando como partida el *punto de diseño* de entrada de fango espesado primario y secundario con base en los datos reales registrados en la depuradora durante el periodo comprendido entre los años 2011-2015. Los valores de la producción específica de biogás, porcentaje de reducción de sólidos volátiles del fango y otros parámetros de cálculo han sido tomados de la propia estación depuradora y de referencias bibliográficas. Carácter fundamental ha tenido la obtención del *punto de operación* del sistema motogeneradores-caldera de recuperación, clave de todo el proceso de cálculo, pues a partir de la solución del sistema de ecuaciones ha sido posible establecer la cantidad de energía eléctrica generada gracias a las ecuaciones de las líneas

RESUMEN

de tendencia de los motogeneradores obtenidas a partir de los datos reales del fabricante. El *análisis de sensibilidad* realizado a las mejoras energéticas simples ha permitido obtener los puntos críticos y óptimos de funcionamiento del proceso con objeto de conseguir el máximo incremento en la generación eléctrica bajo el cumplimiento de las *restricciones planteadas* con objeto de operar de forma estable con el resto de procesos de la depuradora.

Los *resultados principales* obtenidos se pueden resumir principalmente en dos, por un lado, la producción bruta de biogás en los digestores con hidrólisis térmica ha aumentado un 31% con respecto a la misma planta con digestión anaerobia inicial, sin embargo, la cantidad neta disponible de biogás en los motogeneradores ha disminuido un 0,8%, disponiendo únicamente del 75,8% del total producido, mientras el 24,2% restante se ha consumido en la caldera de recuperación. La generación de energía eléctrica se ha elevado un 13,8% bruto y un 6,8% neto, habiéndose considerado las pérdidas por *gases de proceso y autoconsumo total* de energía eléctrica del nuevo equipamiento instalado. El periodo de amortización neto obtenido a partir de la inversión realizada conlleva a considerar esta alternativa como inviable económicamente. Sin embargo, se debe tener en cuenta el alto grado de reducción en la producción de fango que ha alcanzado un valor del 41,9%.

La aplicación de una amplia gama teórica de mejoras energéticas al proceso con hidrólisis térmica ha permitido incrementar de forma significativa la generación eléctrica. La mejora simple considerada como óptima ha sido la introducción de una unidad de *acumulación de vapor*, obteniendo un incremento en la generación de energía eléctrica del 13,3% bruta y 14,4% neto con respecto a la planta con hidrólisis térmica, resultado un periodo de amortización de 3 años. La opción de mejora compuesta óptima ha consistido en asociar una serie de mejoras simples, como son la elevación de la temperatura del fango postespesado, la acumulación de vapor y el almacenamiento reversible de biogás en gasómetros. Esta mejora se ha basado en incrementar la generación de electricidad y en optimizar el precio de compra a la red exterior, con unos incrementos del 7,2% bruto y 7,8% neto y un periodo de amortización final de 1,4 años, habiendo sido su mayor beneficio, la importación de energía eléctrica.

Las *conclusiones* han conllevado a considerar que la instalación de un proceso de pretratamiento de hidrólisis térmica Cambi tipo batch es más adecuado para una depuradora de nueva instalación o que requiere la sustitución completa de la línea de fangos, ya que la ventaja de la reducción de costes asociada la menor volumen de digestión se pierde en una instalación con digestores operativos en buen estado. El beneficio económico anual resultante ha sido bajo en comparación con la elevada inversión

ABSTRACT

It is well known the large amount of electricity necessary to properly purify wastewater and the high economic cost that such activity entails. One of the most classic ways to reduce these costs is to reduce the consumption of electricity throughout the entire treatment process and another is to optimize the generation of electrical energy from the biogas produced by anaerobic digestion. Although there are undoubtedly a large number of possible ways to save costs in the operation of a wastewater treatment plant in addition to the two previously proposed, this thesis has been based on optimizing only this second option.

The general objective was to provide a theoretical-conceptual framework related to the energy-economic analysis of the thermal hydrolysis pretreatment of thickened sludge before being introduced into anaerobic digestion of the wastewater treatment plant located in Burgos. The aim was to optimize the generation of electrical energy in order to reduce as much as possible the period of amortization of the initial investment after the installation of all the new equipment necessary for the thermal process. To achieve this objective, the energy-economic balance of the plant equipped with a hydrolysis unit has been obtained firstly and then this balance has been subsequently optimized through the introduction of a broad group of energy improvements.

As specific objectives, the theoretical calculation of a set of energy-economic balances made for the treatment plant has been developed according to four different scenarios: (1) plant with anaerobic digestion, (2) plant with insertion of eight different technologies to perform thermal hydrolysis existing in the market, (3) plant with thermal hydrolysis Cambi batch type technology and (4) introduction of a series of energy improvements to the previous scenario.

The methodology adopted has allowed to perform the entire calculation of the energy balances, taking as starting the design point of primary and secondary thickened sludge calculated based on data recorded in the treatment plant during the period between 2011-2015. A relevant factor was the operating performance of the engine-boiler recovery system, key of the entire calculation process, since the solution of the equations describing this system, made possible to establish the amount of electric energy generated thanks to the efficiency trend lines obtained of the engines from the actual manufacturer data. The sensitivity analysis made to the introduction of simple measurements for energy improvements has allowed us to obtain the critical and optimal points of operation for the process in order to achieve the maximum increase in the generation of electricity under compliance with the restrictions set.

ABSTRACT

The main results obtained can be summarized mainly in two, on the one hand, the gross production of biogas in digesters with thermal hydrolysis has increased by 31% compared to the same plant with anaerobic digestion, however, the net amount of biogas available in engines decreased 0.8%, having only 75.8% of the total produced, while the remaining 24.2% was consumed in the recovery boiler. The generation of electricity increased by 13.8% gross and 6.8% net, having considered the losses due to process gases and total self-consumption of electrical energy of the new equipment installed. The net amortization period obtained from the investment makes of this alternative an unfeasible option. However, it is a relevant fact the high degree of reduction in sludge production that has reached a value of 41.9%.

The application of a wide range of improvements measurements for increasing energy efficiency into the process under the working conditions of the thermal hydrolysis plant has allowed a significant increase in electricity generation. The best measurement which was considered as optimal was the introduction of a steam accumulation unit, obtaining an increase in the generation of electrical energy of 13.3% gross and 14.4% net with respect to the plant operating with thermal hydrolysis, giving as result a 3 year payback period. The sequence of measures considered as optimal was that one associated with a series of simple improvements, such as the elevation temperature of the thickened sludge, the accumulation of steam and the reversible storage of biogas in gasometers. This improvement has allowed the increase in the generation of electricity and optimized the purchase price from the external network, with increases of 7.2% gross and 7.8% net and a final amortization period of 1.4 years, with the import of electric energy representing the greatest benefit.

The conclusions have led to consider that the installation of a thermal hydrolysis process of Cambi batch type is more suitable for a treatment plant of new construction or for one requiring the complete replacement of the sludge line, since the advantage of reducing costs associated with the lower volume of digestion is lost in a facility with operating digesters in good conditions. The resulting annual economic benefit has been low compared to the high investment performed.

CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN GENERAL

1.1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.

Los fangos de depuradora son los residuos generados en las distintas etapas de tratamiento de las estaciones depuradoras de aguas residuales (EDAR), siendo una mezcla de agua y sólidos separados mediante diferentes procesos. El 49 % de los fangos de EDAR producidos en España eran tratados mediante digestión anaerobia en 2010 mientras la producción de fangos era de 1,1 Mt en 2012, siendo sus destinos finales, 80% aplicados a los suelos agrícolas, 7% incinerados, 7% eliminados en vertedero y 6% destinados a otros usos como la aplicación en suelos distintos a los agrícolas, la utilización en la restauración de terrenos degradados, la fabricación de productos cerámicos, etc (MAAMA, 2015).

La digestión anaerobia es un proceso que produce energía verde y si se tiene en cuenta que la generación total de desechos en la Unión Europea (UE) ascendió a 2.505 Mt/año en 2010, lo que supone una producción personal cercana a 5 t desechos/habitante·año, se puede apreciar claramente el gran potencial energético que se puede conseguir con este tipo de proceso (Cano, 2014). El tratamiento de los fangos se ha convertido en un problema internacional dentro de la gestión de los residuos sólidos urbanos (RSU), debido a varias causas, como pueden ser el estricto control actual de los vertederos, el impacto negativo en las aguas subterráneas, la emisión de CO₂ y CH₄, los olores, el elevado espacio necesario y los costes económicos que este tratamiento conlleva (Liao et al., 2015). El refuerzo de la legislación europea en materia de tratamiento de aguas residuales debido a la aplicación de las Directivas 91/271/CEE (21/05/1991) y el marco hidráulico 2000/60/CE (23/10/2000) requiere un tratamiento de las aguas residuales más extenso y eficiente, considerándose tres alternativas principales para la eliminación de estos fangos, mediante aplicación en el terreno, descarga en vertederos o incineración (Laurent et al., 2011).

En las EDAR son producidas grandes cantidades de fangos activados que contienen componentes orgánicos y minerales. El tratamiento de este fango representa un problema debido a factores ambientales, económicos, sociales y legales, no obstante, si se manejan adecuadamente, pueden ser un recurso valioso para la producción de energía renovable y una fuente importante de nutrientes para la agricultura (Hanjie, 2010). Los fangos representan los principales residuos sólidos de los procesos biológicos de tratamiento de aguas residuales. Como respuesta al fortalecimiento de la legislación europea (Directiva 91/271/CEE) relativa a los tratamientos de aguas residuales urbanas, la producción de fangos ha ido en aumento mientras que las vías para su eliminación se reducen cada vez más, por lo tanto, es esencial

1. INTRODUCCIÓN GENERAL

desarrollar procesos que permitan reducir su cantidad, o mejorar la eficiencia de los existentes, siendo uno de los procesos más ampliamente aplicados la digestión anaerobia (Bougrier et al., 2006).

El aumento de los precios de la energía y la gran preocupación sobre el cambio climático global conllevan a la necesidad de mejorar la independencia energética de las EDAR. Transportar y tratar las aguas residuales urbanas para cumplir con los estándares aceptables de calidad del agua requiere una cantidad sustancial de energía, principalmente energía eléctrica (Chae y Kang, 2013). La instalación de EDAR basadas en el sistema de fangos activados se ha expandido a nivel mundial debido a sus buenas características de fiabilidad y eficiencia con capacidad de operación en una amplia gama de condiciones ambientales. Sin embargo, esta alternativa presenta dos inconvenientes económicos principales, los costes del funcionamiento del sistema de aireación y el gran volumen de fangos que es necesario eliminar (Souza et al., 2013).

Típicamente, los costes de energía eléctrica representan un 5-30% del coste total de operación de las empresas de agua y servicios de aguas residuales en todo el mundo (Chae y Kang, 2013). El tratamiento y la eliminación de los fangos representan hasta el 50-60% de los costes operativos en una EDAR (Zhen et al., 2014; Pilli et al., 2015). La energía eléctrica es un producto invisible y omnipresente que está fácilmente disponible al menor coste posible en la mayoría de los casos. Durante mucho tiempo se ha considerado un bien de consumo común (Ibrahima et al., 2008), pero en los últimos años el incremento continuo en los precios de la electricidad ha obligado a buscar alternativas sostenibles que permitan reducir de forma significativa la demanda energética de los procesos industriales en general, mediante medidas asociadas al ahorro y eficiencia energética, siendo el caso de las EDAR, un proceso particular en el que agua y energía forman un nexo común.

El caso concreto de análisis de esta tesis ha comprendido la EDAR de la ciudad de Burgos. En ella se depuran tanto las aguas residuales municipales como las industriales del entorno de esta ciudad. Esta planta constaba hasta el año 2015 de pretratamiento, tratamiento primario y secundario de las aguas residuales que, además de depurar estas aguas, mediante la digestión anaerobia mesofílica de los fangos originados en el propio proceso, generaba el biogás suficiente para producir en los motogeneradores un total de 7.998 MWh/año de energía eléctrica frente a un consumo total acontecido en la planta de 11.220 MWh/año, habiéndose obtenido un grado de autoconsumo del 71% (EDAR, 2016).

En el año 2016 ha comenzado el funcionamiento de un tratamiento terciario mediante decantación lamelar y desinfección por medio de ozono y rayos ultravioleta con el objetivo de conseguir mejores resultados en los parámetros del agua depurada vertida al río Arlanzón. Simultáneamente en este año, ha entrado también en operación el proceso de pretratamiento de hidrólisis térmica de fangos tipo batch (lotes) de tecnología Cambi (Noruega), denominada en lo sucesivo hidrólisis térmica convencional. Este proceso se realiza en batch o por lotes con el propósito principal de incrementar la producción de biogás generado en los digestores y la generación de energía eléctrica, alcanzando el máximo nivel de autoabastecimiento energético posible en la EDAR, al mismo tiempo que se pretende disminuir la producción de fango deshidratado.

La instalación de todo este nuevo equipamiento de hidrólisis térmica ha supuesto una inversión inicial importante. La viabilidad económica del proyecto se encuentra asociada a la generación del suficiente beneficio neto anual por medio del incremento de la producción de energía eléctrica, la disminución del flujo másico de fango deshidratado y el aumento del consumo de polielectrolito, de forma que el periodo de amortización de la inversión sea razonable. Al disponer la EDAR de los digestores ya construidos, se ha desaprovechado la gran ventaja económica que más caracteriza a la hidrólisis térmica, la disminución del número de digestores en funcionamiento, pues el nuevo proceso permite la introducción de cargas volumétricas de materia volátil más elevadas, rebajando por consiguiente el tiempo de retención hidráulico (TRH) del fango en los digestores.

El equipamiento asociado al proceso de hidrólisis térmica origina un autoconsumo adicional de energía eléctrica. Sin embargo, la variación de las condiciones de operación de la digestión anaerobia permite disminuir el volumen de los digestores necesarios para el tratamiento del fango y por tanto, también el consumo de energía eléctrica. Por otro lado, con la introducción del funcionamiento de la hidrólisis térmica, tanto el flujo másico de fango digerido obtenido como de fango deshidratado se espera que disminuya, dando lugar a un ahorro adicional del consumo de energía eléctrica. La suma del autoconsumo y el ahorro del consumo eléctrico constituyen el denominado autoconsumo total, penalizando la generación de energía eléctrica bruta en los motogeneradores en una cantidad que será tenida en cuenta tanto en el análisis energético como en el balance económico y análisis de viabilidad a realizar.

Esta tesis tratará de responder a la pregunta principal de la investigación: ¿Cómo se puede obtener, a través de un pormenorizado y amplio proceso analítico de cálculo teórico, el mayor incremento posible en la generación u optimización del consumo de energía eléctrica a

1. INTRODUCCIÓN GENERAL

partir del biogás producido en la EDAR de Burgos mediante la instalación de un proceso de pretratamiento de hidrólisis térmica convencional de fangos previo a la digestión anaerobia?

La delimitación temporal de esta tesis ha comprendido dos fases, la primera ha abarcado el periodo de funcionamiento de la EDAR entre 2011-2015, cuyos datos registrados han servido de base de todo el proceso de cálculo posterior y la segunda ha englobado a partir del año 2016, cuando ha comenzado a funcionar el tratamiento terciario de las aguas residuales y el proceso de hidrólisis térmica de fangos.

Esta tesis ha abarcado las áreas relativas de conocimiento sobre depuración de aguas residuales, tratamiento de fangos, digestión anaerobia, biogás y cogeneración. El sujeto de análisis ha sido la EDAR de Burgos equipada con un proceso de pretratamiento con hidrólisis térmica convencional de tecnología Cambi y el objeto ha sido obtener el balance energético teórico de esta planta además de tratar de incrementar la generación de energía eléctrica lo máximo posible mediante el planteamiento de un conjunto de mejoras energéticas que hagan viable económicamente la planta. De los análisis energéticos efectuados, se han excluido totalmente los relativos al fango del tratamiento terciario de las aguas residuales (decantadores lamelares) y del procedente de los centrados de deshidratación de fangos obtenido en el cyclic low energy ammonium removal (CLEARGREEN), no habiendo sido objeto de esta tesis.

1.2. JUSTIFICACIÓN DEL TEMA OBJETO DE LA TESIS.

El nacimiento de la hidrólisis térmica se remonta a los años 1930, procesos Portius y Zimpro, pero éstos estaban orientados más que para incrementar la producción de biogás, para aumentar el grado de deshidratación del fango. Fue en 1995 cuando la empresa noruega Cambi construye la primera planta de hidrólisis térmica de fangos de EDAR, utilizando para ello un sistema tipo batch o por lotes. A principios de la década del año 2000, la empresa francesa Veolia pone en funcionamiento su primera planta de hidrólisis térmica con la tecnología que denominó Biothelys, también tipo batch, al igual que Cambi. A partir del comienzo de la década de 2010 en adelante, comienzan a desarrollarse una serie de tecnologías denominadas continuas (Exelys, Turbotec, Haarslev, Lysotherm, etc) que tienen la ventaja principal de operar de forma continua con el calentamiento del fango en el reactor con el objetivo de aprovechar el 100% de la energía de los gases de escape en la caldera de recuperación y lograr disminuir de esta forma el autoconsumo de biogás, pudiendo incluso llegar a anularse totalmente, con el consiguiente incremento de generación de energía eléctrica.

La introducción de un proceso de hidrólisis térmica en una EDAR puede tener unos importantes beneficios para la sociedad, como son el incremento en la generación de energía eléctrica a partir de fuentes de origen renovable, la menor cantidad de fango deshidratado que es necesario eliminar, la importante disminución de los olores de los fangos digeridos y deshidratados y la posibilidad de que el fango pueda ser clasificado como Clase A, que según la US EPA (United States Environmental Protection Agency) está totalmente libre de patógenos.

En esta tesis se han realizado los balances energéticos de la planta de Burgos con digestión anaerobia, del proceso dotado con diferentes tipologías de unidades de hidrólisis térmica, de la tecnología Cambi específica y de un conjunto amplio de mejoras simples y compuestas energéticas al proceso junto con su análisis de sensibilidad y, por último, el balance económico y análisis de viabilidad de cada una de las opciones planteadas.

Los resultados de carácter específico, tales como, producciones de biogás y energía eléctrica por sólidos volátiles (SV) eliminados o por sólidos totales (ST) de entrada, obtenidos tras la evaluación energética de los diferentes procesos analizados se han contrastado con plantas reales de hidrólisis térmica en funcionamiento en la actualidad, con la intención de comprobar que el método de cálculo adoptado haya sido fiable.

1.3. HIPÓTESIS DE TRABAJO PLANTEADAS.

Para desarrollar todo el proceso de cálculo energético-económico, se ha necesitado del planteamiento de una serie de hipótesis de trabajo que conduzcan al buen resultado final de la investigación. Estas han sido las siguientes:

Primera: se ha partido de los datos medios reales registrados de producción media de fango a la salida de los espesadores de gravedad y de flotación de la EDAR de Burgos durante la operación de la planta entre los años 2011-2015. A estos valores se les ha denominado “*punto de diseño*” de fango espesado y ha sido un valor constante utilizado durante toda la tesis.

Segunda: la generación teórica de biogás se ha calculado en función del punto de diseño anterior a partir de la producción específica de CH₄ y la reducción de SV extraída de los datos de las referencias adjuntadas.

Tercera: el biogás producido en los digestores se consumía íntegramente en el sistema motogeneradores-caldera de recuperación, distribuyéndose el consumo en cada uno de ellos según el denominado “*punto de operación*” de funcionamiento del anterior sistema. Este punto

1. INTRODUCCIÓN GENERAL

de operación se ha conseguido tras resolver un sistema de dos ecuaciones (consumo de biogás de los sistemas caldera y motogeneradores-caldera) con dos incógnitas (consumo de biogás en caldera y motogeneradores).

Cuarta: se ha considerado en el balance de generación de energía eléctrica de la planta Cambi de la EDAR de Burgos y las mejoras energéticas, el autoconsumo total del proceso de hidrólisis térmica y que ha penalizado la generación bruta de los motogeneradores.

Quinta: todos los valores de los resultados acontecidos en los parámetros de los motogeneradores se han obtenido en “*tiempo real*” aplicando directamente sus ecuaciones analíticas de operación. Esto significa que el rendimiento eléctrico varía con el grado de carga y por tanto también la generación de energía eléctrica. Con el objetivo de evitar problemas de mantenimiento y operación en los motores de biogás, el máximo grado de carga de operación establecido ha sido del 90% y el mínimo según cada empresa fabricante en particular.

Sexta: el balance económico y análisis de viabilidad se ha desarrollado calculando los siguientes indicadores económicos: valor actual neto (VAN), periodo de amortización, tasa interna de rentabilidad (TIR) y resultado a los 25 años de vida útil. No obstante, en algunos casos también se han tenido en cuenta parámetros de primer orden o constantes como es el periodo de amortización simple.

1.4. REFERENCIAS.

Bougrier C, Delgenes JP, Carrere H. (2006). Combination of thermal treatments and anaerobic digestion to reduce sewage sludge quantity and improve biogas yield. *Process Safety and Environmental Protection*, 84, 280-284.

Cano R. (2014). Pretreatment technologies to enhance solid wastes anaerobic digestion. <https://core.ac.uk/download/pdf/61514371.pdf>, acceso junio 2016.

Chae K, Kang J. (2013). Estimating the energy independence of a municipal wastewater treatment plant incorporating green energy resources. *Energy Conversion and Management*, 75, 664–672.

EDAR. (2016). Estación de depuración de aguas residuales de Burgos

Hanjie Z. (2010). Sludge treatment to increase biogas production. Degree project, Water System technology, Department of Land and Water Resources Engineering, Royal Institute of Technology (KTH), Stockholm, Sweden. http://sjostad.ivl.se/download/18.79cc091012c369366d9800017089/1350483757500/LWR_EX_10_20.pdf, acceso junio 2016.

Ibrahima H, Ilinca A, Perron J. (2008). Energy storage systems. Characteristics and comparisons. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 12, 1221-1250.

Laurent J, Casellas M, Carrere H, Dadot C. (2011). Effects of thermal hydrolysis on activated sludge solubilization, surface properties and heavy metals biosorption. *Chemical Engineering Journal*, 166, 841-849.

Liao Z, Panter K, Peot C, Lancaster R, Mills N, Kleiven M. (2015). Thermal hydrolysis pre-treatment for advanced anaerobic digestion for sludge treatment and disposal in large scale projects. [https://www.dsd.gov.hk/rdforum/2014/abstract/Paper%20\(B6-1\).pdf](https://www.dsd.gov.hk/rdforum/2014/abstract/Paper%20(B6-1).pdf), acceso julio 2016.

MAAMA. (2015). Plan estatal marco de gestión de residuos (PEMAR) 2016-2022. Ministerio de Agricultura, Alimentación y Medio Ambiente. http://www.mapama.gob.es/es/calidad-y-evaluacion-ambiental/temas/prevencion-y-gestion-residuos/pemaraprobado6noviembrecondae_tcm_30-170428.pdf, acceso junio 2016.

Pilli S, More T, Yan S, Tyagi R, Surampalli R. (2015). Anaerobic digestion of thermal pre-treated sludge at different solids concentrations and Computation of mass-energy balance and greenhouse gas emissions. *Journal of Environmental Management*, 157, 250-261.

Souza T, Ferreira L, Sapkaite I, Pérez-Elvira S, Fernández-Polanco F. (2013). Thermal pretreatment and hydraulic retention time in continuous digesters fed with sewage sludge: Assessment using the ADM1. *Bioresource Technology*, 148, 317-324.

Zhen G, Lu X, Li Y, Zhao Y. (2014). Combined electrical-alkali pretreatment to increase the anaerobic hydrolysis rate of waste activated sludge during anaerobic digestion. *Applied Energy*, 128, 93-102.

**CAPÍTULO 2. ESTADO DEL ARTE DE LA
HIDRÓLISIS TÉRMICA Y OBJETIVOS DE LA
TESIS.**

2.1. INTRODUCCIÓN.

El presente capítulo comprende una introducción a la digestión anaerobia mesofílica, la generación de biogás a partir de fangos de EDAR y los diversos pretratamientos de fangos existentes en la actualidad, intensificando principalmente en la hidrólisis térmica. El esquema de los temas a tratar se presenta en la Figura 2.1.

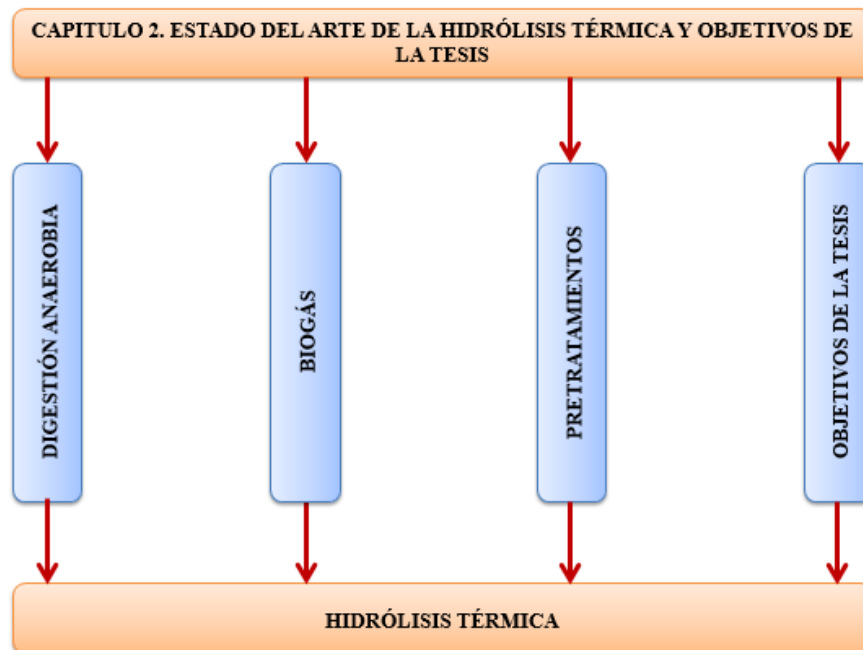


Figura 2.1. Esquema general del capítulo 2.

El tratamiento adecuado y el saneamiento de las aguas residuales es crucial para proteger la salud pública y el medio ambiente. El crecimiento de la población y la expansión industrial han llevado a la producción de volúmenes cada vez mayores de aguas residuales (Bishnoi, 2012). La producción de fangos ha aumentado en los últimos años debido al mayor número de EDAR presentes y a los requisitos de una regulación más estricta en la calidad de los efluentes (Carvajal et al., 2013). Para alcanzar estos importantes objetivos, los sistemas de tratamiento suelen emplear el proceso de fangos activos el cual les permite unas velocidades altas de transformación de la materia orgánica soluble. Sin embargo, esta característica les convierte en consumidores netos de energía, asociado a las necesidades de bombeo y aireación del propio proceso biológico (Longo et al., 2015).

Una vez se ha generado el fango, ya sea durante la sedimentación primaria o tras el proceso de fango activos, se requiere incrementar la cantidad de sólidos presentes en el mismo. Para ello, el tratamiento del fango se realiza mediante el espesamiento por gravedad para el

2. ESTADO DEL ARTE DE LA HIDRÓLISIS TÉRMICA Y OBJETIVOS DE LA TESIS

caso del fango primario o por flotación, en el fango secundario. De esta forma, la cantidad de fango puede reducirse considerablemente. El agua separada del fango se recicla hacia el afluente de cabecera de la EDAR (Appels et al., 2008).

La digestión anaerobia es considerada como una parte importante y esencial de una EDAR moderna que transforma la materia orgánica del fango en biogás, reduciendo la cantidad de sólidos finales y destruyendo la mayoría de los patógenos presentes (Abelleira et al., 2012). La producción de fangos en las EDAR se está convirtiendo en un tema ambiental extremadamente importante (Abelleira et al., 2015). Los fangos producidos en EDAR municipales e industriales pueden llegar a contener componentes orgánicos y minerales como metales pesados y especies orgánicas refractarias, lo cual justificaría en algunos casos la consideración de los fangos como materiales peligrosos (Neyens y Baeyens, 2003).

Teniendo en cuenta que el fango secundario es el resultado del crecimiento excesivo de los microorganismos en el proceso de fangos activados, la digestibilidad de este tipo de material es menor, siendo por tanto más difíciles de degradar que los fangos primarios (Kim1 et al., 2015). Como resultado de la amplia aplicación y utilización del procedimiento de fangos activos, el exceso de fango presenta un serio problema de eliminación ya que es un inconveniente inevitable e inherente al proceso, a pesar de la minimización de fangos en procesos de aireación prolongados. Por ello, se han dedicado muchos esfuerzos a reducir su volumen mediante tratamientos tales como la digestión anaerobia y la deshidratación (Neyens y Baeyens, 2003).

En la UE, la producción específica de lodos presenta variaciones considerables, desde 0,1 kg por persona equivalente (p.e) y año (Malta) hasta 30,8 kg/p.e y año (Austria) (Kelessidis y Stasinakis, 2012). En la actualidad, la eliminación de los fangos se realiza principalmente a través de su aplicación agrícola del fango o del producto compostado correspondiente (53% del fango producido), lo que puede provocar emisiones incontroladas de gases de efecto invernadero, eutrofización del sistema ecológico y riesgo de contaminación de las aguas subterráneas si no se realizan los controles necesarios. La segunda opción más utilizada de disposición final es la incineración (21% del total producido). Sin embargo, una importante cantidad aún se envía a vertedero (Kelessidis y Stasinakis, 2012). Además de la digestión anaerobia, también se emplean la estabilización aerobia (aireación prolongada del fango) y el compostaje. La incineración, su disposición final en vertederos y la aplicación al terreno son otros de los métodos de disposición final de fangos que aún son utilizados (Pilli et al., 2015).

Generalmente, considerando los materiales digeridos, aproximadamente sólo la mitad del material orgánico alimentado a la digestión anaerobia puede degradarse y posteriormente transformarse en CH₄. Los materiales sobrantes tras la digestión anaerobia son sustancias orgánicas de estructura compleja de carbono junto con material mineral y moléculas que no pueden ser degradadas por vía anaerobia. Por lo tanto, si se mejora la tasa de degradación del material orgánico complejo, se puede esperar una mayor producción de biogás (Phothilangka, 2008). El CH₄ contenido en el biogás puede ser utilizado como fuente de energía renovable para la producción de energía ya sea térmica o eléctrica o tratado hasta conseguir un incremento en la riqueza del mismo que permita su uso como combustible para vehículos (Zhang et al., 2014). La estabilización de fangos mediante digestión anaerobia permite reducir los costes de transporte y reduce de esta forma las emisiones de gases de efecto invernadero (Peña y Steinmetz, 2012). Algunos otros beneficios ambientales de la digestión anaerobia incluyen la reducción del olor, el control de patógenos y la conservación de nutrientes (Peña y Steinmetz, 2012). El aprovechamiento del biogás de digestión permite la generación de energía térmica y eléctrica aprovechable directamente en una EDAR. A temperatura ambiente, los requerimientos de energía del proceso de digestión están en el rango de 0,05-0,10 kWh/m³ (0,18-0,36 MJ/m³), dependiendo de las necesidades de bombeo y reciclaje de efluentes. Puede conseguir la retención casi completa de los nutrientes fertilizantes nitrógeno, fósforo y potasio (Mes et al., 2003).

2.2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DIGESTIÓN ANAEROBIA.

Los microorganismos anaerobios descomponen los sólidos en ausencia de O₂. El objetivo de la digestión anaerobia es reducir y estabilizar el material orgánico. Después de una adecuada digestión, los sólidos digeridos tienen poca actividad bacteriana. Si el sistema funciona adecuadamente, el olor de los sólidos digeridos es mucho menor y no tan desagradable como el de los sólidos sin digerir (IDAE, 2007). El proceso de digestión anaerobia se puede dividir en las siguientes cuatro fases o etapas: *hidrólisis*, *acidogénesis*, *acetogénesis* y *metanogénesis*, cada una de las cuales requiere su característico grupo propio de microorganismos (Bishnoi, 2012; Moreno-Gutiérrez, 2016).

La primera etapa comprende la *hidrólisis* de las moléculas complejas. El material orgánico insoluble como los compuestos de alto peso molecular tales como lípidos, polisacáridos, proteínas y ácidos nucleicos se solubilizan en sustancias orgánicas solubles (por ejemplo, aminoácidos, azúcares, alcoholes y ácidos grasos de cadena larga) bajo el efecto de

2. ESTADO DEL ARTE DE LA HIDRÓLISIS TÉRMICA Y OBJETIVOS DE LA TESIS

muchas enzimas extracelulares tales como celulasas, amilasas y proteasas producidas por bacterias hidrolíticas. La acidificación (*acidogénesis*) es la etapa siguiente en la que se genera la conversión de los componentes formados anteriormente los cuales se desintegran por medio de las bacterias acidogénicas resultando en la formación de compuestos intermedios como los ácidos grasos volátiles (AGV), principalmente propionato y butirato y otros ácidos orgánicos como lactato y piruvato. Se debe mantener un equilibrio entre las tasas de generación de estos ácidos y la velocidad de consumo de los mismos, dado que un desajuste en dichas velocidades conlleva a la acumulación y posterior reducción en el pH del sistema.

Las dos últimas etapas en la generación de biogás se corresponden con la transformación de los ácidos con un número mayor de tres carbonos a ácido acético (*acetogénesis*). Como última etapa, los metanógenos se encargan de la transformación fundamentalmente del ácido acético en CH₄ (*metanogénesis*), aunque también se genera la conversión del H₂ (obtenido en las etapas previas) en CH₄ mediante la reducción del CO₂.

Los arqueas oxidantes, metanógenos hidrogenotróficos usan el H₂ como donante de electrones y el CO₂ como aceptor de electrones para producir CH₄. Los metanógenos son anaerobios estrictos y tienen una tasa de crecimiento muy lenta. Por lo tanto, su metabolismo se considera generalmente limitante de la velocidad y se requiere un tiempo de retención prolongado para su crecimiento. El contenido en H₂ del biogás suele ser relativamente bajo y normalmente se encuentra ligado a periodos de desajuste en las distintas etapas del proceso asociado a sobrecargas puntuales permitiendo la proliferación de especies productoras de H₂, como el género *Clostridium*. La excesiva velocidad de generación de este gas crea el desacople con las especies consumidoras del mismo como pueden ser los organismos responsables de la metanogénesis hidrogenotrófica.

La presencia de H₂S en el biogás se encuentra ligada a la proliferación de bacterias sulfatorreductoras, las cuales tienen la capacidad de superar a los organismos metanogénicos cuando se cumplen ciertas proporciones de contenido en sulfatos y carbono orgánico. Al presentar una velocidad de crecimiento mayor, estos organismos evidencian una mayor capacidad de asimilación de ácido acético, desviando el proceso de digestión de la generación de CH₄ a la formación de sulfuro de hidrógeno, un gas indeseable. La Figura 2.2 muestra el diagrama de bloques simplificado de las cuatro fases o etapas principales de la digestión anaerobia junto con la tipología de bacterias que actúan en cada una de ellas y los compuestos finales a los que da lugar el proceso, mostrando también las dos vías de obtención de CH₄ que son posibles, vías acetoclástica e hidrogenotrófica .

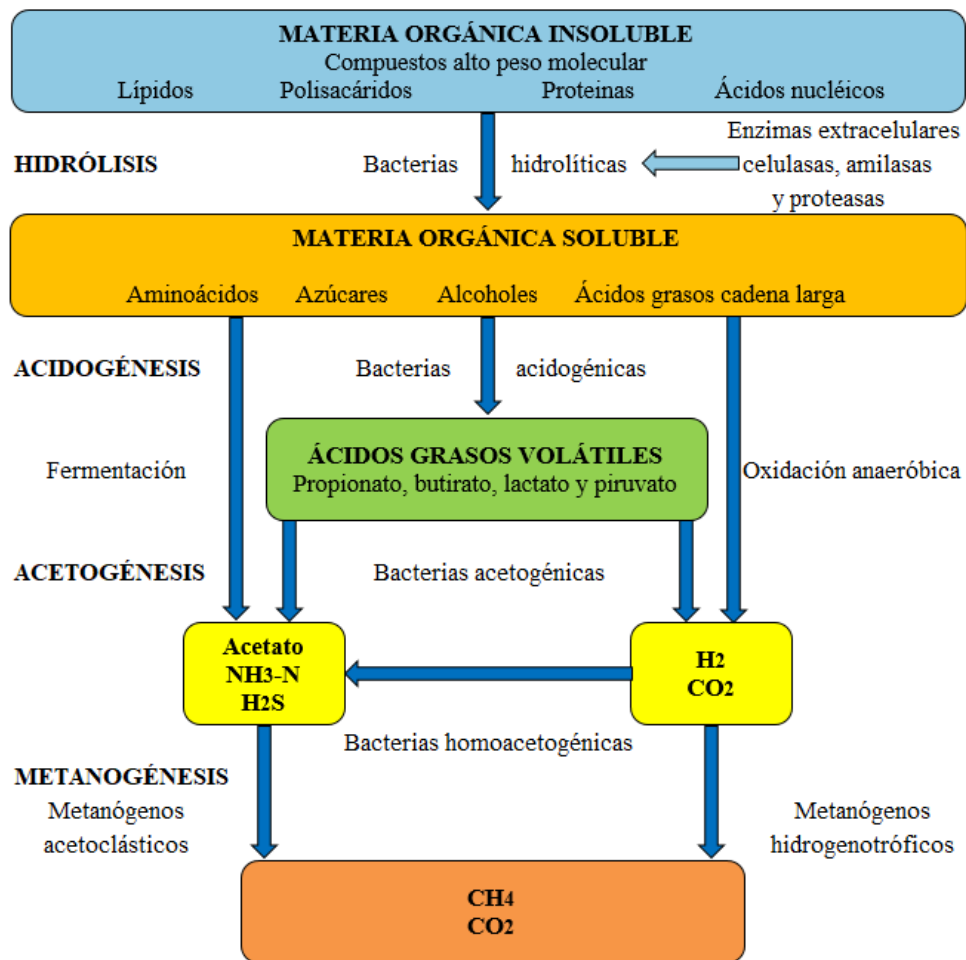


Figura 2.2. Fases o etapas principales de la digestión anaerobia (Moreno-Gutiérrez, 2016).

Estas fases o etapas son interdependientes y el rendimiento de una afecta a la siguiente (Shana1 et al., 2013). Las bacterias hidrolíticas se inhiben por los niveles elevados de AGV, ácidos grasos de cadena larga, presión parcial de H₂ y ácidos húmicos (Amha et al., 2018). Las bacterias metanogénicas son muy sensibles a las variaciones de carga de sólidos, pH y temperatura. Puede afectarles cambios de 0,6 °C/d. Si el nivel de ácidos es alto (pH << 7), el fango no estará digerido y habrá un fuerte olor ácido. Si la carga de sólidos es muy alta, las bacterias acidogénicas se multiplican rápidamente incrementando la concentración de ácidos orgánicos, resultando en la acumulación de los mismos dado que la velocidad de asimilación de los organismos metanógenos es menor y por tanto no podrán asimilar todo el ácido producido en la etapa previa resultando en la disminución del pH del sistema (CIDTA, 2015).

Los inhibidores comunes de las bacterias metanógenas son los AGV, el NH₃ si se encuentra presente en altas concentraciones y los ácidos grasos de cadena larga (Amha et al., 2018). Para que la digestión estable proceda, es vital que varias conversiones biológicas permanezcan suficientemente acopladas durante el proceso, para evitar la

acumulación de compuestos intermedios. La mayoría de los investigadores indican que la etapa limitante de velocidad para la digestión de material particulado es la etapa de hidrólisis, mientras que la metanogénesis es la etapa de limitación de velocidad para los sustratos fácilmente biodegradables (Ariunbaatar et al., 2014; Siegert y Banks, 2005).

Factores que afectan el proceso de digestión anaerobia.

Existen diversos factores que presentan una significancia alta en el desarrollo del proceso, unos son considerados factores intrínsecos del mismo, ligados a los parámetros físicos y químicos, mientras que otros se encuentran directamente relacionados con la forma de operación del reactor. Entre los primeros destacan:

- *Temperatura*: es una de los principales factores ambientales ya que afecta de forma directa la velocidad de descomposición de la materia orgánica y por ende al rendimiento del proceso. La digestión anaerobia podrá operarse en los rangos psicrófilico (temperaturas ambientes e inferiores), mesófilico (temperatura óptima en torno a los 35-38 °C, con el rango comprendido entre los 20-45 °C) o termófilico (temperatura óptima en torno a los 50-55 °C, cubriendo el rango de operación hasta los 70 °C). Aunque el incremento en el rango de operación supone una mayor eficiencia en la degradación, la estabilidad del proceso puede verse afectada en presencia de elevados contenidos de NH_4^+ , por este motivo muchos digestores se mantienen operativos en el rango mesófilico.
- *pH*: las bacterias acetogénicas y metanogénicas son muy sensibles al pH. Aunque las bacterias acidogénicas presentan una mayor tolerancia a las variaciones de pH, pudiendo operar a valores de 5 unidades, los organismos metanogénicos requieren un mínimo de 6,2 unidades de pH. El pH se ha considerado tradicionalmente como un factor esencial en el control del proceso. Sin embargo, las variaciones del mismo asociadas a la acumulación de AGV pueden verse amortiguadas a elevados valores de alcalinidad, de modo que disminuciones en el valor de este parámetro indican problemas en la digestión que se evidencian de forma tardía.
- *Alcalinidad*: hace referencia a la capacidad de neutralizar ácidos y, por lo tanto, su valor indica la habilidad del proceso para soportar variaciones en las concentraciones de AGV antes de registrarse modificaciones en el pH. Este aspecto hace que sea crucial la monitorización del pH y la alcalinidad como parámetro conjunto de evaluación del comportamiento de la digestión. La alcalinidad es una medida del contenido de

2. ESTADO DEL ARTE DE LA HIDRÓLISIS TÉRMICA Y OBJETIVOS DE LA TESIS

carbonatos, bicarbonatos e hidróxidos de Ca, Mg, Na y K. Sin embargo, en los digestores, el nivel de alcalinidad alcanzado también guarda relación con la concentración de NH_4^+ en la forma de bicarbonato de NH_4^+ .

- *AGV*: la presencia de ácidos orgánicos de cadena corta afecta de forma diversa a las diferentes fases de la digestión. La hidrólisis se considera una etapa muy sensible a los niveles de AGV, presentando disminución en su velocidad a valores tan bajos como 1 g/L (medidos como equivalentes en ácido acético) con inhibición total a valores mayores a 2 g/L. Por otro lado, la fermentación de glucosa puede soportar niveles de 4 g/L, necesitando valores superiores a 8 g/L para su inhibición total (Siegert y Banks, 2005). Por otro lado, los ácidos grasos de cadena larga formados a partir de la conversión inicial de lípidos también generan inhibición a diferentes niveles en función de la longitud de la cadena y el grado de saturación. Se han registrados valores inhibitorios totales en el rango de 6,7-9 mol/m³ (medido como ácido caproico) (Rinzema et al., 1994). Se han registrado diferentes niveles de inhibición para el ácido caprílico, caproico, láurico y mirístico. Siendo el láurico el que presenta inhibición a los valores más bajos (cerca de 1,6 mol/m³), participando en el mecanismo de inhibición no solo la concentración del ácido sino también la adsorción sobre la pared celular (Koster y Cramer, 1987).
- *Potencial rédox*: da una medida del grado de anaerobiosis del digester. La microflora anaerobia compuesta por organismos facultativos y anaerobios estrictos permite reducir los niveles de O₂ que pudieran introducirse en el sistema garantizando valores negativos del potencial rédox. Se considera que el valor alcanzado de este potencial dependerá de la actividad de los metanógenos hidrogenotróficos en el reactor (Mosey, 1983).
- *Nutrientes*: los principales nutrientes son C, N, P y pequeñas cantidades de S y vitaminas, ácidos grasos, aminoácidos y una serie de elementos minerales como K, Na, Ca, Mg e Fe en muy bajas concentraciones. El balance de los componentes mayoritarios, principalmente C y N determinarán la estabilidad de la digestión, relaciones demasiado altas de estos elementos conllevará a la disminución del rendimiento asociados a la imposibilidad del mantenimiento de la biomasa a largo plazo. Se ha observado que la relación entre C y N determinará la tasa de generación de biomasa, y por tanto valores altos que no resulten en detrimentos del proceso redundarán en una mayor destrucción de SV y por lo tanto en una menor cantidad de digerido que requiera una disposición final (Molinuevo-Salces et al., 2010).

2. ESTADO DEL ARTE DE LA HIDRÓLISIS TÉRMICA Y OBJETIVOS DE LA TESIS

- *Inhibidores*: son aquellas sustancias que pueden resultar tóxicas incluso en concentraciones muy pequeñas. Existen dos tipos de inhibición de la digestión anaerobia: directa e indirecta (Fagbohunge et al., 2017). La inhibición directa resulta de un constituyente del sustrato orgánico, lo que implica que el compuesto está fácilmente disponible para las células microbianas, lo que aumenta el riesgo de fallo en el proceso de digestión. Por otro lado, la inhibición indirecta se muestra cuando los intermediarios metabólicos se producen en altas concentraciones durante la digestión anaerobia, inhibiendo así la actividad de los microorganismos.

Como inhibidores directos cabe mencionar los metales pesados, alcalinos, clorofenoles, compuestos halogenados alifáticos, pesticidas y antibióticos. En el caso de los metales pesados, el orden de inhibición de los acetógenos es $\text{Cu} > \text{Zn} > \text{Cr} > \text{Cd} > \text{Ni} > \text{Pb}$ y de los metanógenos $\text{Cd} > \text{Cu} > \text{Cr} > \text{Zn} > \text{Pb} > \text{Ni}$. Para disminuir la toxicidad de los metales pesados y teniendo en cuenta la poca solubilidad de los sulfuros en ellos, se puede añadir el ión S^{2-} para precipitar Zn, Ni, Pb, Cd y Cu (Cabanés, 1989). Los metales alcalinos en concentraciones bajas favorecen el crecimiento de los microorganismos, pero cuando son altas, se convierten en inhibidor. Su efecto inhibidor aumenta en el sentido Na^+ , K^+ , Ca^{2+} , Mg^{2+} .

Los clorofenoles ejercen inhibición sobre la metanogénesis. La membrana de las células es el sitio principal para la acción tóxica de los clorofenoles por interrumpir el gradiente de protones a través de la membrana e interferir con la transducción de energía celular, disminuyendo el crecimiento celular debido a un desacoplamiento de las reacciones catabólicas y anabólicas (Chen et al., 2014).

Los inhibidores indirectos comprenden las especies intermediarias propias del propio proceso como los AGV, que a alta concentración producen la acidificación del sistema y reducción del pH. También se consideran los ácidos grasos de cadena larga derivados de la degradación inicial de los lípidos. Estos compuestos contribuyen a la formación de espumas y forman una capa sobre la superficie de los microorganismos de modo que impiden continuar con la degradación de los compuestos orgánicos.

El H_2S se le conoce como inhibidor de los metanógenos y su presencia suele estar asociada a la capacidad de proliferación de las bacterias sulfatorreductoras en los ambientes anaerobios, siendo indicativo por tanto en deficiencias graves del proceso. El

N en forma de NH_4^+ , presenta problemas de inhibición a concentraciones elevadas, si bien el límite de inhibición viene marcado por la adaptación de la microflora anaerobia.

Factores operacionales en el proceso de digestión.

Como factores operacionales de los digestores de carácter más importante se pueden indicar los siguientes:

- *Agitación*: con la agitación del interior del reactor se intenta conseguir una mezcla homogénea y el contacto íntimo entre las bacterias y el sustrato, haciendo que no aparezcan gradientes de concentración o temperatura y evitando la formación de espumas en superficie. La agitación en reactores industriales se suele realizar mediante la recirculación de los fangos o gracias a la inyección de biogás por la parte inferior del digestor. De este modo se consigue crear una turbulencia en el interior del reactor, aumentándose la producción de biogás y una rápida estabilización de la materia orgánica.
- *Tiempo de retención hidráulica (TRH, d)*: es el cociente entre el volumen del digestor (m^3) y el caudal de alimentación de fango (m^3/d). Este parámetro entrega una idea del tiempo de permanencia del fluido en el digestor. El TRH afecta a la velocidad de producción de biogás y guarda una estrecha relación con la carga orgánica alimentada. A igualdad de condiciones, la eficacia de producción de biogás aumenta con el TRH hasta una cantidad asintótica. Los TRH varían en función del tipo de digestor, degradabilidad del sustrato, de la temperatura y de los objetivos del tratamiento.
- *Carga volumétrica*: es la cantidad de materia orgánica introducida en el digestor por unidad de volumen y tiempo. La concentración de materia orgánica puede ser determinada como demanda química de O_2 (DQO, $\text{mg O}_2/\text{L}$), como SV (g/L o %) y menos frecuente como demanda biológica de O_2 (DBO₅), ST (g/L o %) o carbono orgánico total. La producción de biogás por unidad de volumen aumenta al mismo tiempo que la carga volumétrica, hasta un cierto nivel. Si la carga es baja, al haber poco sustrato, la producción de biogás se reduce. Si se aumenta la carga excesivamente, la concentración de ácidos aumenta y puede desestabilizar el proceso debido a la acumulación de los mismos.

La digestión anaerobia también tiene una serie de inconvenientes. Las limitaciones están asociadas al alto TRH, producción metanogénica restringida y baja eficiencia global de

2. ESTADO DEL ARTE DE LA HIDRÓLISIS TÉRMICA Y OBJETIVOS DE LA TESIS

degradación de sólidos secos orgánicos (30-50%) (Abelleira et al., 2015). Además de las preocupaciones ambientales y de salud existentes relacionadas con la presencia de coliformes y metales pesados, la existencia de algunas hormonas naturales, productos farmacéuticos y de aseo personal en los biosólidos está causando oposición pública contra la aplicación al terreno de los mismos. Se sabe que varios de estos compuestos interfieren con el funcionamiento natural del sistema endocrino en humanos y animales (Hamid y Eskicioglu, 2013). Los sistemas convencionales de digestión mesofílica no son capaces de producir fangos que estén completamente libres de patógenos mientras que en condiciones termófilas la inactivación de patógenos puede ser reducida considerablemente (Braguglia et al., 2015). Es bien sabido que, tras la deshidratación y almacenamiento del fango, se puede generar un recrecimiento de organismos patógenos que anularía las ventajas obtenidas durante el proceso de digestión.

Otro de los inconvenientes que debe ser tenido en cuenta es la alta sensibilidad de las bacterias metanogénicas a un gran número de compuestos químicos, pudiendo alterar su rendimiento de producción de biogás, en muchos casos, los organismos anaeróbicos son capaces de adaptarse a estos compuestos, pero en última instancia puede producirse una reducción global del rendimiento de la digestión. Cuando se tratan los residuos que contienen compuestos sulfurosos, el tratamiento anaeróbico puede ir acompañado de olor debido a la formación de sulfuro. Una solución eficaz a este problema es emplear una etapa de postratamiento microaerofílico para convertir el sulfuro en azufre elemental (Mes et al., 2003).

La posible presencia de siloxanos volátiles en el biogás puede considerarse como otro factor a tenerse en cuenta ya que puede causar graves daños a los usuarios consumidores de energía (motores y turbinas de biogás), además, la presencia de otros componentes del biogás como el CO₂, el H₂S y el exceso de humedad puede llegar a la formación de sílice microcristalina. Adicionalmente la reducción lograda en el contenido orgánico se traduce en el aumento de la concentración de metales pesados y diversos materiales orgánicos industriales en el fango digerido (Appels et al., 2008). La aplicación de la digestión anaerobia se ve obstaculizada por el requisito del TRH prolongado (20-50 días) y su baja biodegradabilidad (< 50%), causada principalmente por la hidrólisis retardada de los fangos (Cho et al., 2012).

2.3. BIOGÁS.

Biogás es el nombre popularmente usado para denotar la mezcla inflamable de gases que se generan cuando un material orgánico sufre descomposición anaeróbica (Abbasi et al., 2012). El biogás es un portador de energía flexible, adecuado para muchas aplicaciones

diferentes (Abbasi et al., 2012). Se le considera un importante contribuyente futuro al suministro de energía de Europa. El potencial de producción de biogás en Europa se estima en más de 200.000 millones de m³ (condiciones STP) al año (Hanjie, 2010). Se puede producir a partir de una variedad de materias primas orgánicas y se utiliza para diversos servicios energéticos, tales como aportación de calor, calor-energía combinados o como combustible (Hanjie, 2010). También se puede transformar, tras un tratamiento adecuado, en biometano y ser inyectado en la red de gas natural o utilizado por el sector del automóvil (Fernández-Polanco y Tatsumi, 2016).

En la Tabla 2.1 se indica la composición genérica del biogás, donde se puede observar que su mayor componente es el CH₄ seguido por el CO₂ (MMAMRM, 2010). La proporción entre CH₄ y CO₂ viene determinada fundamentalmente por las condiciones del proceso, el tipo de alimentación, la facilidad de degradación de la materia orgánica y la carga orgánica alimentada al reactor y el TRH del mismo. Los componentes de fácil degradación como los carbohidratos suelen presentar una velocidad de acidificación alta estando por tanto acompañadas de un mayor contenido en CO₂ en el biogás. Por el contrario, procesos que se encuentran en un estado tardío en la degradación o que presentan un grado de madurez relativamente alto, tienden a presentar un contenido en CH₄ mayor al 65%.

El proceso de digestión y la utilización posterior del biogás presenta una serie de ventajas asociadas a su carácter de fuente de energía renovable, lo que permite reducir las emisiones de gases de efecto invernadero y contribuir a la disminución del calentamiento global. Es decir, la sustitución en la producción de energía a partir de fuentes fósiles por biogás ayuda a reducir la dependencia de las economías en este tipo de combustibles y por lo tanto contribuye al cumplimiento de los objetivos medioambientales (Al Seadi et al., 2008).

Tabla 2.1. Composición genérica del biogás.

<i>Compuesto</i>	<i>Porcentaje (%)</i>
CH ₄	50-75
CO ₂	25-45
H ₂ O	1-2
CO	0-0,3
N ₂	1-5
H ₂	0-3
H ₂ S	0,1-0,5
O ₂	0,1-1,0

Las corrientes de residuos tratadas mediante este proceso consiguen poner en valor la materia residual generando energía como característica más importante, pero también un digerido que facilita enormemente el reciclado de nutrientes. Sin embargo, el inconveniente fundamental del biogás también se encuentra asociado a su gran ventaja. El CH₄ es un poderoso gas de efecto invernadero. Cada molécula de CH₄ causa alrededor de 25 veces más calentamiento global que una molécula de CO₂ (IPCC, 2007). Si no se recupera el CH₄ producido a partir de la descomposición anaerobia de los residuos, el CH₄ que se liberaría a la atmósfera se convertiría en promotor del calentamiento global (Abbasi et al., 2012). De forma similar sucedería con el vertido incontrolado de las corrientes de digerido ya estabilizado. La digestión anaerobia genera como sub-producto una corriente de líquido con un alto contenido en NH₄⁺ derivado de la degradación de las proteínas. La aplicación sin controles estrictos del líquido de digestión puede conllevar a la escorrentía y lixiviación de grandes cantidades de NH₄⁺, el cual es altamente soluble. A esto debe sumarse la emisión de NH₃ a la atmósfera en las etapas inmediatamente posteriores tras su aplicación al terreno.

2.4. HIDRÓLISIS TÉRMICA Y OTROS PRETRATAMIENTOS.

Para mejorar el rendimiento de la digestión anaerobia, incluyendo la alta producción específica de biogás, el enfoque más lógico es la disrupción de las paredes de las células microbianas del fango y permitir la liberación de los sustratos degradables fuera de sus células para ser más accesible a los mecanismos extracelulares en la etapa de hidrólisis. Se han desarrollado tecnologías recientes que consiguen un rendimiento en la digestión anaerobia del fango potencialmente mayor gracias a la desintegración de los fangos antes de la digestión anaerobia con el objetivo de acelerar la etapa de hidrólisis: son los llamados pretratamientos (Phothilangka, 2008).

El pretratamiento de hidrólisis térmica es uno de los métodos más populares, siendo conocido por su alta eficiencia de desintegración potenciando la producción de biogás y destrucción de patógenos. La digestión tras la hidrólisis térmica presenta resultados efectivos en la eliminación de SV, DQO y una mayor generación de biogás. El pretratamiento con hidrólisis térmica solubiliza la materia orgánica en partículas y causa la lisis de las células. Adicionalmente, ciertos procesos de hidrólisis térmica producen biosólidos Clase A, gracias a las condiciones de operación de alta temperatura consiguiendo a su vez la minimización del olor (Bishnoi, 2012).

2. ESTADO DEL ARTE DE LA HIDRÓLISIS TÉRMICA Y OBJETIVOS DE LA TESIS

El pretratamiento térmico con explosión de vapor representa uno de las tecnologías más ampliamente utilizadas en la digestión anaerobia a gran escala de fangos de EDAR (Ortega-Martínez et al., 2016). En la hidrólisis térmica del fango de aguas residuales, la energía térmica es proporcionada típicamente por la inyección de vapor directo hasta alcanzar la temperatura y presión de diseño que luego será liberada rápidamente (explosión), aunque algunas configuraciones usan intercambiadores de calor estándar (Barber1, 2016).

La reducción del contenido de agua del fango a niveles más allá de la deshidratación convencional solo se consigue mediante pretratamientos que cambien la estructura del flóculo, abriendo las células de las bacterias y liberando el contenido celular. El agua celular liberada bajo la hidrólisis térmica es rica en compuestos orgánicos disueltos. Estos componentes se pueden utilizar para mejorar la eficacia de un proceso de degradación biológica posterior o para el reciclado de componentes útiles tales como N y P. Una de las sustancias que juegan un papel importante en las características del fango son las sustancias poliméricas extracelulares (SPE), las cuales afectan a la capacidad de floculación del mismo e interfieren con la materia orgánica, por tanto, la liberación de SPE antes de la desintegración aumenta la velocidad y el grado de licuefacción (Kavitha et al., 2016).

Durante el pretratamiento térmico, las propiedades fisicoquímicas de los fangos pueden verse muy afectadas. Además de generar la lisis celular y la solubilización de la materia orgánica, se producen modificaciones de la estructura molecular debidas a reacciones como las de Maillard que conducen a la producción de compuestos refractarios tales como melanoidinas (Laurent et al., 2011). En general el grado de solubilización alcanzado se encuentra directamente relacionado con la temperatura del proceso de hidrólisis y el tiempo aplicado de pretratamiento de modo que el incremento de la temperatura y del tiempo de exposición generan efectos positivos sobre la solubilización del material orgánico (Ariunbaatar et al., 2014).

Además de las altas temperaturas, otros fenómenos pueden mejorar la eficiencia en la digestibilidad del fango como son, la presencia sustancias ácidas o alcalinas. Otras tecnologías incluyen la adición de energía al sistema mediante la aplicación de ultrasonidos, la disrupción mecánica mediante la variación brusca de la presión, o el uso de microondas para generar el efecto convencional del incremento de la temperatura del fango junto a efectos no-térmicos asociados a la vibración de las moléculas. Todas estas tecnologías consiguen un efecto similar al reducir la estructura de los compuestos complejos (Ortega-Martínez et al., 2016).

2. ESTADO DEL ARTE DE LA HIDRÓLISIS TÉRMICA Y OBJETIVOS DE LA TESIS

El proceso de hidrólisis térmica fue diseñado originalmente como un método para mejorar la deshidratación y la degradabilidad de los fangos. Sin embargo, cuando se usó como tratamiento previo a la digestión anaerobia de los fangos, también se mejoró la producción de biogás y la eficiencia del proceso de digestión. El fango se calienta generalmente a una temperatura entre 130-200 °C durante aproximadamente 30 minutos bajo las presiones de vapor correspondientes. En estas condiciones, las células de los microorganismos del fango se descomponen en materiales orgánicos solubles tales como carbohidratos, proteínas y lípidos, así como compuestos de menor peso molecular (Hii et al., 2013).

Está ampliamente demostrado que la temperatura óptima de operación de la digestión anaerobia mesofílica de fango hidrolizado está en torno a los 40 °C, pero esto no supone un inconveniente, ya que el fango hidrolizado debe ser enfriado y no calentado. Asimismo, es posible realizar la digestión anaerobia mesofílica de fango hidrolizado con concentraciones de NH_4^+ cercanas a los 3.000 mg/L y valores de pH que oscilen entre 7,5-8, ya que estas altas concentraciones se alcanzan debido a la alta carga de sólidos presente y la elevada destrucción del material volátil. Las condiciones térmicas a las que se somete el fango en este proceso garantizan la obtención de un biosólido de Clase A. El biosólido obtenido después de la deshidratación final tiene una concentración de hasta un 60% superior con respecto al fango digerido sin pretratamiento, además tiene unas propiedades estructurales que lo hacen fácil para compostar y almacenar, y que no desprende olores (Kleiven et al., 2007).

Otros procesos que logran aumentar la solubilización del sustrato particulado son la cavitación ultrasónica, ozonización, homogeneización a alta presión además de la hidrólisis térmica. De éstos, la cavitación ultrasónica, el ozono y la homogeneización a alta presión se dirigen en gran medida a la disrupción de los fangos secundarios, mientras que la hidrólisis térmica puede ser dirigida tanto a los fangos primarios como secundarios. La mayoría de los estudios han demostrado que el rango óptimo para la temperatura de la hidrólisis térmica de fangos de aguas residuales está entre 160-180 °C, con aumentos en el rendimiento en la producción de CH_4 . Temperaturas más altas conducen a una fuerte reducción en la biodegradabilidad de los fangos. Las explicaciones posibles de este comportamiento incluyen la producción de compuestos orgánicos solubles recalcitrantes o productos intermedios tóxicos/inhibidores.

Tipos de pretratamientos de fangos.

La digestión anaerobia del fango está generalmente limitada por el proceso de hidrólisis debido a la baja biodegradabilidad de las paredes celulares y de las SPE de los microorganismos, sin embargo, la hidrólisis del fango puede mejorarse incluyendo un proceso de desintegración como etapa de pretratamiento (Kim1 et al., 2015). Existen diferentes tipos de tratamientos basados en métodos individuales o su combinación para incrementar el efecto de ruptura de las paredes celulares o incrementar la biodegradabilidad de macromoléculas. Un esquema de los mismos se presenta en la Figura 2.3, descripción basada en Phothilangka (2008).

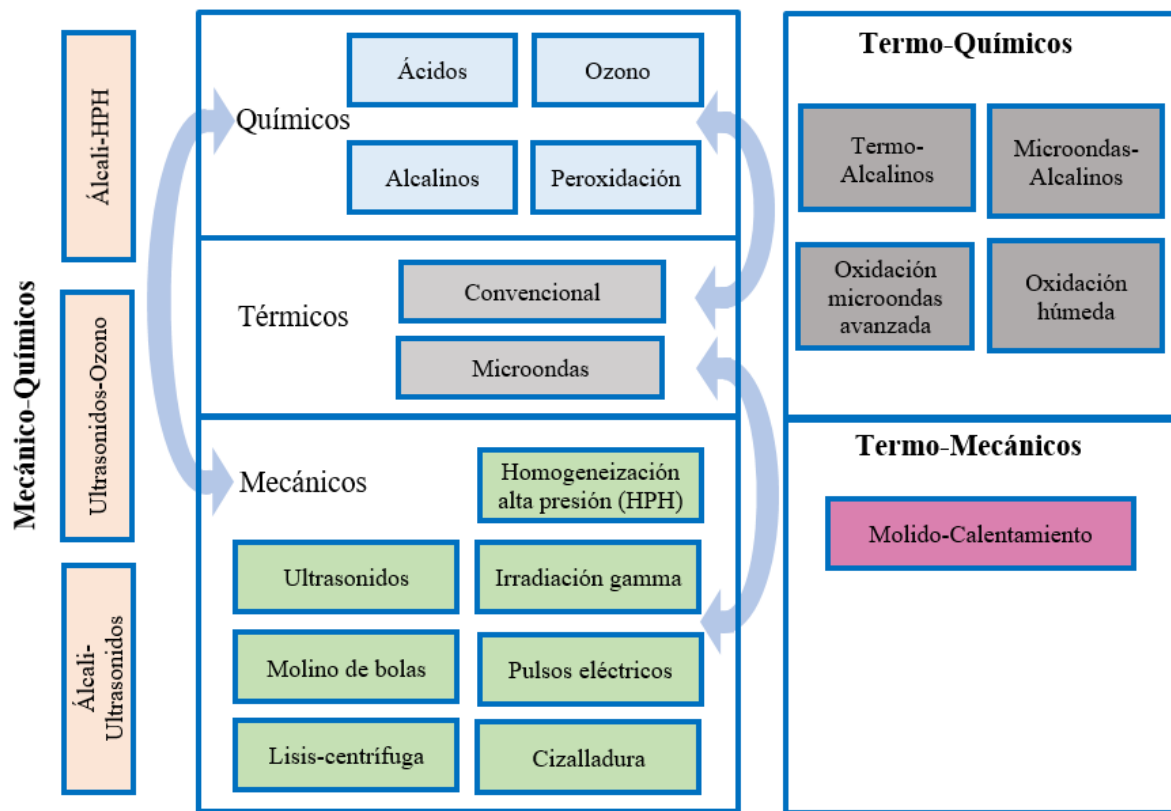


Figura 2.3. Descripción esquemática de los diferentes pretratamientos.

A continuación, se analizan brevemente los principales pretratamientos térmicos de fangos existentes en la actualidad.

- **Mecánicos:** las fuentes de carbono intracelulares y los nutrientes se vuelven biodisponibles para la posterior digestión anaeróbica mediante la ruptura física a partir del fraccionamiento de las paredes de las células microbianas o de los fangos. El pretratamiento mecánico implica el uso de fuerzas para romper los microorganismos o las células del fango mediante esfuerzos cortantes que producen tensiones y deformaciones.

2. ESTADO DEL ARTE DE LA HIDRÓLISIS TÉRMICA Y OBJETIVOS DE LA TESIS

- *Ultrasonidos*: utiliza la colisión mediante ultrasonidos de alta potencia a bajas frecuencias que generan una cavitación intensiva, que da como resultado una disrupción efectiva del fango conduciendo a una liberación sustancial de materiales intracelulares. Algunas partículas orgánicas insolubles pueden transformarse en solubles bajo la explosión por cavitación de burbujas transitorias. Este pretratamiento es más efectivo en los fangos secundarios que en los primarios.
- *Microondas*: la aplicación de irradiación de microondas como pretratamiento del fango secundario causa la aceleración de los iones, que colisionan con otras moléculas o consiguen que los dipolos giren y se alineen rápidamente con un campo eléctrico alterno, cuyo resultado es un cambio en la estructura secundaria y terciaria de las proteínas de los microorganismos. El campo eléctrico alterno creado provoca la repetición continua de rápidas alineaciones y realineaciones de los dipolos que produce fricción dando como resultado la generación de calor.
- *Ozono*: el O₃ puede hidrolizar los polímeros orgánicos a compuestos más pequeños. Es el agente oxidante más fuerte utilizado en el tratamiento de fangos. La oxidación del O₃ con reacciones directas e indirectas permite la destrucción de las paredes celulares de los microorganismos del fango secundario. Los mecanismos son dos: desintegración celular y mineralización. Mediante la desintegración celular, los efectos del O₃ en el fango secundario destruyen la membrana celular bacteriana, mientras que la mineralización se refiere a la conversión de las paredes celulares en materiales mineralizados por oxidación de la materia orgánica soluble.
- *Térmicos*: el uso de altas temperaturas (condición termófila) proporciona una mayor digestibilidad y una mayor producción de biogás en comparación con la digestión mesófila. La aplicación de altas temperaturas como pretratamiento térmico del fango ocurre entre 90-200 ° C y pueden acelerar la velocidad de hidrólisis de la digestión de los fangos, pues las velocidades de reacción bioquímicas del proceso aumentan con la temperatura. Este pretratamiento térmico destruye las paredes celulares e induce proteínas que son accesibles para la biodegradación.
- *Químicos*: produce un aumento en la solubilización del material orgánico volátil que conduce a una mejora en la generación de CH₄. Sin embargo, aunque el pretratamiento alcalino puede mejorar el rendimiento de biogás, también puede generar un aumento exacerbado del pH requiriendo su regulación a valores neutros antes de proseguir con el

2. ESTADO DEL ARTE DE LA HIDRÓLISIS TÉRMICA Y OBJETIVOS DE LA TESIS

proceso de degradación biológica. De forma similar ocurre con los pretratamientos con agentes ácidos, siendo sin embargo estos últimos menos efectivos. Este aspecto, así como el coste de los productos químicos, hacen que el pretratamiento alcalino no sea una técnica favorable desde el punto de vista económico para el pretratamiento del fango secundario.

- *Biológicos*: este pretratamiento actúa sobre el fango secundario destruyendo las células por medio de enzimas extraídas de microorganismos. El fango secundario se desintegra por uno o más tipos de enzimas exógenas producidas por microorganismos de degradación del fango, que posteriormente se unen a las células del fango secundario que conducen a la catálisis de la etapa de degradación de la hidrólisis. Su efecto sobre las proteínas de cadena larga, los carbohidratos o los lípidos mejora la degradación del fango secundario liberando sustratos intercelulares y agua.
- *Térmicos-químicos*: es el pretratamiento que mejor resultado reporta, consiguiendo una alta solubilización de la materia orgánica y un gran incremento en la producción de CH₄.
- *Ultrasonidos-químicos*: la combinación de un pretratamiento ultrasónico con uno químico al fango secundario tiene una mayor eficacia en la solubilización de DQO y el rendimiento de biogás en comparación con el pretratamiento alcalino simple. El tiempo de pretratamiento puede acortarse considerablemente, lo que da como resultado una gran cantidad de DQO liberada. Este método se puede utilizar para mejorar la producción de ácidos volátiles de fango secundario como consecuencia de una aceleración de los mecanismos de digestión intracelular.
- *Campos eléctricos*: pretratamiento mediante el uso de campos eléctricos pulsados, pero requieren un alto nivel de entrada de energía, lo que les hace no competitivos. La combinación del pretratamiento con calor (80, 90 y 120 °C durante 60 min) reduce la demanda de energía y la destrucción de bacterias filamentosas, así como la reducción de áreas hidrofóbicas a través del tratamiento térmico y combate eficazmente la formación de espumas en el digestor.

Fundamentos de la hidrólisis térmica.

La etapa de hidrólisis incluye la degradación de las macromoléculas insolubles en compuestos solubles, poniéndolos a disposición de los microorganismos implicados en la digestión anaerobia. La hidrólisis térmica se ha estudiado en el rango de temperaturas de

2. ESTADO DEL ARTE DE LA HIDRÓLISIS TÉRMICA Y OBJETIVOS DE LA TESIS

60-270 °C. Los procesos de hidrólisis térmica pueden clasificarse en dos grupos: pretratamiento por debajo de 100 °C, que se considera un pretratamiento a baja temperatura y un pretratamiento por encima de 100 °C a alta temperatura y bajo presión, el cual se conoce como hidrólisis térmica a alta presión. Se ha descubierto que el pretratamiento a baja temperatura incrementa la solubilización del fango con menos energía que el de alta temperatura, pero no mejora la digestión del fango. La producción de biogás no aumenta con temperaturas comprendidas entre 60-90 °C, mientras que el pretratamiento a temperaturas más elevadas en el intervalo de 140-160 °C ha permitido una reducción del TRH para la digestión desde 18-20 días a 12-14 días y un aumento en la producción de biogás. Por lo tanto, el pretratamiento a alta temperatura es más eficaz. La hidrólisis térmica genera productos no biodegradables más allá de cierta temperatura dependiendo de las características del fango bruto. En el pretratamiento a alta temperatura se ha encontrado que las temperaturas por encima de 200 °C desencadenan reacciones de Maillard que producen melanoidinas, polímeros heterogéneos de alto peso molecular. Las melanoidinas son difíciles de degradar y pueden obstaculizar la degradación de otras sustancias orgánicas (Sarwar, 2015).

El aporte energético necesario para el proceso de hidrólisis es la energía térmica y podría satisfacerse a partir de la producción de energía del propio proceso, resultando en un proceso energéticamente autosuficiente (Cano et al., 2014). El fango primario tiene un bajo grado de DQO, lo que significa que es pobremente hidrolizable. Cuando se mezclan fangos primarios y secundarios, el grado de DQO se incrementa considerablemente (Kleiven et al., 2007). La viscosidad de los fangos no tratados y de los hidrolizados disminuye al aumentar la temperatura, pero la viscosidad de los fangos hidrolizados es menor que la de los fangos no hidrolizados a la misma temperatura (Kleiven et al., 2007). Este hecho es muy importante, especialmente en las tecnologías que utilizan intercambiadores de calor. A medida que la viscosidad de los fangos hidrolizados disminuye, la pérdida de carga también disminuye y su circulación a través de las tuberías es más fácil.

Etapas de la hidrólisis térmica.

Hay dos maneras de realizar el proceso de hidrólisis térmica: una tiene en cuenta parámetros como la temperatura, el tiempo de reacción y despresurización súbita usando tecnologías con vapor flash como medio de precalentamiento del fango mientras otras tienen en cuenta solo los dos primeros parámetros y utilizan intercambiadores de calor como medio de precalentamiento del fango.

a. Temperatura-tiempo de reacción.

El hecho de someter el fango a una temperatura de 165 °C y 700 kPa durante 30 minutos produce los siguientes efectos en el fango (Kleiven et al., 2007):

- El aumento de la solubilidad y el tiempo y la temperatura destruyen los patógenos, resultando en un fango Clase A.
- Solubilización de la materia orgánica, SPE, logrando más velocidad, estabilidad y rendimiento de la digestión anaerobia.
- Desnaturalización de las proteínas mejorando las propiedades del fango para ser digerido y deshidratado.
- Reducción de la viscosidad de los fangos alimentando los digestores con una concentración del 10-12%, por lo que el volumen de digestión es 2-3 veces menor.
- La alimentación a altas concentraciones de ST optimiza el consumo de energía.
- Los sólidos orgánicos se fraccionan, por lo que liberan agua y materia biodegradable. Cuanto más elevado sea el contenido en materia orgánica, mayor será el grado de hidrólisis. Se deduce que el proceso de hidrólisis térmica tendrá un mayor efecto sobre el fango de origen secundario que sobre el fango de origen primario en términos de hidrolizar materia orgánica.
- El hecho de llevar a cabo la hidrólisis térmica con valores de temperaturas superiores incrementa el consumo de energía y genera compuestos orgánicos resistentes a ser digeridos anaeróbicamente. En cambio, si la hidrólisis térmica se lleva a cabo con valores de temperaturas inferiores, disminuye el consumo de energía, pero se libera una menor cantidad de compuestos orgánicos aptos para ser digeridos anaeróbicamente.

b. Despresurización súbita.

La explosión de vapor fue introducida y patentada como un proceso de pretratamiento de biomasa en 1926 por Mason WH (Stelte, 2013). Mediante la realización de una expansión isoentálpica del fango entre el reactor y el flash-tank se consigue tanto la destrucción de las macroestructuras celulares presentes en el fango como la disrupción celular, resultando una explosión de vapor, desintegración celular, una gran disminución de la viscosidad y destrucción de las estructuras macromoleculares (Kleiven et al., 2007). La despresurización súbita abre las

2. ESTADO DEL ARTE DE LA HIDRÓLISIS TÉRMICA Y OBJETIVOS DE LA TESIS

paredes celulares (JTTV, 2007). La alta temperatura disuelve (desnaturaliza) los SPE de formulación proteica en un sustrato fácilmente digerible por la digestión anaerobia. Este efecto favorece y optimiza la deshidratación final de los fangos permitiendo que la deshidratación por centrifugación alcance valores mayores de un 30% (Kleiven et al., 2007).

La explosión de vapor hace que los sustratos sean más digeribles mediante una combinación de calentamiento y repentino cambio de presión. El sustrato se calienta a una temperatura típica de 160-220 °C, provocando un aumento de la presión. Después de un tiempo de retención de aproximadamente 5-60 minutos, la presión se libera bruscamente. Esta caída repentina de la presión hace que el agua intracelular se evapore muy rápidamente, causando un fenómeno conocido como explosión de vapor. Esta bajada tan brusca de la presión rompe las células y sus fibras circundantes (Montgomery y Bochmann, 2014).

Los efectos combinados de la temperatura y la presión resultan en un aumento significativo de la solubilización y una reducción del tamaño de partícula en el fango hidrolizado (Ebcor, 2013). La temperatura ha demostrado ser el parámetro más influyente, mientras que los cambios en la presión no producen cambios significativos en las características del fango. El aumento de la temperatura mejora la velocidad de las reacciones de solubilización, requiriendo menos tiempo de reacción (Urrea et al., 2015).

Los inconvenientes de la hidrólisis térmica guardan relación con la demanda de energía parasitaria en algunas configuraciones (depende del proceso), mayor concentración de NH_3 que la digestión estándar, potencial producción de materiales refractarios especialmente con los desperdicios de alimentos, incremento potencial de la demanda de polímeros para la deshidratación, es un proceso más complejo que la digestión anaerobia estándar, requiere calderas de generación de vapor, los fangos necesitan enfriamiento antes de la digestión anaerobia, requiere una concentración del fango inicial entre 16-18% antes de la hidrólisis térmica (Barber1, 2016). El principal y más grande inconveniente de la hidrólisis térmica es un consumo de energía significativo para su propio funcionamiento (Fernández-Polanco y Tatsumy, 2016).

Adicionalmente, el proceso de hidrólisis térmica a menudo se asocia con problemas de acumulación de NH_3 en los digestores causando inhibición de la actividad metanogénica (Bishnoi, 2012). La amonificación de las proteínas por la hidrólisis térmica puede ser una consideración importante. La producción de NH_3 podría reducirse marginalmente al operar con un proceso de pretratamiento de hidrólisis térmica a 150 °C (Wilson y Novak, 2009). Aunque

el NH_3 es un nutriente esencial para el crecimiento bacteriano, puede inhibir la metanogénesis si está en altas concentraciones (Yenigun y Demirel, 2013).

El NH_3 libre es la principal causa de inhibición debido a su alta permeabilidad en la membrana celular. El umbral de toxicidad para el NH_3 libre es de 100 mg/L. McCarty et al indican de un rango de concentración de toxicidad del NH_4^+ total de 1.500-3.000 mg/L con un $\text{pH} > 7,4$. Grady et al. (1999) indicaron que para condiciones de funcionamiento mesófilo, las concentraciones totales de NH_4^+ de aproximadamente 2.000 mg/L pueden dar como resultado concentraciones de NH_3 libre tóxico de 100 mg/L cuando el pH se aproxima a 7,5-8 (Bishnoi, 2012).

Sin embargo, una ventaja importante es la reducción del contenido de agua de los fangos usualmente por deshidratación mecánica, siendo crucial para reducir los costes producidos en su manejo posterior (Feng et al., 2014). Las proteínas presentes en el fango se caracterizan por tener una alta capacidad para la retención de agua. Dado que en el proceso de hidrólisis térmica las proteínas se desnaturalizan, se destruye dicha capacidad de retención de agua (Kleiven et al., 2007) y entonces se pueden conseguir unos valores mucho más altos en la concentración del fango deshidratado una vez hidrolizado y digerido. La reducción del contenido de agua de los fangos usualmente por deshidratación mecánica es crucial para reducir los costes del manejo de fangos (Feng et al., 2014). Es bien sabido que el fango activado es muy difícil de deshidratar. La gran parte de los sólidos del fango son de naturaleza orgánica y una complicada mezcla de bacterias, virus, protozoos y otros microorganismos que existen en forma unicelular o flocular. Una cantidad considerable del agua del fango está atrapada dentro de estos microorganismos del fango o dentro de la estructura del flóculo (agua intersticial). Es imposible extraer el agua asociada a las células mediante procedimientos de deshidratación convencionales, que sólo pueden eliminar el agua libre que no está unida a los sólidos del fango y una parte del agua intersticial que queda atrapada en las grietas y espacios intersticiales de los flóculos. La liberación de agua intersticial mantenida dentro de la estructura celular implica la disrupción de las células del fango y esto no ocurre durante la deshidratación convencional (Neyens y Baeyens, 2003).

2.5. TECNOLOGÍAS DE HIDRÓLISIS TÉRMICA.

Las tecnologías de pretratamiento de hidrólisis térmica de fangos de EDAR se pueden clasificar de diversas formas en función del parámetro analizado, tal y como se presenta en la Tabla 2.2.

2. ESTADO DEL ARTE DE LA HIDRÓLISIS TÉRMICA Y OBJETIVOS DE LA TESIS

Tabla 2.2. Clasificación de las diferentes tecnologías de hidrólisis térmica.

Clasificación de las tecnologías de hidrólisis térmica		Tecnologías
<i>Según la cadencia en el suministro de vapor vivo a los reactores.</i>		
Batch o lotes	El suministro de vapor vivo se realiza por lotes a los reactores de forma discontinua a lo largo de un ciclo determinado que se repite en el tiempo en cada uno de ellos. Esto implica la alimentación discontinua de fango postespesado a los reactores en cada lote, aunque el resto de los componentes de la unidad de hidrólisis térmica funcionan de forma continua.	Cambi Biothelys
Continuo	El suministro de vapor vivo a los reactores se efectúa de forma siempre continua en el tiempo, lo que significa una alimentación continua del fango a ser hidrolizado en los reactores y un funcionamiento también continuo de todos los elementos de la unidad de hidrólisis térmica.	Exelys, Turbotec, Haarslev, Aqualysis y tH ₄ ⁺ .
<i>Según el precalentamiento del fango postespesado</i>		
Vapor flash	Este vapor se genera en el tanque de vapor flash denominado flash-tank, economizador o separador flash mediante la despresurización súbita isoentálpica del fango hidrolizado de los reactores y se envía al tanque de precalentamiento del fango postespesado de entrada, denominado pulper o precalentador, tanque de carga o presurizador con el propósito de elevar la temperatura del fango postespesado antes de entrar en los reactores.	Un circuito flash: Cambi, Biothelys, Haarslev y Aqualysis. Dos circuitos flash: tH ₄ ⁺ .
Intercambiadores fango postespesado	Precalentamiento del fango postespesado a partir de la energía térmica del fango una vez que ha sido hidrolizado en los reactores mediante intercambiadores de calor.	Turbotec y Lysotherm
Intercambiadores fango postespesado y precalentamiento agua alimentación caldera	Muy similar al anterior, pero además dispone de precalentamiento del agua de alimentación a la caldera a partir del fango hidrolizado realizado mediante intercambiadores de calor.	Exelys
<i>Según el origen de la energía térmica enviada a los reactores</i>		
Vapor vivo	Vapor saturado generado en la caldera de recuperación que se envía a los reactores para elevar la temperatura del fango precalentado previamente introducido en ellos, hasta conseguir la temperatura de reacción necesaria.	Cambi, Biothelys, Exelys, Turbotec, Haarslev, Aqualysis y tH ₄ ⁺
Aceite térmico	Calentamiento del fango en los reactores mediante un sistema de intercambiadores gases de escape-aceite térmico en la caldera de recuperación para la captación de energía térmica y de aceite térmico-fango en los reactores para la cesión de la energía captada.	Lysotherm
<i>Según el tipo de fango a hidrolizar</i>		
Primario y secundario (Fango digerido Clase A)		Cambi, Biothelys, Exelys, Haarslev y tH ₄ ⁺
Secundario (*Fango digerido no Clase A)		Turbotec Lysotherm y Aqualysis
<i>*Se ha supuesto siempre que el fango secundario se une al primario antes de introducirse en los digestores. En caso de operar únicamente con fango secundario hidrolizado, el fango sería Clase A.</i>		

2.6. TENOLOGÍA CAMBI.

Esta tecnología de hidrólisis térmica comenzó su andadura a finales de la década de 1980 en Noruega y fue originalmente diseñada para ser utilizada en la industria de la pulpa de papel, siendo su creador e inventor el noruego D Odd Egil Solheim (Astbury, 2015), “*quien decía que el primer día del futuro es hoy*” (Kleiven, 2014). El término Cambi, nombre de la empresa en cuestión, proviene de la palabra española “*cambio*”, siendo su primera planta puesta en funcionamiento la de Hias (Noruega) en el año 1995 (Astbury, 2015). La sede actual de Cambi está en Asker, Oslo (Noruega) y su planta de fabricación se encuentra ubicada en Congleton, Manchester (Reino Unido) (Nilsen et al., 2016). Las especificaciones de carácter general de la tecnología de hidrólisis térmica Cambi se indican en la Tabla 2.3.

Tabla 2.3. Especificaciones generales de la tecnología Cambi.

<i>Especificaciones</i>	<i>Datos</i>
Compañía	Cambi
País	Noruega
Tipo	Batch (lotes)
Reactor	Tanque
Aportación energética	Vapor vivo saturado
Recuperación energética	Un circuito de vapor flash
Hidrólisis térmica	Temperatura-tiempo de reacción y despresurización súbita
Intercambiadores de calor	No
Tipo fango digerido	Clase A
Fango entrada hidrólisis térmica	Primario y secundario

La tecnología Cambi dispone actualmente de cuatro tipologías diferentes de realizar la hidrólisis térmica de fangos de EDAR, las cuales se indican a continuación.

a. Hidrólisis térmica convencional.

La concentración del fango espesado mixto compuesto por fango primario y secundario se incrementa en el postespesado antes de ser introducido en la unidad de hidrólisis térmica con objeto de rebajar el contenido de agua presente en el fango y disminuir de esta forma el aporte energético que es necesario realizar en los reactores para alcanzar la temperatura de reacción establecida. Esta unidad consta de tres partes fundamentales: *pulper*, *reactor* y *flash-tank*. La hidrólisis se produce en los reactores mediante el incremento de temperatura del fango por la aportación externa de vapor vivo saturado y la permanencia de un cierto tiempo de reacción a

2. ESTADO DEL ARTE DE LA HIDRÓLISIS TÉRMICA Y OBJETIVOS DE LA TESIS

esta temperatura. A continuación, el fango de los reactores sufre una despresurización súbita isoentálpica hacia el flash-tank formándose vapor flash que será enviado al pulper y servirá para el precalentamiento del fango postespesado que se encuentra en el pulper antes de ser introducido en los reactores y así disminuir la aportación energética que es necesario realizar en los reactores.

La concentración y temperatura del fango una vez hidrolizado a la salida del flash-tank se disminuye mediante la inyección de agua de dilución y posteriormente se bombea hacia los digestores. Una vez digerido el fango, se bombea hacia la deshidratación. El fango deshidratado en las bombas centrífugas mediante la adición de polielectrolito, se impulsa a su lugar de almacenamiento o uso y los centrados a su punto de tratamiento correspondiente de nitrificación-desnitrificación vía nitrito para disminuir su contenido en NH_4^+ , proceso denominado CLEARGREEN tal y como acontece en la EDAR de Burgos. Otra posibilidad sería enviarlos a un tipo de proceso similar o nuevamente a cabecera de planta. El volumen necesario de digestores anaerobios utilizando este método es aproximadamente 1/3 de la digestión anaerobia, lo que supone un gran ahorro económico en los costes de la inversión inicial a efectuar en la construcción de la planta.

La Figura 2.4 permite observar el diagrama de flujo de esta tecnología (Nilsen et al., 2016), una de las más utilizadas sin ninguna duda en todo el mundo actual, sobre todo si lo que se requiere es conseguir que el fango final sea Clase A libre de patógenos.

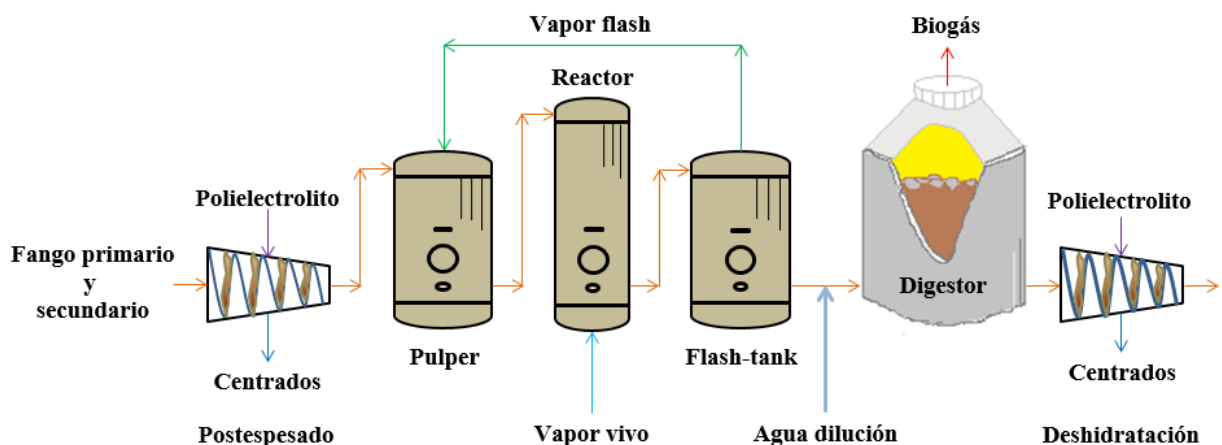


Figura 2.4. Diagrama de flujo de la hidrólisis térmica Cambi tipo convencional.

La Tabla 2.4 presenta los parámetros de cálculo, unidades, valores adoptados y de referencia para la unidad de hidrólisis térmica Cambi tipo convencional.

2. ESTADO DEL ARTE DE LA HIDRÓLISIS TÉRMICA Y OBJETIVOS DE LA TESIS

Tabla 2.4. *Parámetros de cálculo adoptados y de referencia de la tecnología Cambi tipo convencional.*

Parámetros	Valor adoptado	Valores referencia	Referencias
		15-18	(Sierra y Schafer, 2015)
		16	(Arant et al., 2013)
Concentración fango postespesado (%)	16,5	14-17	(Abu-Orf, 2010)
		18	(Astbury, 2015)
		17	(Nilsen et al., 2016)
		90-100	(ARCADIS, 2016)
*Temperatura pulper (°C)	...	95	(Arant et al., 2013)
		100	(Ebcor, 2013)
		97	(Degremont AEAS, 2013)
		185-191	(Sierra y Schafer, 2015)
Temperatura vapor vivo (°C)	190	191	(ARCADIS, 2016)
		185	(Astbury, 2015)
		192	(Ebcor, 2013)
		1.120-1.290	(Sierra y Schafer, 2015)
Presión vapor vivo (kPa)	1.260	1.290	(ARCADIS, 2016)
		1.120	(Astbury, 2015)
		1.200	(Ebcor, 2013)
		165	(Sierra y Schafer, 2015)
Temperatura reactores (°C)	165	165-180	(EDAR, 2016)
		150-170	(Abu-Orf, 2010)
		165-170	(Ebcor, 2013)
		165	(Arant et al., 2013)
		700	(Sierra y Schafer, 2015)
Presión reactores (kPa)	700	700	(ARCADIS, 2016)
		700	(EDAR, 2016)
		700	(Ebcor, 2013)
		700	(Arant et al., 2013)
		30	(Sierra y Schafer, 2015)
Tiempo reacción (min)	30	30	(Arant et al., 2013)
		20-30	(EDAR, 2016)
		20-30	(Ebcor, 2013)
		10	(EDAR, 2016)
Tiempo vaciado reactor a flash-tank (min)	10	15	(Degremont, AEAS, 2013)
		15	(Goss, 2015)
		107	(Arant et al., 2013)
Temperatura flash-tank (°C)	107	107	(EDAR, 2016)
		102	(Ebcor, 2013)
		128	(Arant et al., 2013)
Presión flash-tank (kPa)	128	128	(EDAR, 2016)
		109	(Ebcor, 2013)
*Volumen relativo digestión con HT respecto digestión anaerobia (%)	...	33-50	(Kleiven et al., 2007)
Masa fango hidrolizado por batch (kg/batch)	6.300	6.300	(EDAR, 2016)
Concentración fango reactor (%)	12,8	12,8	

* El valor adoptado se obtiene del proceso de cálculo. HT, hidrólisis térmica

b. Hidrólisis térmica sólo fango secundario.

Esta tipología es similar a la anterior, realizando solo la hidrólisis del fango secundario. El fango primario sin hidrolizar y el secundario hidrolizado se unen en el anillo de mezcla antes de ser introducidos en los digestores y de esta forma, se consigue disminuir de forma importante la cantidad de vapor vivo consumido en los reactores y también la cantidad de polielectrolito dosificado en postespesado, teniendo los dos inconvenientes de que la producción de biogás resulta ligeramente inferior al caso anterior y que los fangos una vez digeridos no son Clase A. El tratamiento de los centrados de postespesado y deshidratación es el mismo del proceso anterior.

La Figura 2.5 muestra el diagrama de flujo de esta tecnología (Nilsen et al., 2016) mediante la cual es posible incrementar la cantidad de biogás disponible en los motogeneradores gracias a la disminución del consumo de éste en la caldera de recuperación. Esto se debe a que la cantidad de vapor vivo necesaria en el reactor de hidrólisis es menor dado que está asociado al menor volumen de fango a hidrolizar. El fundamento de este proceso es semejante a las tecnologías Turbotec, Lysotherm y Aqualysis, sólo en cuanto al tipo de fango a hidrolizar, en este caso secundario.

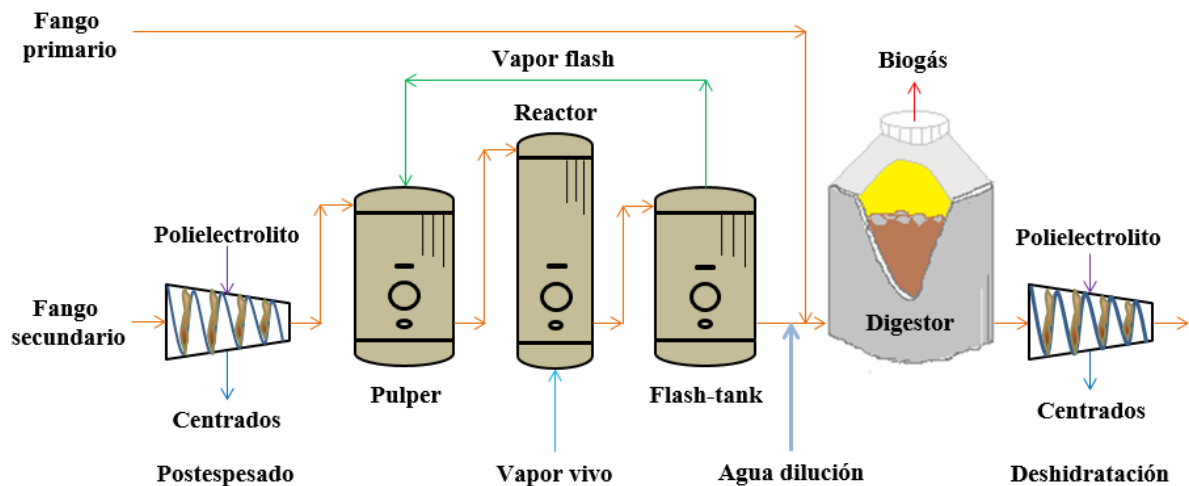


Figura 2.5. Diagrama de flujo de la hidrólisis térmica Cambi tipo sólo fango secundario.

Los parámetros fundamentales de funcionamiento de esta tipología Cambi se encuentran representados en la Tabla 2.5. Se define el *volumen de digestión relativa respecto a la digestión anaerobia* (%) como el cociente entre el volumen necesario de digestores con hidrólisis térmica (m^3) y digestión anaerobia (m^3). Este volumen relativo permite apreciar de forma rápida el valor del ahorro de inversión en la construcción de digestores con hidrólisis térmica respecto a la

digestión anaerobia. De igual manera, el *volumen de digestión relativa respecto a la hidrólisis térmica convencional Cambi (%)* es el cociente entre el volumen necesario de digestores con algún procedimiento diferente de realizar la hidrólisis térmica y la hidrólisis térmica convencional Cambi (m³) tomada como referencia. Con estos valores referenciados, se observa un incremento en el volumen de los digestores necesarios del 72,7% respecto de la hidrólisis térmica convencional, pero representa sólo un 57% respecto de la digestión anaerobia tradicional.

Tabla 2.5. *Parámetros de operación de la tecnología Cambi tipo sólo fango secundario hidrolizado.*

<i>Parámetros</i>	<i>Valores referencia</i>	<i>Referencias</i>
Concentración fango postespesado (%)	17	
Concentración fango entrada digestores (%)	6-9	
Reducción SV (%)	55	
Producción específica biogás (m ³ /t ST)	421	
Potencia eléctrica específica (kWh/t ST)	900	(Nilsen et al., 2016)
Volumen relativo digestión con HT respecto digestión anaerobia (%)	57	(Barber2, 2016)
Volumen relativo digestión con HT respecto HT convencional Cambi (%)	172,7	
Coefficiente carga volumétrico (kg SV/m ³ ·d)	3-5	
Concentración fango deshidratado (%)	28-35	
Consumo específico vapor vivo (kg/t ST)	850	

c. Hidrólisis térmica intermedia (ITHP).

Esta tipología se basa en la inserción de una unidad de hidrólisis térmica entre dos digestores anaerobios. El primer digestor realiza la digestión anaerobia del fango espesado, a continuación se hidroliza este fango y se envía a un segundo digestor para realizar una segunda etapa de digestión. De esta forma, se obtiene una mayor cantidad de biogás gracias a la mayor reducción conjunta del contenido de SV del fango digerido. Tiene el inconveniente de que se necesita un 100% más de volumen de digestores que la hidrólisis térmica convencional, pero sólo un 62,5% sobre la digestión anaerobia, lo que supone un coste añadido importante respecto de la hidrólisis térmica convencional, pero un ahorro con respecto a la digestión anaerobia.

La Figura 2.6 representa el diagrama de flujo de esta tecnología (Nilsen et al., 2016), donde se puede observar la inserción de la unidad de hidrólisis térmica entre los dos digestores y la producción total de biogás como el resultado de la suma del producido parcialmente en

2. ESTADO DEL ARTE DE LA HIDRÓLISIS TÉRMICA Y OBJETIVOS DE LA TESIS

cada uno de los dos digestores, a partir del fango espesado uno y del fango hidrolizado el otro. Se forman dos corrientes de centrados, pero ahora diferentes a los dos casos anteriores. Los centrados de postespesado poseen la temperatura de digestión de 37 °C y un contenido medio estimado en NH_4^+ de 800 mg/L (Kleiven et al., 2007), valor este último superior a los dos anteriores procesos, pudiendo ser enviados al CLEARGREEN al disponer de la temperatura y concentración adecuadas que demanda este procedimiento, a otro tratamiento similar o a cabecera de planta al igual que los procedentes de deshidratación. Esta tecnología, al usar un gran volumen de digestores tiene el inconveniente de generar un autoconsumo de energía eléctrica importante que penaliza la producida en los motogeneradores.

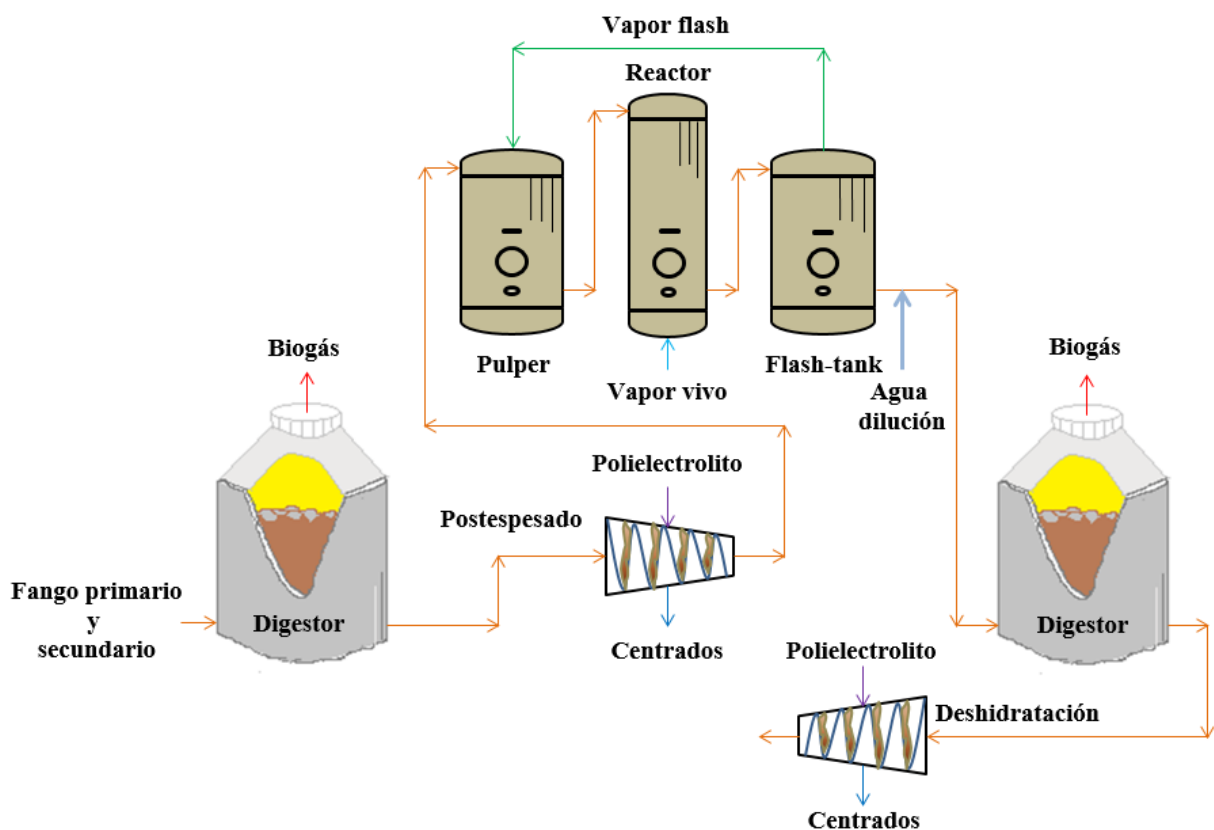


Figura 2.6. Diagrama de flujo de la hidrólisis térmica Cambi tipo intermedia (ITHP).

La empresa Cambi no dispone al día de hoy de una planta en funcionamiento con esta tecnología ITHP, sin embargo, sí posee varias plantas ITHP la empresa Veolia (Francia) mediante su tecnología Exelys DLD, tal y como se indica próximamente en el apartado 2.7. Sin embargo, existe una planta piloto Cambi de tecnología ITHP, la cual se muestra en la Figura 2.7 y que pertenece al centro de innovación de energía y fango de Basingstoke (Reino Unido) disponiendo de una capacidad de tratamiento de fango de 2 m³/d (Mills, 2015).

2. ESTADO DEL ARTE DE LA HIDRÓLISIS TÉRMICA Y OBJETIVOS DE LA TESIS



Figura 2.7. Planta piloto Cambi tipo ITHP en Basingstoke (Mills, 2015).

Los parámetros fundamentales de funcionamiento de esta tipología Cambi se indican en la Tabla 2.6.

Tabla 2.6. Parámetros de operación de la tecnología Cambi tipo hidrólisis intermedia (ITHP).

Parámetros	Valores referencia	Referencias
Concentración fango postespesado (%)	16	(Shana et al., 2012)
Reducción SV primer digestor (%)	40	(Nilsen et al., 2016)
Reducción SV segundo digestor (%)	25	(Nilsen et al., 2016)
Reducción SV total (%)	65	(Nilsen et al., 2016)
	65	(Barber2, 2016)
Producción específica biogás (m ³ /t ST)	66-68	(Shana et al., 2012)
	503	(Nilsen et al., 2016)
	450	(Barber2, 2016)
Potencia eléctrica específica (kWh/t ST)	503	(Shana et al., 2012)
	1.070	(Nilsen et al., 2016)
Volumen relativo digestión con HT respecto digestión anaerobia (%)	62,5	(Barber2, 2016)
	62,5	(Nilsen et al., 2016)
Volumen relativo digestión con HT respecto HT convencional Cambi (%)	187,7	(Barber2, 2016)
Coefficiente carga volumétrico digestores anaerobios (kg SV/m ³ ·d)	1-2	(Nilsen et al., 2016)
Coefficiente carga volumétrico digestores fango hidrolizado (kg SV/m ³ d)	4-5	(Nilsen at al., 2016)
Concentración fango deshidratado (%)	4-5	(Nilsen et al., 2016)
	34-48	(Barber2, 2016)
Consumo específico vapor vivo (kg/t ST)	500	(Nilsen et al., 2016)

d. Hidrólisis térmica de corriente sólida o solidstream.

Esta tipología se basa en hidrolizar a posteriori el fango que ya ha sido previamente digerido en un digestor anaerobio convencional, pero a diferencia de la hidrólisis térmica intermedia anterior, el fango hidrolizado no vuelve a ser digerido en un segundo digestor sino que abandona el flash-tank a una temperatura cercana a los 100 °C y presión 100 kPa, siendo

2. ESTADO DEL ARTE DE LA HIDRÓLISIS TÉRMICA Y OBJETIVOS DE LA TESIS

enviado al huevo barométrico que tiene la misión de mantener esta temperatura y presión en el fango hidrolizado hasta que se deshidrata bajo estas mismas condiciones. El fango una vez deshidratado se enfría con aire y se depura en un scrubber (depurador de gases) para eliminar los malos olores antes de ser enviado al área de almacenamiento o uso correspondiente. Los centrados de las bombas centrífugas se envían nuevamente a los digestores, ya que disponen de fuentes altamente concentradas de material biodegradable y pueden producir una cantidad importante de biogás adicional, un incremento de un 15-25% (Nilsen et al., 2016).

La Figura 2.8 muestra el diagrama de flujo de esta tecnología (Astbury, 2017). Esta tecnología dispone de algunos elementos peculiares como son el huevo barométrico, el intercambiador para enfriamiento y secado del fango deshidratado, el scrubber y la recirculación de los centrados de las bombas centrífugas de deshidratación al digestor nuevamente. Sin embargo, los centrados procedentes del postespesado en unas condiciones similares al proceso anterior ITHP se pueden enviar al CLEARGREEN, otro tratamiento o cabecera de planta. Este último hecho indicado con respecto a la recirculación de los centrados de deshidratación hacia los digestores y la deshidratación del fango a unos 100 °C con consumo muy bajo o nulo de polielectrolito hacen que esta tipología de hidrólisis térmica pueda ser considerada totalmente diferente y única, no sólo con respecto a las tres anteriores Cambi sino también a las restantes tecnologías.

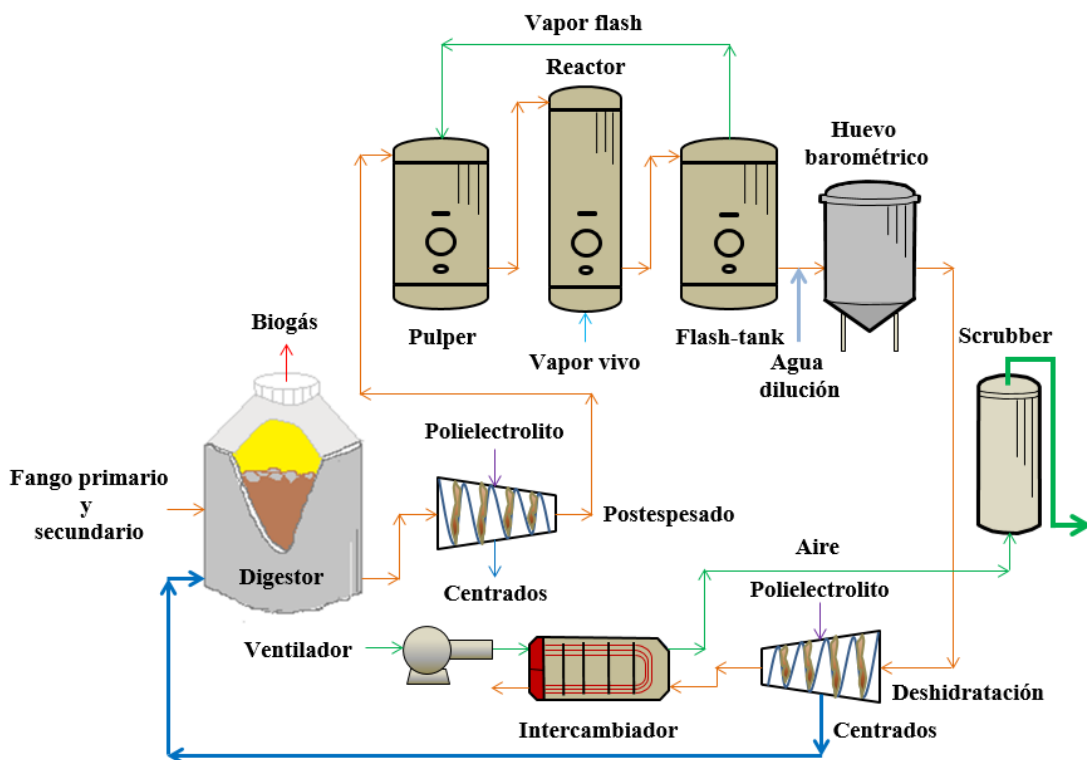


Figura 2.8. Diagrama de flujo de la hidrólisis térmica Cambi tipo solidstream.

2. ESTADO DEL ARTE DE LA HIDRÓLISIS TÉRMICA Y OBJETIVOS DE LA TESIS

La Figura 2.9 permite analizar y ver las partes principales de la planta de solidstream Cambi de Amperverband (Alemania) que se encuentra actualmente en funcionamiento estable desde el año 2016. Esta es una planta de hidrólisis térmica con una capacidad de tratamiento de diseño de 5.100 t ST/año, una concentración del 62% del fango primario y 38% el fango secundario, un 83% de SV, una reducción de SV del 75%, un incremento en la producción de biogás del 61% sobre la digestión anaerobia y una concentración del 40% del fango deshidratado (Barber2, 2016).

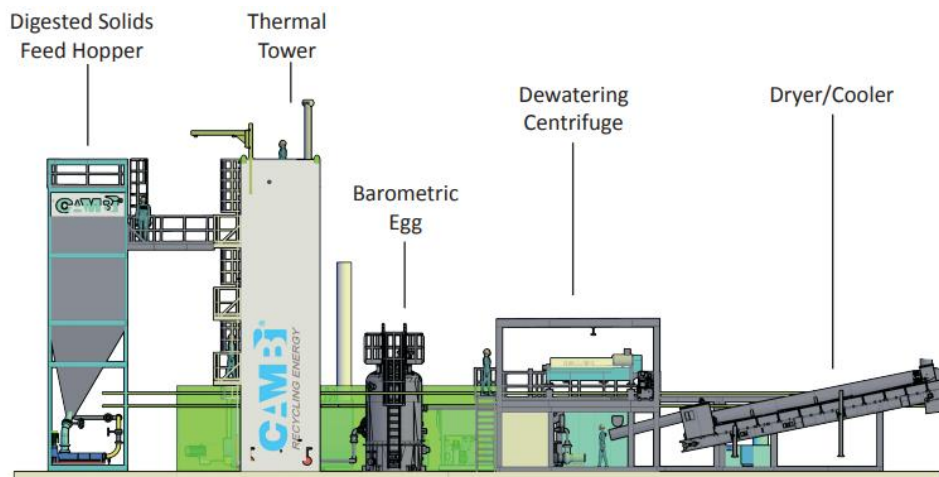


Figura 2.9. Planta de Amperverband con tecnología Cambi tipo solidstream (Cambi, 2013).

La deshidratación del fango se mejora enormemente con unas temperaturas elevadas de trabajo siendo la causa un aumento en la compresibilidad de los sólidos del fango y una disminución en la viscosidad del agua libre y ligada. Por lo tanto, a temperaturas elevadas, los sólidos pueden separarse más fácil y eficazmente sin ser necesaria prácticamente la adición de polielectrolito, con el consiguiente ahorro económico. Se realiza un secado adicional del fango en un enfriador-secador para reducir la temperatura desde el punto cercano a la ebullición hasta la temperatura ambiente. Una vez hidrolizado, el fango se mantiene bajo presión para mantener las altas temperaturas y se transfiere al huevo barométrico por diferencia de presiones para mantener el control de presión y de este modo alimentar constantemente a las bombas centrífugas de fango y poder extraerle el agua de su composición.

Una ventaja es que en el proceso no se utilizan bombas mecánicas (Cambi, 2013), pero el inconveniente es el elevado volumen de digestión necesario, un 300% más que en la hidrólisis térmica convencional y este mismo incremento aplica al comparar con la digestión anaerobia. Por otro lado, con este método se consigue la mayor deshidratación de fangos posible, 38-52% y la mayor generación específica de energía eléctrica de las cuatro tipologías Cambi analizadas

2. ESTADO DEL ARTE DE LA HIDRÓLISIS TÉRMICA Y OBJETIVOS DE LA TESIS

con 1.230 kWh/t ST entrada (Astbury, 2017). Los parámetros fundamentales de funcionamiento de esta tipología Cambi se pueden resumir en la Tabla 2.7.

Tabla 2.7. *Parámetros de operación de la tecnología Cambi tipo solidstream.*

<i>Parámetros</i>	<i>Valores referencia</i>	<i>Referencias</i>
Concentración fango postespesado (%)	16	(Astbury, 2017)
Reducción de SV (%)	75	(Astbury, 2017)
Producción específica biogás (m ³ /t ST)	580	(Astbury, 2017)
Potencia eléctrica específica (kWh/t ST)	1.230	(Astbury, 2017)
Volumen relativo digestión con HT respecto digestión anaerobia (%)	100	(Astbury, 2017)
Volumen relativo digestión con HT respecto HT convencional Cambi (%)	300	(Astbury, 2017)
Concentración fango deshidratado (%)	38-52	(Astbury, 2017)
Consumo específico vapor vivo (kg/t ST)	< 600	(Nilsen et al., 2016)

Operación de la hidrólisis térmica convencional.

Existen en el mercado una serie de unidades de hidrólisis térmica Cambi que abarcan desde el modelo THP-B2.1 con una capacidad de tratamiento de 4,9 t ST/d hasta el THP-4xB12.5 con 511 t ST/d (Kleiven, 2014). En la Figura 2.10 se muestra una unidad típica THP-B6.2 Cambi donde se pueden observar claramente sus partes principales: pulper, reactores y flash-tank (Cambi1, 2017). La unidad de hidrólisis térmica de Burgos pertenece al modelo THP-B6.2 Cambi, aunque sus dos reactores no están alineados con el pulper y flash-tank como se representa en esta Figura 2.10, sino que están situados en la parte posterior con objeto de que la planta se pueda transformar en un futuro en un modelo THP-B6.3 o THP-B6.4 simplemente añadiéndole uno o dos reactores y el equipamiento necesario.



Figura 2.10. *Unidad de hidrólisis térmica Cambi modelo THP-B6.2 (Cambi1, 2017).*

2. ESTADO DEL ARTE DE LA HIDRÓLISIS TÉRMICA Y OBJETIVOS DE LA TESIS

Las partes principales de una unidad de hidrólisis térmica convencional de esta tecnología Cambi son las siguientes:

a. Pulper.

Este tanque tiene encomendadas varias misiones:

- *Acumulación*: sirve como tanque de acumulación parcial del fango postespesado de entrada y de esta forma, la alimentación de fango puede ser realizada de forma continua, aunque el nivel del tanque varía constantemente durante todo el ciclo.
- *Pre calentamiento*: utiliza vapor flash procedente del flash-tank para precalentar el fango postespesado antes de ser introducido en los reactores.
- *Homogeneización*: recirculación continua del fango para conseguir el mezclado y la temperatura deseada.
- *Confinamiento de los gases de proceso*: primeramente enviados desde el reactor al pulper junto con vapor flash y posteriormente expulsados desde éste a los digestores para su descomposición.
- *Reducción de la viscosidad*: debido a que la temperatura del fango se incrementa y la concentración disminuye por la aportación de vapor flash, la viscosidad se reduce, pudiéndose bombear el fango más fácilmente mediante las bombas de recirculación del pulper y de llenado a los reactores.

b. Reactor.

En este elemento tiene lugar la hidrólisis térmica del fango mediante la aportación de vapor vivo saturado que eleva su temperatura hasta la temperatura de reacción deseada, permaneciendo en él el tiempo de retención establecido las condiciones de temperatura y presión. El proceso es discontinuo y está formado por las siguientes etapas:

- *Primera*: llenado de fango postespesado precalentado del pulper hacia el reactor.
- *Segunda*: inyección de vapor vivo saturado procedente de la caldera de recuperación hasta alcanzar en el interior del reactor la temperatura de hidrólisis térmica. Como el volumen del reactor es siempre constante, también lo es el tiempo de inyección y la cantidad de vapor vivo introducido en cada batch.

2. ESTADO DEL ARTE DE LA HIDRÓLISIS TÉRMICA Y OBJETIVOS DE LA TESIS

- *Tercera:* reacción mediante el establecimiento de un tiempo de retención del fango bajo las condiciones de temperatura y presión alcanzadas.
- *Cuarta:* envío de vapor flash del reactor hacia el pulper mediante una despresurización casi instantánea isoentálpica del fango del reactor al pulper, con el objeto de enviar los gases de proceso generados durante la etapa de reacción mezclados con vapor de agua.
- *Quinta:* despresurización súbita del fango del reactor al flash-tank. El fango es transferido desde el reactor al flash-tank, mediante una despresurización súbita isoentálpica.

c. Flash-tank.

Mientras que la despresurización súbita del fango del reactor al flash-tank se está desarrollando, el vapor flash creado va siendo transferido al pulper con base en la diferencia de presiones existentes entre ambos tanques. Este vapor flash es capaz de precalentar el fango postespesado que ha entrado previamente al pulper a la temperatura ambiente de diseño. Por tanto, el papel principal del flash-tank es liberar y recuperar el vapor flash contenido en el fango hidrolizado. El nivel de fango es siempre variable en este tanque, pero el caudal de salida es siempre constante. Este fango, una vez fuera del flash-tank, es diluido con agua hasta alcanzar la concentración y temperatura deseadas y luego es bombeado hacia los digestores mediante bombas de alimentación de tornillo helicoidal.

El fango hidrolizado a la salida del flash-tank se debe diluir por tres razones (Astbury, 2015): reducir la temperatura a fin de proteger los estatores de las bombas de tornillo helicoidal de alimentación a digestores, reducir la viscosidad para que el fango fluya mejor por las diferentes tuberías (especialmente por el intercambiador de fango hidrolizado) y evitar altas concentraciones de NH_4^+ en los digestores.

2.7. TECNOLOGÍA BIOTHELYS.

Las especificaciones de carácter general de esta tecnología de hidrólisis térmica figuran en la Tabla 2.8. En la Figura 2.11 está representada una unidad de hidrólisis térmica Biothelys con cada una de sus partes fundamentales, donde se puede apreciar claramente los tres pares de reactores en este caso. Estos seis reactores pueden operar dos a dos o tres a tres en paralelo, pues la peculiar forma de realizar el ciclo de precalentamiento, calentamiento y despresurización lo permite, a diferencia de la anterior tecnología Cambi.

Tabla 2.8. Especificaciones generales de la tecnología Biothelys.

<i>Especificaciones</i>	<i>Datos</i>
Compañía	Veolia
País	Francia
Tipo	Batch (lotes)
Reactor	Tanque
Aportación energética	Vapor vivo saturado
Recuperación energética	Un circuito de vapor flash
Hidrólisis térmica	Temperatura-tiempo de reacción y despresurización súbita
Intercambiadores de calor	No
Tipo fango digerido	Clase A
Fango entrada hidrólisis térmica	Primario y secundario

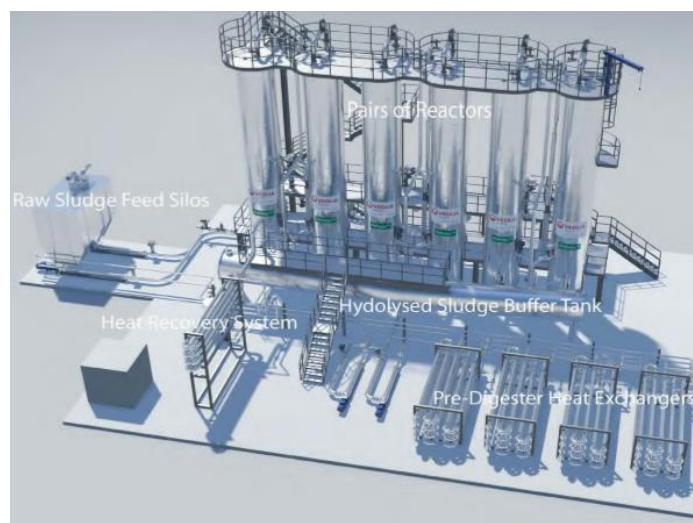


Figura 2.11. Unidad de hidrólisis térmica Biothelys (Goss, 2015).

La unidad de hidrólisis térmica de fangos Biothelys es más sencilla, sólo con un par de reactores, se compone principalmente de las siguientes partes:

- *Reactor 1*: tiene la doble misión de precalentar el fango postespesado con vapor flash proveniente del reactor 2 y de calentarlo a continuación con vapor vivo saturado proveniente de la caldera de recuperación. Mantener el fango el tiempo necesario para después realizar la despresurización isoentálpica hacia el reactor 2 generando vapor flash que será enviado a este último reactor para precalentar el fango postespesado.
- *Reactor 2*: las operaciones realizadas son totalmente idénticas a las del reactor 1, solo que están desfasadas en el tiempo.
- *Buffer-tank*: sirve de tanque regulador del flujo discontinuo de fango hidrolizado entrante tipo batch para transformarlo en un flujo de salida constante, consiguiéndolo por medio de la variación continua del nivel de los fangos contenidos en él.

2. ESTADO DEL ARTE DE LA HIDRÓLISIS TÉRMICA Y OBJETIVOS DE LA TESIS

Se observa en la anterior Figura 2.11 la presencia del silo de alimentación de fango postespesado, cuya misión es regular el flujo del fango de entrada a los reactores, algo de lo que en la tecnología Cambi se encargaba de realizar el pulper, aunque esta última también dispone de un silo de fango postespesado como dispositivo de regulación de este fango. A diferencia de la tecnología Cambi que disponía de pulper y reactores, los reactores de Biothelys realizan las dos funciones de precalentamiento y calentamiento en el mismo tanque, lo que supone un ahorro económico importante. En la citada figura también se observan los intercambiadores de refrigeración de fango hidrolizado, el buffer tank y el sistema de recuperación de calor a partir del fango caliente hidrolizado. La Tabla 2.9 muestra los parámetros de cálculo de la unidad de hidrólisis térmica Biothelys, valor adoptado, valores de referencia y referencias aportadas.

Tabla 2.9. *Parámetros de cálculo adoptados y de referencia de la tecnología Biothelys.*

Parámetros	Valor adoptado	Valores referencia	Referencias
Concentración fango postespesado (%)	16	>15	(Veolia Water, 2013)
		16	(Veolia Water, 2015)
		15	(Abu-Orf, 2010)
		16	(Humphreys, 2015)
		16	(Bonkoski, 2013)
*Temperatura precalentamiento (°C)	...	75	(Abu-Orf, 2010)
		75	(Tillier, 2012)
Temperatura vapor vivo (°C)	190	190	(EDAR, 2016)
Presión vapor vivo (kPa)	1.260	1.260	(EDAR, 2016)
Temperatura reactores (°C)	165	160	(Abu-Orf, 2010)
		165	(Veolia Water, 2013)
		165	(Veolia Water, 2015)
		165	(Bonkoski, 2013)
		160	(Arant et al., 2013)
Presión reactores (kPa)	700	618	(Abu-Orf, 2010)
		700	(Veolia Water, 2013)
		700	(Veolia Water, 2015)
		700	(Bonkoski, 2013)
		618	(Arant et al., 2013)
Tiempo reacción (min)	30	30	(Abu-Orf, 2010)
		30	(Bonkoski, 2013)
		30	(Tillier, 2012)
		30	(Humphreys, 2015)
		20	(Humphreys, 2015)
Tiempo envío vapor flash (min)	20	20	(Abu-Orf, 2010)
		25	(Abu-Orf, 2010)
Tiempo vaciado reactores a buffer-tank (min)	25	25	(Humphreys, 2015)
		110	(Abu-Orf, 2010)
Temperatura buffer-tank (°C)	110	110	(Veolia Water, 2013)
		110	(Arant et al., 2013)
		140	(Abu-Orf, 2010)
Presión buffer-tank (kPa)	140	140	(Veolia Water, 2013)
		140	(Arant et al., 2013)

* El valor adoptado se obtiene del proceso de cálculo

2.8. TECNOLOGÍA EXELYS.

Las especificaciones de carácter general de esta tecnología de hidrólisis térmica constan en la Tabla 2.10. Existen tres diferentes tipologías en cuanto a la forma de la realización del proceso de hidrólisis térmica para la tecnología Exelys: lysis digestion (LD), digestion lysis (DL) y digestion lysis digestion (DLD) (Chauzy, 2012) mostradas en la Figura 2.12.

Tabla 2.10. Especificaciones generales de la tecnología Exelys.

<i>Especificaciones</i>	<i>Datos</i>
Compañía	Veolia
País	Francia
Tipo	Continuo
Reactor	Tubular (flujo pistón)
Aportación energética	Vapor vivo saturado
Recuperación energética	Intercambiadores de calor (sin vapor flash)
Hidrólisis térmica	Temperatura-tiempo de reacción sin despresurización súbita
Intercambiadores de calor	Sí
Tipo fango digerido	Clase A
Fango entrada hidrólisis térmica	Primario y secundario

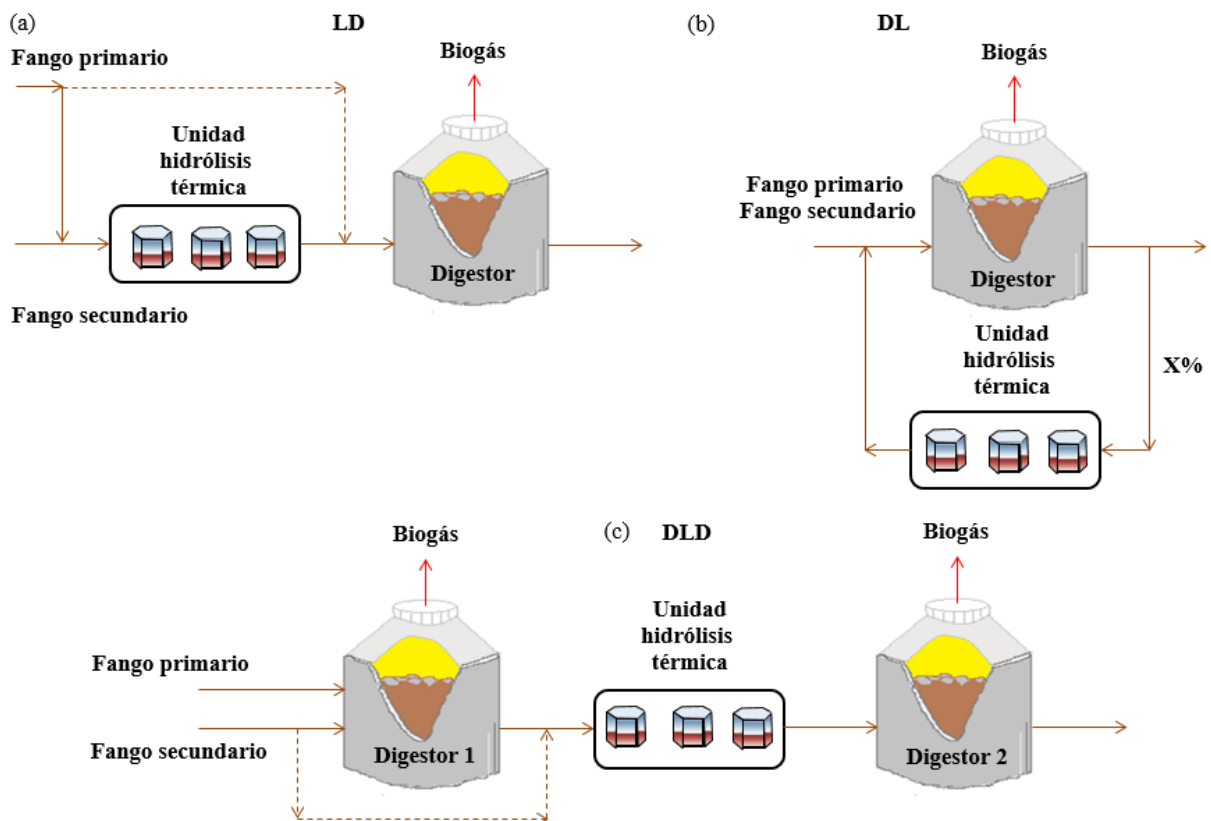


Figura 2.12. Diagrama simplificado de operación de las tres tipologías existentes Exelys. a) LD, b) DL y c) DLD.

a. Lysis digestion (LD) convencional.

Esta tipología se compone de un proceso de lisis y después uno de digestión anaerobia. La unidad de hidrólisis térmica se alimenta con fango primario y secundario, aunque también admite la posibilidad de hidrolizar sólo el fango secundario, enviando el primario directamente a digestores. Esta constituye la única configuración de la tecnología Exelys analizada en esta tesis estando representado este proceso LD simplificado en la Figura 2.12a (Chauzy, 2012). Constituye un ejemplo de esta tipología, la planta en funcionamiento de Yeosu en Francia (Veolia Water, 2018).

b. Digestion lysis (DL).

En esta tipología, primeramente, los digestores se alimentan con fango primario y secundario crudos, y una vez digerido, una fracción de este fango se hidroliza y es nuevamente introducido en los digestores junto los fangos crudos, tal y como se ilustra en la Figura 2.12b (Chauzy, 2012), siendo un ejemplo de planta de este tipo en funcionamiento la de Versailles en Francia (Veolia Water, 2018).

c. Digestion lysis digestion (DLD).

Esta tercera y última tipología se compone de digestión, lisis y digestión. Se pueden alimentar los digestores sólo con fango secundario o fango secundario y fango primario (Veolia Water, 2013). Los fangos son previamente digeridos en la primera etapa de digestión, a continuación, al fango digerido se le realiza un postespesado, se somete a hidrólisis térmica y se vuelve a introducir nuevamente en una segunda etapa de digestión. Esta segunda etapa del tratamiento aplica la hidrólisis térmica al material que ha sido resistente a la digestión, haciéndolo más degradable (Abu-Orf, 2010). Este método también admite la posibilidad de introducir el fango secundario directamente a hidrólisis térmica, con lo cual, la alimentación de esta unidad estaría compuesta por fango primario digerido y fango secundario crudo. Como planta de esta tipología actualmente en funcionamiento se puede nombrar la de Marquette-Lez-Lille en Francia (Veolia Water, 2018).

Se indican a continuación en la Tabla 2.11 los valores de una serie de parámetros debidamente referenciados de este proceso. Las ventajas de la tecnología DLD son una alta reducción de SV, aumento de la producción de biogás, baja ocupación de espacio y mejora del equilibrio energético. Por otra parte, las desventajas son la necesidad de un mayor volumen de digestión que la hidrólisis térmica convencional (200%), siendo aproximadamente igual al de

la digestión anaeróbica tradicional. El proceso simplificado DLD está representado en la Figura 2.12c (Chauzy, 2012), mostrándose en línea discontinua la posibilidad de introducir el fango secundario antes o después de los digestores. En cuanto al principio de operación, indicar que la tecnología LD sólo fango secundario es similar a la Cambi de la misma denominación. La DLD es similar a la ITHP de Cambi, con la importante diferencia entre estas últimas de que existen varias plantas en funcionamiento actual con la tecnología Exelys mientras Cambi, de momento no dispone de ninguna (Mills, 2015).

Tabla 2.11. *Parámetros de operación de la tecnología Exelys tipo DLD.*

<i>Parámetros</i>	<i>Valores referencia</i>	<i>Referencias</i>
Concentración fango postespesado (%)	20	
Reducción SV total (%)	68	
Producción específica total biogás (m ³ biogás/t ST)	450	(Abu-Orf y Goss, 2012)
Producción específica total biogás (m ³ biogás/t SV eliminados)	936	
Consumo específico vapor vivo (kg/t ST)	800	

Operación de la tecnología Exelys tipo LD.

El proceso de hidrólisis térmica Exelys se compone principalmente de las siguientes partes (Gurieff et al., 2011):

- *Tolva de alimentación:* sirve como órgano de recepción, regulación y almacenamiento del fango previamente postespesado antes de ser introducido en la unidad de hidrólisis térmica.
- *Bomba de alimentación de cavidad progresiva:* usada para la impulsión del fango de forma continua con una gran concentración de ST desde postespesado hasta la unidad de hidrólisis térmica. Las impurezas y fibras con partículas también se pueden impulsar con este tipo de bomba fácilmente, no necesitándose un tamizado anterior a la bomba de impulsión.
- *Intercambiador de precalentamiento de fango espesado:* mediante la energía térmica extraída al fango en el recuperador de energía se precalienta el fango postespesado en este intercambiador antes de ser introducido en el condensador-mezclador estático.
- *Condensador de vapor-mezclador estático:* una vez el fango se introduce en este equipo, se inyecta vapor vivo continuamente a través de una boquilla de inyección. A medida

2. ESTADO DEL ARTE DE LA HIDRÓLISIS TÉRMICA Y OBJETIVOS DE LA TESIS

que esta mezcla fango-vapor se va moviendo hacia arriba a través de la sección del condensador, el vapor se va condensando en el fango, transfiriéndole energía térmica y elevando su temperatura hasta la requerida para la realización de la hidrólisis. El fango, una vez calentado, se introduce en el mezclador estático de autolimpieza que asegura una distribución homogénea del calor y también captura el vapor que no haya condensado antes, de forma que esta operación asegura que toda la energía disponible en el vapor inyectado se utilice con eficacia, maximizando la eficiencia energética del proceso.

- *Tanque de expansión:* conectado directamente a la salida del condensador de vapor-mezclador estático, tiene la misión de absorber posibles incrementos de volumen del fango que puedan acontecer en el recorrido entre el condensador de vapor-mezclador estático y el reactor y que pudieran dañar el equipamiento por sobrepresión.
- *Bomba de retención:* la parte final del condensador-mezclador es la bomba de retención de presión de cavidad progresiva, que funciona de tal manera que puede controlar la presión en el sistema. En la mayoría de los casos, la bomba de retención de presión también se puede usar para bombear el fango hidrolizado al siguiente proceso de digestión.
- *Reactor:* es una tubería larga y amplia por la que los fangos fluyen a una velocidad muy baja, lo que conduce a unas condiciones de funcionamiento de flujo pistón. Esto asegura que ningún elemento del fango pueda provocar un cortocircuito en el reactor y que esté expuesto a las condiciones de hidrólisis térmica durante el tiempo requerido.
- *Intercambiador precalentamiento agua alimentación:* este intercambiador permite elevar la temperatura del agua de alimentación de la caldera por medio de la energía térmica del fango caliente hidrolizado inmediatamente a la salida del reactor.
- *Recuperador de energía:* intercambiador cuya misión es recuperar energía térmica de los fangos hidrolizados a la salida del intercambiador de precalentamiento del agua de alimentación para efectuar el precalentamiento de este fango antes de entrar en el condensador-reactor.

La Figura 2.13a muestra esquemáticamente una unidad de hidrólisis térmica Exelys con sus partes más importantes y la Figura 2.13b el condensador-mezclador estático, donde se aprecia el recorrido del fango postespesado introducido por su parte inferior y su salida por la

2. ESTADO DEL ARTE DE LA HIDRÓLISIS TÉRMICA Y OBJETIVOS DE LA TESIS

superior de forma ya hidrolizada tras un recorrido ascendente-descendente-ascendente, la introducción del vapor vivo por su parte inferior central mientras los gases no condensables abandonan el reactor por la parte superior.



Figura 2.13. Unidad de hidrólisis térmica Exelys. **a)** Partes fundamentales (Veolia Water, 2011). **b)** Condensador-mezclador estático (Moss, 2013).

Los parámetros del intercambiador de precalentamiento del agua de alimentación se necesitan optimizar para poder enviar la máxima energía posible desde el agua de alimentación a la caldera de recuperación, mediante la aplicación de un punto de acercamiento mínimo entre fango y agua. La energía térmica extraída del fango en el recuperador de energía y enviada al intercambiador de precalentamiento de fango postespesado se calculan de forma que sea la máxima posible, con la condición de que los fangos se introduzcan en los digestores con la temperatura y concentración adecuadas. Llama profundamente la atención el pequeño volumen de espacio que demanda la planta, según se puede ver en la Figura 2.13a anterior en el lado inferior izquierdo, en comparación con las dos tecnologías anteriores. El condensador-mezclador estático formado por una especie de laberinto por donde fango y vapor consiguen una mezcla íntima es una característica inherente y propia exclusivamente de esta tecnología. Esta Figura 2.13a muestra la planta Exelys sin aislar con objeto de poder observar sus partes, sin embargo, en la práctica se encuentra totalmente cubierta por aislamiento térmico. Debido a la gran pérdida de carga originada a lo largo de este proceso, se necesita la bomba de retención para el mantenimiento de las condiciones adecuadas del fango en el reactor. En la Tabla 2.12 están representados los parámetros de cálculo de la unidad de hidrólisis térmica Exelys y los valores adoptados que se utilizarán posteriormente en el análisis y los valores de referencia.

Tabla 2.12. *Parámetros de cálculo adoptados y de referencia de la tecnología Exelys.*

Parámetros	Valor adoptado	Valores referencia	Referencias
Concentración fango postespesado (%)	24	24	(Abu-Orf y Goss, 2012)
		23-25	(Chauzy, 2012)
		22	(Knight, 2014)
		>22	(Arant et al., 2013)
Temperatura vapor vivo (°C)	188	188	(Abu-Orf y Goss, 2012)
Presión vapor vivo (kPa)	1.200	1.200	(Abu-Orf y Goss, 2012)
Tiempo reacción (min)	30	30	(Abu-Orf y Goss, 2012)
		20-30	(Chauzy, 2012)
		30	(Veolia Water, 2013)
		30	(Moss, 2013)
Temperatura reactores (°C)	165	165	(Abu-Orf y Goss, 2012)
		150-165	(Chauzy, 2012)
		165	(Veolia Water, 2013)
		160	(Arant et al., 2013)
Presión reactores (kPa)	700	700	(Abu-Orf y Goss, 2012)
		600-900	(Chauzy, 2012)
		600-800	(Veolia Water, 2013)
		617	(Arant et al., 2013)
*Concentración salida mezclador estático (%)	...	20	(Abu-Orf y Goss, 2012)
*Temperatura salida recuperador energía (°C)	...	60-100	(Abu-Orf y Goss, 2012)
*Concentración salida recuperador energía (%)	...	20	(Abu-Orf y Goss, 2012)
Temperatura fango después agua dilución (°C)	50	60-35	(Abu-Orf y Goss, 2012)

** El valor adoptado se obtiene del proceso de cálculo*

2.9. TECNOLOGÍA TURBOTEC.

Las especificaciones de carácter general de esta tecnología de hidrólisis térmica se encuentran representadas en la Tabla 2.13. La Figura 2.14 presenta una unidad de hidrólisis térmica Turbotec pudiéndose observar algunas de sus partes más importantes como son el reactor, el mobius mix separator y los intercambiadores de calor.

Tabla 2.13. *Especificaciones generales de la tecnología Turbotec.*

Especificaciones	Datos
Empresa	Sustec
País	Holanda
Tipo	Continuo
Reactor	Tanque
Aportación energética	Vapor vivo saturado
Recuperación energética	Intercambiadores de calor (sin vapor flash)
Hidrólisis térmica	Temperatura-tiempo de reacción sin despresurización súbita
Intercambiadores de calor	Sí
Tipo fango digerido	No Clase A
Fango entrada hidrólisis térmica	Secundario



Figura 2.14. Unidad de hidrólisis térmica Turbotec (Turbotec, 2018).

El proceso Turbotec se compone principalmente de las siguientes partes:

- *Mobius mix separator*: es un sistema de separación dinámica del fango donde se introduce el fango postespesado y el hidrolizado, se mezclan y se produce la separación entre la fracción fina del fango ya hidrolizado que se envía hacia los digestores y la fracción gruesa que fluye hacia la unidad de hidrólisis térmica. El valor de la viscosidad de los fangos es el siguiente: postespesado > fracción gruesa > fracción fina > hidrolizado.
- *Buffer-tank 2*: sirve como depósito de acumulación y regulación de la fracción gruesa del fango enviado a la hidrólisis térmica.
- *Intercambiador de calor 1*: tiene la misión de precalentar el fango de entrada al reactor mediante la energía térmica aportada por el circuito regenerativo de agua.
- *Reactor*: mediante la inyección de vapor vivo se aumenta la temperatura del fango hasta la de reacción, manteniéndose en él durante el tiempo de retención establecido.
- *Intercambiador de calor 2*: capta energía térmica del fango hidrolizado para enviársela al intercambiador 1 por medio del circuito regenerativo de agua.
- *Circuito de recuperación de energía térmica*: mediante un circuito regenerativo cerrado de agua como fluido energético, permite enviar energía térmica desde el intercambiador 1 al 2 con el objeto de precalentar el fango antes de entrar en el reactor.

2. ESTADO DEL ARTE DE LA HIDRÓLISIS TÉRMICA Y OBJETIVOS DE LA TESIS

- *Buffer-tank 1*: tiene la misión de depósito acumulador y regulador del fango hidrolizado de fracción fina que se envía hacia los digestores.

En la Tabla 2.14 están indicados los parámetros de cálculo de la unidad de hidrólisis térmica Turbotec, valor adoptado y valores de referencia.

Tabla 2.14. Parámetros de cálculo adoptados y de referencia de la tecnología Turbotec.

Parámetros	Valor adoptado	Valores referencia	Referencias
		7-14	(Pereboom, 2017)
Concentración fango postespesado (%)	11	11	(Pereboom et al., 2014)
		8-12	(Sustec, 2015)
		11	(Spinosa et al., 2011)
Temperatura vapor vivo (°C)	180	180	(Pereboom et al., 2014)
Presión vapor vivo (kPa)	1.000	1.000	(Pereboom et al., 2014)
Temperatura reactores (°C)	140	140	(Pereboom, 2017)
		140	(Pereboom et al., 2014)
Presión reactores (kPa)	361	361	(Pereboom, 2017)
Temperatura salida fango mobius mix separator fracción fina a digestores (°C)	55,6	55,6	(Pereboom et al., 2014)
*Temperatura salida fango mobius mix separator fracción gruesa a reactores (°C)	...	61,5	(Pereboom et al., 2014)
*Temperatura precalentamiento fango fracción fina a reactores (°C)	...	97	(Pereboom et al., 2014)
*Temperatura entrada fango hidrolizado mobius mix separator fracción fina (°C)	...	108	(Pereboom et al., 2014)
Tiempo reacción (min)	30	30	(Sustec, 2016)
		30-60	(Pereboom et al., 2014)
**Potencia térmica entrada/potencia térmica salida intercambiador 2	1,4453	1,4453	(Pereboom et al., 2014)
**Relación flujo másico salida mobius mix separator hacia hidrólisis térmica y digestores	0,9815	0,9815	(Pereboom et al., 2014)

* El valor adoptado se obtiene del proceso de cálculo. **Relaciones adicionales necesarias para el cálculo

2.10. TECNOLOGÍA HAARSLEV.

Las especificaciones de carácter general de esta tecnología de hidrólisis térmica se muestran en la Tabla 2.15. Existen dos tipologías diferentes de realizar la hidrólisis térmica con la tecnología Haarslev: *con enfriamiento final* del fango hidrolizado a la salida del economizador (opción considerada en esta tesis) y *sin enfriamiento final* (no considerada). La

2. ESTADO DEL ARTE DE LA HIDRÓLISIS TÉRMICA Y OBJETIVOS DE LA TESIS

opción con enfriamiento final permite extraer una gran cantidad de gases no condensables del fango (mucho mayor que la opción sin enfriamiento final) y además no es necesaria teóricamente la instalación del intercambiador de fango hidrolizado, pues el fango hidrolizado después de la inyección de agua de dilución ya dispone de la temperatura necesaria para ser introducido directamente en los digestores. La Figura 2.15 muestra una unidad de hidrólisis térmica Haarslev tipo con enfriamiento final con las principales partes que lo componen.

Tabla 2.15. Especificaciones generales de la tecnología Haarslev.

<i>Especificaciones</i>	<i>Datos</i>
Compañía	Haarslev
País	Dinamarca
Tipo	Continuo
Reactor	Tanque
Aportación energética	Vapor vivo saturado
Recuperación energética	Un circuito de vapor flash
Hidrólisis térmica	Temperatura-tiempo de reacción y despresurización súbita
Intercambiadores de calor	No
Tipo fango digerido	Clase A
Fango entrada hidrólisis térmica	Primario y secundario

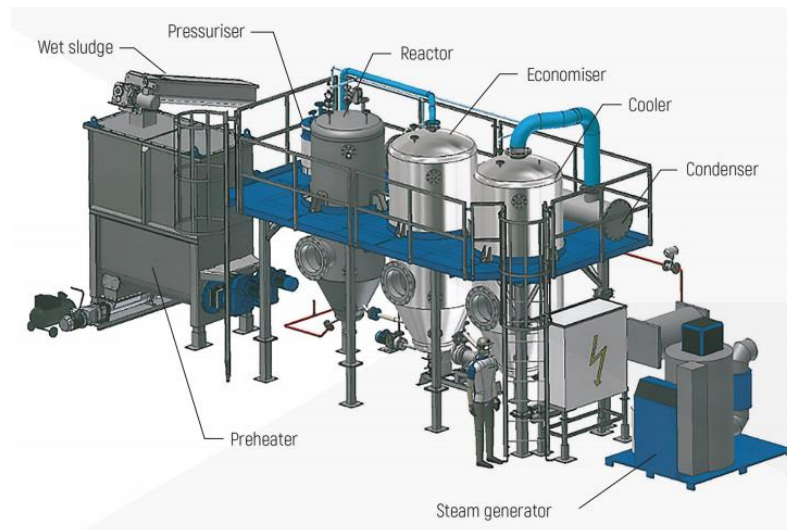


Figura 2.15. Unidad de hidrólisis térmica Haarslev (Haarslev, 2018).

Las seis partes fundamentales en que se puede dividir este proceso Haarslev con enfriamiento final son las siguientes:

2. ESTADO DEL ARTE DE LA HIDRÓLISIS TÉRMICA Y OBJETIVOS DE LA TESIS

- *Pre calentador*: tiene por objeto efectuar el precalentamiento del fango postespesado mediante vapor flash proveniente del economizador y además enviar los gases de proceso formados mediante extracción por medio de una bomba de vacío al scrubber para su correspondiente tratamiento antes de ser enviados a los digestores o a la desodorización.
- *Presurizador*: mediante cierta cantidad de vapor vivo calienta pequeñas porciones de fango que posteriormente son enviadas al reactor a una temperatura cercana a la de reacción en pequeños intervalos de tiempo, de forma que el proceso de hidrólisis pueda considerarse continuo.
- *Reactor*: tiene la misión de realizar la hidrólisis térmica del fango por medio de la inyección de vapor vivo y de esta forma, elevar la temperatura hasta el valor necesario y mantener estas condiciones durante el tiempo de reacción establecido.
- *Economizador*: su misión consiste en recoger el vapor flash procedente de la despresurización súbita del reactor y realizar el precalentamiento del fango en el precalentador.
- *Refrigerador*: mediante la creación de un vacío en este tanque se produce el enfriamiento evaporativo del fango hidrolizado procedente del economizador. El vapor flash liberado tras esta despresurización se envía a un condensador mientras el fango hidrolizado abandona el tanque hacia los digestores.
- *Condensador*: el vapor flash procedente del refrigerador se enfría por medio de un circuito exterior de agua. Entonces, los gases no condensables se envían al depurador (scrubber) a través de una bomba de vacío y posteriormente a los digestores o al sistema de tratamiento de olores, mientras los gases condensables que se han convertido en líquido son impulsados mediante una bomba hacia el circuito de inyección de agua de dilución (Mah, 2017).
- *Scrubber*: depurador de los gases no condensables procedentes principalmente del condensador y en menor medida del precalentador.

En la Tabla 2.16 se encuentran representados los parámetros de cálculo de la unidad de hidrólisis térmica Haarslev con enfriamiento final, valor adoptado, valores de referencia y referencias aportadas.

Tabla 2.16. *Parámetros de cálculo adoptados y de referencia de la tecnología Haarslev.*

<i>Parámetros</i>	<i>Valor adoptado</i>	<i>Valores referencia</i>	<i>Referencias</i>
Concentración fango postespesado (%)	20	14-22	
*Temperatura precalentador (°C)	...	85	
Presión precalentador (°C)	100	100	
Temperatura presurizer (°C)	130	130	
Presión presurizer (kPa)	270	270	
Temperatura vapor vivo (°C)	180	180	
Presión vapor vivo (kPa)	1.000	1.000	(Haarslev, 2017)
Temperatura reactores (°C)	165	165	(Haarslev, 2014)
Presión reactores (kPa)	700	700	
Tiempo reacción (min)	30	30	
Temperatura economizador (°C)	105	105	
Presión economizador (kPa)	120	120	
Presión refrigerador (kPa)	20	20	
Temperatura refrigerador (°C)	60	60	
Caudal agua refrigeración condensador (m ³ /t fango)	4	4	

** El valor adoptado se obtiene del proceso de cálculo*

2.11. TECNOLOGÍA LYSOTHERM.

Las especificaciones de carácter general de esta tecnología de hidrólisis térmica figuran en la Tabla 2.17. En esta tecnología, únicamente se hidroliza el fango secundario, introduciéndose el primario en el anillo de mezcla, donde se une al secundario hidrolizado, de forma similar a la tecnología Turbotec. La energía térmica introducida en el reactor se realiza por medio de un circuito de aceite térmico con intercambiadores de calor, no con vapor vivo como en todos los demás procesos. La concentración del fango secundario no se modifica desde su entrada en el proceso hasta su salida, debido a que no tiene contacto en ningún momento con vapor vivo o vapor flash u otro tipo de fluido, lo que le hace totalmente diferente a las demás tecnologías además de operar con aceite térmico como fluido energético en los reactores. Indicar también que la caldera mixta de recuperación de todas las demás tecnologías tiene que ser sustituida por un intercambiador de calor de aceite térmico, con lo cual, toda la zona de recuperación de calor de los gases de escape va a ser diferente. Al realizarse ahora la transferencia de energía térmica por medio de aceite, interesa mayormente, la proximidad del intercambiador a los motogeneradores para evitar mayores pérdidas de energía. La Figura 2.16 muestra una unidad virtualizada de hidrólisis térmica Lysotherm.

Tabla 2.17. Especificaciones generales de la tecnología Lysotherm.

<i>Especificaciones</i>	<i>Datos</i>
Empresa	Eliquo Water Energy
País	Holanda
Tipo	Continuo
Reactor	Tubular (flujo pistón)
Aportación energética	Aceite térmico
Recuperación energética	Intercambiadores de calor con circuito regenerativo de agua (sin vapor flash)
Hidrólisis térmica	Temperatura-tiempo de reacción sin despresurización súbita
Intercambiadores de calor	Sí
Tipo fango digerido	No Clase A
Fango entrada hidrólisis térmica	Sólo secundario



Figura 2.16. Unidad de hidrólisis térmica Lysotherm (Lysotherm, 2017).

El proceso Lysotherm se compone principalmente de las siguientes partes:

- *Pre calentador*: es un intercambiador de calor donde se precalienta el fango postespesado mediante la energía térmica de un circuito regenerativo de agua que aprovecha a su vez, la energía del fango a la salida del proceso una vez que ha sido hidrolizado.
- *Reactor-tubo*: es un intercambiador de calor que consigue elevar la temperatura del fango precalentado hasta la de reacción mediante la energía aportada por un circuito exterior de aceite térmico.

2. ESTADO DEL ARTE DE LA HIDRÓLISIS TÉRMICA Y OBJETIVOS DE LA TESIS

- *Reactor desintegrador*: es otro intercambiador de calor cuya misión consiste en que el fango hidrolizado anteriormente en el reactor-tubo esté a su temperatura de reacción el tiempo establecido para ello.
- *Etapa de enfriamiento*: intercambiador de calor cuya misión es extraer energía térmica del fango una vez que ha sido hidrolizado y mediante un circuito cerrado regenerativo exterior de agua cedérsela al precalentador de fango postespesado.

En la Tabla 2.18 se muestran los parámetros de cálculo de la unidad de hidrólisis térmica Lysotherm, valor adoptado y valores de referencia.

Tabla 2.18. *Parámetros de cálculo adoptados y de referencia de la tecnología Lysotherm.*

<i>Parámetros</i>	<i>Valor adoptado</i>	<i>Valores referencia</i>	<i>Referencias</i>
Concentración fango postespesado (%)	10	3-13 <7	(Geraats, 2015) (Arant et al., 2013)
Temperatura aceite térmico (°C)	180	160-190	(Geraats, 2015)
*Precalentamiento fango (°C)	...	<140	(Geraats, 2015)
Temperatura reactor (°C)	162,5	150-175 160	(Geraats, 2015) (Arant et al., 2013)
Presión reactor (kPa)	658	476-892 617	(Geraats, 2015) (Arant et al., 2013)
Tiempo reacción (min)	30	30-60 30-60 30-60	(Geraats, 2015) (Arant et al., 2013) (Moss, 2013)
Temperatura salida fango hidrolizado (°C)	50	35-50	(Geraats, 2015)
Temperatura entrada agua refrigeración a etapa enfriamiento (°C)	150	140-160	(Geraats, 2015)
Temperatura salida agua refrigeración a etapa enfriamiento (°C)	30	30	(Geraats, 2015)

** El valor adoptado se obtiene del proceso de cálculo*

También existe una variante al proceso Lysotherm denominado Lysogest, que se está llevando a cabo de forma experimental en la planta de Lingen en Alemania (Buchmüller y Geraats, 2015; Buchmüller, 2012). Esta tecnología consiste en digerir el fango primario espesado sin hidrolizar en un digestor mientras el fango secundario se hidroliza y es digerido en otro digestor independiente. El fango primario digerido se deshidrata y sus centrados se envían a cabecera de planta.

El fango secundario digerido se deshidrata y es enviado a la entrada de las bombas de deshidratación del fango primario, mientras que sus centrados se envían al tratamiento de disminución de NH_4^+ (Buchmüller, 2012). Además, Lysotherm también admite la posibilidad de hidrolizar el fango primario y secundario una vez que ya han sido digeridos, instalándose la

unidad de hidrólisis térmica después de la digestión anaerobia con el objeto de acondicionar parte de este fango ya digerido volviendo a introducirlo en los digestores, sistema similar al DL de Exelys (Eliquo Water Energy, 2018; Buchmüller, 2012). La tecnología Lysotherm también se denomina SH+E Lysotherm Process (Moss, 2013).

2.12. TECNOLOGÍA AQUALYSIS.

Las especificaciones de carácter general de esta tecnología de hidrólisis térmica figuran en la Tabla 2.19. La Figura 2.17 visualiza la unidad experimental de hidrólisis térmica de la tecnología Aqualysis.

Tabla 2.19. Especificaciones generales de la tecnología Aqualysis

<i>Especificaciones</i>	<i>Datos</i>
Empresa	Aqualogy
País	España
Tipo	Continuo
Reactor	Tanque
Aportación energética	Vapor vivo saturado
Recuperación energética	Un circuito de vapor flash
Hidrólisis térmica	Temperatura-tiempo de reacción y despresurización súbita
Intercambiadores de calor	No
Tipo fango digerido	No Clase A
Fango entrada hidrólisis térmica	Sólo secundario



Figura 2.17. Unidad experimental de hidrólisis térmica Aqualysis (Rouge et al., 2014).

2. ESTADO DEL ARTE DE LA HIDRÓLISIS TÉRMICA Y OBJETIVOS DE LA TESIS

Es una tecnología hasta el momento de tipo experimental. El proceso se compone principalmente de las siguientes partes:

- *Pre calentador*: tiene como función precalentar el fango postespesado mediante vapor flash procedente del separador flash.
- *Reactor*: mediante vapor vivo procedente de la caldera de recuperación eleva la temperatura del fango hasta la de reacción permaneciendo en él el tiempo necesario de retención establecido.
- *Separador flash*: elemento donde se genera el vapor flash a partir de la despresurización súbita del fango del reactor y es enviado al precalentador del fango postespesado.

Al objeto de que este proceso se pueda considerar como continuo, el fango impulsado desde el precalentador a los reactores penetra justo por la parte superior de éstos, sin embargo, el fango enviado al separador flash por medio de una expansión isoentálpica, tiene su toma justamente en la parte inferior, totalmente al lado contrario de la entrada al objeto de que el fango hidrolizado permanezca el tiempo de reacción establecido en el reactor (Rodríguez-Gutiérrez et al., 2007). Sólo el fango secundario puede ser hidrolizado y el fango primario debe enviarse por separado al anillo de mezcla antes de los digestores (Rouge et al., 2014). Esta tecnología es totalmente similar a Cambi, excepto en que Aqualysis es un proceso continuo, que hidroliza únicamente fango secundario y que de momento es un proceso experimental, realizado únicamente a escala de laboratorio.

En la Tabla 2.20 se representa los parámetros de cálculo de la unidad de hidrólisis térmica Aqualysis, valor adoptado y valores de referencia.

Tabla 2.20. Parámetros de cálculo adoptados y de referencia de la tecnología Aqualysis.

<i>Parámetros</i>	<i>Valor adoptado</i>	<i>Valores referencia</i>	<i>Referencias</i>
Concentración fango postespesado (%)	16	16	(Rouge et al., 2014)
Temperatura vapor vivo (°C)	190	190	(EDAR, 2016)
Presión vapor vivo (kPa)	1.260	1.260	(EDAR, 2016)
Temperatura reactores (°C)	165	160-180	(Rouge et al., 2014)
Presión reactores (kPa)	700	700-1.000	(Rouge et al., 2014)
Tiempo reacción (min)	30	30	(Rouge et al., 2014)
Temperatura flash-tank (°C)	107	107	(Rouge et al., 2014)
Presión flash-tank (kPa)	128	128	(Rouge et al., 2014)

2.13. TECNOLOGÍA tH₄⁺.

Las especificaciones de carácter general de esta tecnología de hidrólisis térmica constan en la Tabla 2.21. La Figura 2.18 muestra una representación virtual del proceso de hidrólisis térmica tH₄⁺ experimental donde se pueden ver sus partes principales. El proceso estándar tH₄⁺ está equipado con un termocompresor de vapor cuya misión es unir los dos vapores flash creados en el reactor y flash-tank constituyendo uno solo que sirva para precalentamiento del fango en el tanque de carga y los presurizadores. Sin embargo, en esta tesis se ha analizado este proceso sin considerar el termocompresor, por las razones indicadas en el apartado 5.4.8.

Tabla 2.21. Especificaciones generales de la tecnología tH₄⁺.

<i>Especificaciones</i>	<i>Datos</i>
Empresa	teCH ₄ ⁺
País	España
Tipo	Continuo
Reactor	Tanque
Aportación energética	Vapor vivo saturado
Recuperación energética	Dos circuitos de vapor flash
Hidrólisis térmica	Temperatura-tiempo de reacción y dos despresurizaciones súbitas
Intercambiadores de calor	No
Tipo fango digerido	Clase A
Fango entrada hidrólisis térmica	Primario y secundario



Figura 2.18. Unidad de hidrólisis térmica tH₄⁺ (Fernández-Polanco y González-Calvo, 2015).

La unidad de hidrólisis térmica de fangos tH₄⁺ es de momento de tipo experimental y se compone de las siguientes partes principales:

2. ESTADO DEL ARTE DE LA HIDRÓLISIS TÉRMICA Y OBJETIVOS DE LA TESIS

- *Tanque de carga*: tiene la misión de precalentar el fango con vapor flash del flash-tank y expulsar los gases incondensables creados en este tanque.
- *Presurizadores*: constituyen la segunda etapa de precalentamiento del fango mediante vapor flash en este caso procedente del reactor.
- *Mezclador*: en él se eleva la temperatura del fango mediante vapor vivo hasta 207 °C durante 5 segundos con el objeto de conseguir una más alta reducción de SV en los digestores.
- *Reactor*: permite disminuir la temperatura del fango procedente del mezclador hasta la de reacción manteniendo el tiempo de reacción establecido y mediante una despresurización isoentálpica generar vapor flash que será enviado a los presurizadores para efectuar el segundo precalentamiento del fango.
- *Flash-tank*: nuevamente mediante otra despresurización súbita del fango del reactor hacia el flash-tank, se genera vapor flash que es enviado al tanque de carga con objeto de precalentar el fango postespesado.
- *Termocompresor de vapor*: une los vapores flash creados en reactor (motriz) y flash-tank (succión) creando el vapor de descarga que sirve para precalentar el fango.

En la Tabla 2.22 se encuentran representados los parámetros de cálculo de la unidad de hidrólisis térmica tH_4^+ , valor adoptado y valores de referencia.

Tabla 2.22. *Parámetros de cálculo adoptados y de referencia de la tecnología tH_4^+ .*

<i>Parámetros</i>	<i>Valor adoptado</i>	<i>Valores referencia</i>	<i>Referencias</i>
Concentración fango postespesado (%)	14	14	(Fernández-Polanco y Tatsumi, 2016) (Fernández-Polanco y González-Calvo, 2015)
Temperatura vapor vivo (°C)	220	220	(teCH ₄ ⁺ , 2014) (Fernández-Polanco y Tatsumi, 2016) (Fernández-Polanco y González-Calvo, 2015)
Presión vapor vivo (kPa)	2.300	2.300	(teCH ₄ ⁺ , 2014) (Fernández-Polanco y Tatsumi, 2016) (Fernández-Polanco y Tatsumi, 2016)
Temperatura mezclador (°C)	207	205	(Fernández-Polanco y González-Calvo, 2015)
Presión mezclador (kPa)	1.800	180	Fernández-Polanco y Tatsumi, 2016)
Temperatura reactores (°C)	165	165	Fernández-Polanco y Tatsumi, 2016)
Presión reactores (kPa)	700	700	Fernández-Polanco y Tatsumi, 2016)
Tiempo calentamiento mezclador (min)	5	5	(Fernández-Polanco y González-Calvo, 2015)
Tiempo reacción reactor (min)	30	30	(Fernández-Polanco y González-Calvo, 2015)
Temperatura flash-tank (°C)	105	105	Fernández-Polanco y Tatsumi, 2016)
Presión flash-tank (kPa)	120	120	Fernández-Polanco y Tatsumi, 2016)

2.14. OTRAS TECNOLOGÍAS DE HIDRÓLISIS TÉRMICA.

En la denominada tecnología de hidrólisis de presión térmica (TPH) es necesario el suministro de bio-productos animales, bio-residuos y fangos. Hoy en día, existen dos plantas de 30.000 y 40.000 t ST/año en el norte de Alemania con esta tecnología. Es un proceso continuo que trabaja con una temperatura por encima de 200 °C y una presión de 2.000-3.000 kPa (Fraunhofer, 2013). El proceso consiste básicamente en un molido inicial del sustrato introduciéndose posteriormente en el reactor TPH. En este reactor, el sustrato se expone a las condiciones anteriores de presión y temperatura durante un tiempo determinado donde se desnaturaliza. A continuación, el sustrato hidrolizado es mezclado con agua de proceso convenientemente antes de ser introducido en un bioreactor, donde se genera biogás que ha de ser limpiado convenientemente y fango para deshidratar. Este biogás se quema en los motogeneradores, cuyos gases de escape serán aprovechados como energía térmica para enviar vapor al reactor TPH (Hornung, 2014). La hidrólisis de presión térmica del sustrato asegura un proceso de fermentación estable siendo fácilmente integrado en plantas ya existentes. La empresa que comercializa esta tecnología es Fraunhofer Institute for Environmental, Safety and Energy Technology UMSICHT (Fraunhofer, 2013).

Otras tecnologías de hidrólisis térmica patentadas están todavía en estado de desarrollo tratando una variedad de residuos: tecnología de preparación por presión térmica (TPP) (Cano et al., 2015) con biomasa lignocelulósica, tecnología Turbotec II a partir de la hidrólisis térmica de paja, hierba, residuos verdes y biomasa (Sustec, 2016) y por último, Biorefinex (Biosphere Technology) a partir de subproductos de origen animal con propósitos sanitarios (Cano et al., 2015). La tecnología Biorefinex cuenta en la actualidad con una planta experimental en Lacombe (Canadá) donde, después de realizar la hidrólisis térmica de animales muertos y otros bio-productos también de origen animal, se mezclan con residuos orgánicos comerciales e industriales y se les efectúa a todos la digestión anaerobia con objeto de obtener fertilizantes orgánicos secos y líquidos, ácidos grasos, electricidad y agua caliente industrial (Biorefinex, 2019).

Tampoco ha sido analizada la codigestión, cuyo fundamento consiste en el tratamiento de dos o más flujos másicos de residuos de distinta naturaleza que generalmente presenta efectos positivos tanto a nivel de proceso como desde un punto de vista económico (Esteban-Gutiérrez, 2014). Concretamente la tecnología Cambi dispone de una serie de plantas en funcionamiento de codigestión con hidrólisis térmica de fangos procedentes de la fracción orgánica de residuos sólidos municipales y otro tipo de residuos orgánicos (Kleiven, 2014).

2.15. OBJETIVOS DE LA TESIS.

La Figura 2.19 muestra los dos objetivos principales a conseguir en esta tesis donde, tras partir de la planta original con digestión anaerobia, se ha tratado de efectuar el balance teórico energético-económico de la planta con hidrólisis térmica Cambi y posteriormente su optimización mediante la introducción de una serie de mejoras energéticas al proceso.

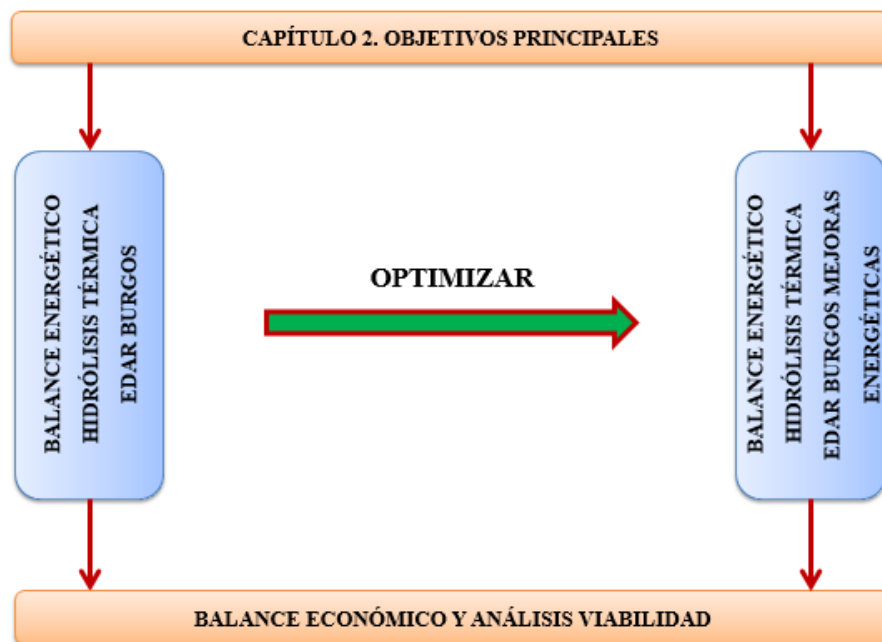


Figura 2.19. Objetivos principales de la tesis.

Los objetivos principales de la tesis han sido dos y se indican a continuación:

- Calcular y analizar de forma teórica el balance energético-económico de la EDAR de Burgos equipada con un pretratamiento de hidrólisis térmica de fangos de tecnología tipo batch Cambi y compararlo con la misma planta dotada con la digestión anaerobia inicial. El propósito principal ha sido cuantificar el beneficio anual mediante el incremento en la generación de energía eléctrica en los motogeneradores, la disminución del flujo másico de fango deshidratado y el aumento del consumo de polielectrolito que constituyen los tres integrantes principales de evaluación. Posteriormente, se calculó el balance económico tras la instalación de este nuevo proceso completo de hidrólisis térmica en la EDAR.
- Realizar la optimización teórica del balance energético-económico de la EDAR con hidrólisis térmica Cambi por medio de la implantación de una serie de mejoras al

2. ESTADO DEL ARTE DE LA HIDRÓLISIS TÉRMICA Y OBJETIVOS DE LA TESIS

proceso destinadas exclusivamente a aumentar la generación de energía eléctrica con vistas a mejorar el periodo de amortización.

Para lograr alcanzar estos dos objetivos principales, ha sido necesaria la consecución de cuatro objetivos específicos tal y como se encuentran representados en la Figura 2.20.

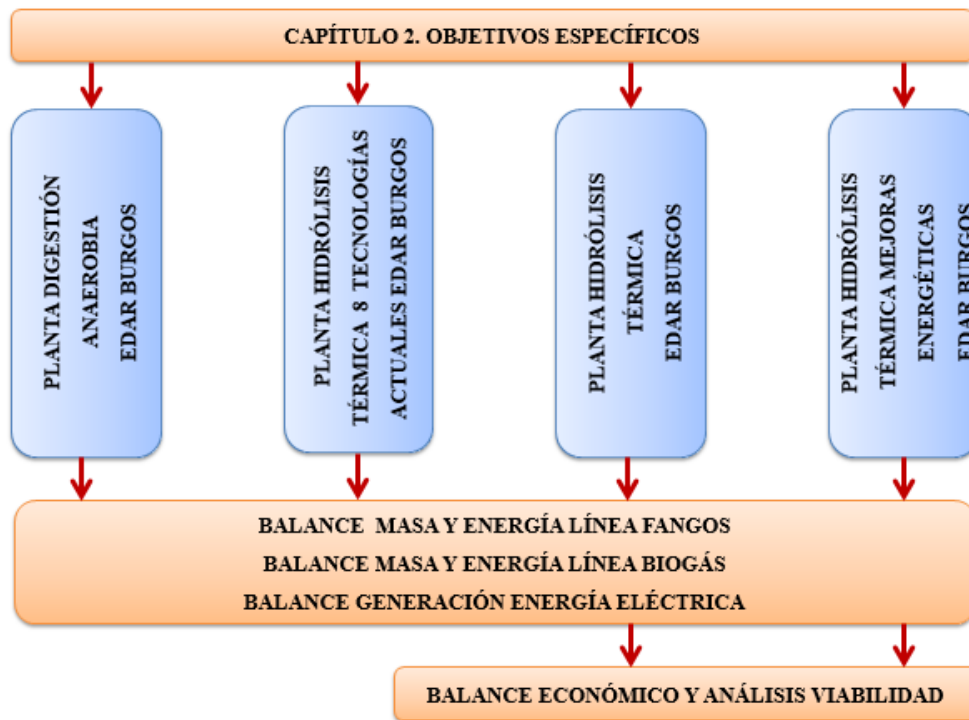


Figura 2.20. Objetivos específicos de la tesis.

Se han calculado analíticamente los balances, dos de tipo exclusivamente energético y dos energético-económicos. Los balances energéticos están formados a su vez por: balances de masa y energía de la línea de fangos, biogás y de generación de energía eléctrica.

- Balance energético real de la EDAR de Burgos con digestión anaerobia y que se ha tomado como referencia y punto de partida de todo el proceso de cálculo posterior.
- Balance energético teórico de la EDAR tras la inserción en el proceso de ocho tecnologías diferentes de hidrólisis térmica existentes en el mercado actual y su comparación energética.
- Balance energético-económico teórico de la EDAR con hidrólisis térmica convencional Cambi con objeto de evaluar el incremento en la producción de biogás y energía eléctrica y el balance económico obtenido con respecto a la digestión anaerobia inicial de partida.

- Balance energético-económico teórico de la EDAR con hidrólisis térmica convencional Cambi tras la implantación de un conjunto de mejoras energéticas al proceso orientadas exclusivamente a incrementar la generación u optimizar la importación de energía eléctrica de la red.

2.16. ESTRUCTURA DE LA TESIS.

La tesis se ha estructurado en nueve capítulos y un anejo. La descripción metodológica se ha realizado en el *capítulo 3*, donde se han definido cada uno de los cuatro escenarios de análisis planteados, representado gráficamente y analizado cada una de las plantas de los escenarios indicados, mostrando los bloques de cálculo analítico comunes al proceso íntegro, descrito las ocho tecnologías de hidrólisis térmica a ser analizadas y analizado tanto la EDAR de Burgos específicamente dotada de hidrólisis térmica Cambi como las mejoras energéticas planteadas para la optimización de la planta.

En el *capítulo 4* se han calculado los balances específicos de masa y energía de las líneas de fangos y biogás así como el de generación de energía eléctrica de la EDAR de Burgos con digestión anaerobia, constituyendo la base de partida.

En el *capítulo 5*, se ha analizado la EDAR de Burgos tras la inserción de ocho tecnologías diferentes de realizar la hidrólisis térmica de fangos, calculado los tres balances específicos indicados anteriormente y determinado las principales diferencias entre cada una de las tecnologías tratadas de forma individual y adicionalmente atendiendo en base a la clasificación establecida.

En el *capítulo 6* se ha realizado un análisis de la EDAR de Burgos tras la instalación específica de una unidad de hidrólisis térmica Cambi como pretratamiento del fango antes de ser introducido en los digestores, realizándose pormenorizadamente los tres balances indicados, así como un balance económico y estudio de viabilidad tomando como punto de partida para el cálculo, los valores obtenidos para la planta con digestión anaerobia inicial.

En el *capítulo 7* consta el artículo publicado el 5 de septiembre de 2018 en la revista *International Journal of Environmental Science and Technology* titulado “*Enhancing the efficiency of thermal hydrolysis process in wastewater treatment plants: evaluating the effect of steam accumulation*”.

En el *capítulo 8* se ha planteado la implantación en la EDAR de Burgos con hidrólisis térmica Cambi de un conjunto de mejoras energéticas al proceso con objeto de optimizar al

máximo su balance energético. Se ha realizado un exhaustivo análisis de sensibilidad de cada una de las mejoras planteadas con el propósito de examinar la evolución de una serie de parámetros denominados fundamentales en función de las variables modificadas.

2.17. REFERENCIAS.

Abbasi T, Tauseef S, Abbasi S. (2012). Biogas energy. Springer New York Dordrecht Heidelberg London. <https://epdf.tips/biogas-energy-springerbriefs-in-environmental-science.html>, acceso julio 2016.

Abelleira J, Pérez-Elvira S, Sanchez-Oneto J, Portela J, Nebot E. (2012). Advanced Thermal Hydrolysis of secondary sewage sludge: A novel process combining thermal hydrolysis and hydrogen peroxide addition. *Resources, Conservation and Recycling*, 59, 52-57.

Abelleira J, Pérez-Elvira S, Sánchez-Oneto J, De la Cruz R, Portela R, Nebot E. (2015). Enhancement of methane production in mesophilic anaerobic digestion of secondary sewage sludge by advanced thermal hydrolysis pretreatment. *Water research*, 71, 330-340.

Abu-Orf M. (2010). Conceptual Design of Thermal Hydrolysis Processes for Enhanced Solids Reduction from Anaerobic Digestion. AECOM Water, North America Biosolids Practice Leader, 2010, 1-12. http://www.wefnet.org/nbp/April%202010/Mohammad%20Abu-Orf_NBP%20Webcast_Sludge%20Reduction_042810.pdf, acceso marzo 2017.

Abu-Orf M, Goss T. (2012). Comparing thermal hydrolysis processes (Cambi and Exelys) for solids pretreatment prior to anaerobic digestion. https://www.researchgate.net/profile/Mohammed_AbuOrf/publication/272221844_Comparing_thermal_hydrolysis_processes_CAMBI_and_EXELYS_for_solids_pretreatment_prior_to_anaerobic_digestion/links/54f09c200cf2f9e34efce360/Comparing-thermal-hydrolysis-processes-CAMBI-and-EXELYS-for-solids-pretreatment-prior-to-anaerobic-digestion.pdf, acceso mayo 2017.

Al Seadi T, Rutz D, Prassl H, Köttner M, Finsterwalder T, Volk S, Janssen R. (2008). Biogas, Handbook. University of Southern Denmark Esbjerg, Niels Bohrs, Denmark. <http://www.lemvigbiogas.com/BiogasHandbook.pdf>, acceso junio 2017.

Amha Y, Jacobsen C, Stadler L Webster T, Smith A. (2018). Inhibition of anaerobic digestion processes: Applications of molecular tolos. *Bioresource Technology*, 247, 999-1014.

Appels L, Baeyens J, Degreve J, Dewil R. (2008). Principles and potential of the anaerobic digestion of waste-activated sludge. *Progress in Energy and Combustion Science*, 34, 755-781.

Arant S, Tarallo S, Queiroz G. (2013). Thermal hydrolysis and energy reduction in biosolids processing. http://www.iweasite.org/docs/3_Thermal_Hydrolysis_and_energyreduction_in_biosolids_processing.pdf, acceso enero 2017.

2. ESTADO DEL ARTE DE LA HIDRÓLISIS TÉRMICA Y OBJETIVOS DE LA TESIS

ARCADIS. (2016). Metropolitan Sewer District of Greater Cincinnati. Little Miami wwtp Solids Plan. Preliminary Engineering Feasibility Analysis. Project ID 12270130. [http://msdgc.org/downloads/news/Final_Draft_Little_Miami_WWTP_Solids_Plan_Report_01152016_\(Combined\).pdf](http://msdgc.org/downloads/news/Final_Draft_Little_Miami_WWTP_Solids_Plan_Report_01152016_(Combined).pdf), acceso febrero 2017.

Ariunbaatar J, Panico A, Esposito G, Pirozzi F, Lens P. (2014). Pretreatment methods to enhance anaerobic digestion of organic solid waste. *Applied Energy*, 123, 143-156.

Astbury B. (2015). Cambi, because it matters, since 1969. <http://nesowea.org/wp-content/uploads/2015/08/09a-Astbury-OWEA-Cambi-Presentation.pdf>, acceso noviembre 2016.

Astbury B. (2017). Cambi solidstream improving the capability of digestion and dewatering. <https://charliealcorn.squarespace.com/s/5-Cambi-Solidstream-Astbury.pdf>, acceso diciembre 2017.

Barber1 W. (2016). Thermal hydrolysis for sewage treatment: a critical review. *Water Research*, 104, 53-71.

Barber2 B. (2016). Cambi Thermal Hydrolysis Theory, market and the future. <http://wef.org/link/f52983e654b14eca81312b1971c41e2c.aspx>, acceso junio 2017.

Bishnoi P. (2012). Effects of thermal hydrolysis pre-treatment on anaerobic digestion of sludge. Thesis, Faculty of the Virginia Polytechnic Institute. <https://pdfs.semanticscholar.org/db90/7d76c30fcd6f7206f51924ab59d5a3879a9.pdf>, acceso marzo 2017.

Biorefinex. (2019). Biorefinex. Renewable Nutrients. *Renewable Energy*. <http://www.biorefinex.com/>, acceso marzo 2019.

Bonkoski N. (2013). Continuous thermal hydrolysis. The path to energy neutrality. http://ftp.weat.org/Presentations/14-Bonkoski_THP_Energy_Neutrality.pdf, acceso noviembre 2016.

Braguglia C, Gianico A, Gallipoli A, Mininni G. (2015). The impact of sludge pre-treatments on mesophilic and thermophilic anaerobic digestion efficiency: Role of the organic load. *Chemical Engineering Journal*, 270, 362–371.

Buchmüller M. (2012). The Energy Autonomous Sewage Treatment Plant – Vision or Illusion? 16th International EWA Symposium “Sustainable Wastewater Management - New solutions for new problems” Munich, Germany, 8-9 May 2012. http://www.ewa-online.eu/id-16th-symposium-on-sustainable-water-management.html?file=tl_files/_media/content/documents_pdf/Publications/Proceedings/IntSymp-Sustainable-Wastewater-Management/2012_16th_Symp-Munich/EWA_16th_IntSymp-SWM-05-Buchmueller.pdf, acceso octubre 2016.

Buchmüller M, Geraats, B. (2015). The energy autonomous sewage treatment plant- once a dream, now a reality. <https://www.aquaenviro.co.uk/wp-content/uploads/2015/06/Geraats-B.-SH-E.pdf>, acceso diciembre 2017.

Cabanes J. (1989). Digestión anaerobia de lodos de depuradora, etapas controlantes y cinética del proceso. Tesis doctoral, Universidad de Alicante. <https://rua.ua.es/dspace/bitstream/10045/5109/1/Lopez-Cabanes-Jose-Maria-t-I.pdf>, acceso enero 2017.

2. ESTADO DEL ARTE DE LA HIDRÓLISIS TÉRMICA Y OBJETIVOS DE LA TESIS

Cambi. (2013). Solidstream. Intital Launch Customer: Amperverband, Germany. [http://www.watertech.ca/_literature .../Cambi_-_Solid_Stream_Brochure](http://www.watertech.ca/_literature.../Cambi_-_Solid_Stream_Brochure), acceso febrero 2018.

Cano R, Nielfa A, Fernández-Polanco M. (2014). Thermal hydrolysis integration in the anaerobic digestion process of different solid wastes: energy and economic feasibility study. *Bioresource Technology*, 168, 14-22.

Cano R, Pérez-Elvira S, Fernández-Polanco F. (2015). Energy feasibility study of sludge pretreatments: A review. *Applied Energy*, 149, 176-185.

Carvajal A, Peña M, Pérez-Elvira S. (2013). Autohydrolysis pretreatment of secondary sludge for anaerobic digestion. *Biochemical Engineering Journal*, 75, 21-31.

Chauzy J. (2012). Exelys, an innovative thermal hydrolysis process for advanced anaerobic digestion of sludge. Veolia Water. <https://www.waterintheurbanenvironment.eu/wp-content/uploads/Julien-Chauzy.pdf>, acceso junio 2016.

Chen J, Ortiz R, Steele T, Stuckey D. (2014). Toxicants inhibiting anaerobic digestion: A review. *Biotechnology Advances*, 32, 1523-1534.

Cho S, Shin H, Kim D. (2012). Waste activated sludge hydrolysis during ultrasonication: Two-step disintegration. *Bioresource Technology*, 121, 480-483.

CIDTA. (2015). Centro de Investigación y Desarrollo Tecnológico del Agua, Universidad de Salamanca. Curso de gestión de plantas de tratamiento de agua. Estaciones de tratamiento de aguas residuales.

Degremont AEAS. (2013). Hidrólisis Térmica Cambi. Evolución, realidad y experiencia en Mapocho (Chile). <http://www.degremont.pt/pt/images/pdf/hidrolisis%20termica%20-%20aeas%2013-thp.pdf>, acceso diciembre 2016.

Ebcor L. (2013). Thermal hydrolysis, anaerobic digestion and dewatering of sewage sludge as a best first step in sludge strategy: full scale examples in large projects in the UK and Ireland. 2013. <http://www.ewisa.co.za/misc/conferenceswisa/dwqualityconferences/4thMunicipalWaterQualityConference/Presentations/Day1/Session%203.3/Panter.pdf>, acceso enero 2017.

EDAR. (2016). Estación de depuración de aguas residuales de Burgos.

Eliquo Water y Energy. (2018). Lysotherm, Thermal sludge disintegration". <https://www.eliquo-we.com/nl/lysotherm.html?lysotherm>, acceso diciembre 2018.

Fagbohunge M, Herbert B, Hurst L, Ibeto C, Li H, Usmani S, Semple K. (2017). The challenges of anaerobic digestion and the role of biochar in optimizing anaerobic digestion. *Waste Management*, 61, 236-249.

Feng G, Ta W, Zhong N, Liu L. (2014). Effects of thermal treatment on physical and expression dewatering characteristics of municipal sludge. *Chemical Engineering Journal*, 247, 223-230.

2. ESTADO DEL ARTE DE LA HIDRÓLISIS TÉRMICA Y OBJETIVOS DE LA TESIS

Fernández-Polanco D, González-Calvo D. (2015). Hidrólisis térmica de segunda generación. Proceso tH₄⁺. Tecnoaqua. <https://www.tecnoaqua.es/articulos/20161017/articulo-tecnico-hidrolisis-termica-segunda-generacion#WvbMCoiFPIU>, acceso junio 2017.

Fernández-Polanco D, Tatsumi H. (2016). Optimum energy integration of thermal hydrolysis through pinch analysis. *Renewable Energy*, 96, 1093-1102.

Fraunhofer. (2013). Thermal pressure hydrolysis. Efficient pretreatment and digestion of biomass, sewage sludge and animal byproducts. https://www.umsicht-suro.fraunhofer.de/content/dam/umsicht-suro/en/documents/produktblaetter_englisch/130523_prdbl_Thermal_Pressure_engl.pdf, acceso octubre 2018.

Geraats B. (2015). Lysotherm: 5 jaar ervaring met innovatieve slibhydrolyse. Bert Geraats (Eliquo). <http://waterenergie.stowa.nl/Upload/5%20Bert%20Geraats%20Lysotherm%20Eliquo.pdf>, acceso diciembre 2016.

Goss T. (2015). Lessons Learned from Recent Thermal Hydrolysis Plants Start up and Commissioning. https://weatnts.files.wordpress.com/2014/06/february_2015_seminar_presentations.pdf, acceso enero 2017.

Gurieff N, Bruus J, Hoejsgaard S, Boyd J, Kline M. (2011). The Next Generation of Thermal Hydrolysis: Exelys™-Continuous Process for Maximizing Biogas Production. *Energy and Water*, 1012-1025 (14). <https://doi.org/10.2175/193864711802836490>, acceso junio 2016.

Haarslev, (2014). WWTP Wola Dalsza, Łancut, Poland Haarslev Continuous Hydrolysis System HCHS 2, 1-2. <https://www.haarslev.com>, acceso junio 2016.

Haarslev. (2017). HCHS-Haarslev Continuous Hydrolysis System Thermal Disintegration of Sewage sludge. <https://www.haarslev.com>, acceso marzo 2017.

Haarslev. (2018). Haarslev processing technology. Continuous hydrolysis system. Product brochure. <http://cdn.haarslev.com/file/Products/Continuous-Hydrolysis-System/Datasheets/Continuous-Hydrolysis-System-us.pdf>, acceso noviembre 2018.

Hamid H, Eskicioglu C. (2013). Effect of microwave hydrolysis on transformation of steroidal hormones during anaerobic digestion of municipal sludge cake. *Water research*, 47, 4966-4977.

Hanjie Z. (2010). Sludge treatment to increase biogas production. Degree project, Water System technology, Department of Land and Water Resources Engineering, Royal Institute of Technology (KTH), Stockholm, Sweden. http://sjostad.ivl.se/download/18.79cc091012c369366d9800017089/1350483757500/LWR_EX_10_20.pdf, acceso junio 2016.

Hii K, Parthasarathy R, Baroutian S, Gapes D, Eshtiaghi N. (2013). Hydrothermal Processing of Sludge-A Review. RMIT University, 3001, Melbourne, Australia. https://pdfs.semanticscholar.org/8578/88d93dcec b379581fc310027da7acc26b962.pdf?_ga=2.68188696.843464358.1526119316-2046756477.1526119316, acceso julio 2016.

2. ESTADO DEL ARTE DE LA HIDRÓLISIS TÉRMICA Y OBJETIVOS DE LA TESIS

Hornung, A. (2014). Transformation of biomass. Theory and practice. Primera edición, Editorial John Wiley & Sons, Ltd.

Humphreys T. (2015). Advanced digestion plant at Yorkshire Water's Esholt WwTW; the UK's first full scale Biothelys™ Thermal Hydrolysis Plant. <https://www.aquaenviro.co.uk/proceedings/advanced-digestion-plant-at-yorkshire-waters-esholt-wwtw-the-uks-first-full-scale-biothelys-thermal-hydrolysis-plant/humphries-t-veolia-water/>, acceso septiembre 2016.

IDAE. (2007). Biomasa. Digestores anaerobios. Instituto Diversificación y Ahorro de la Energía. Ministerio de Industria, Comercio y Turismo. http://www.idae.es/uploads/documentos/documentos_10737_Biomasa_digestores_07_a996b846.pdf, acceso junio 2016.

IPCC. (2007). Intergovernmental panel on climate Change. <http://www.ipcc.ch>, acceso mayo 2018.

JTTV. (2007). La hidrólisis térmica como pretratamiento de la digestión de fangos de una EDAR: una alternativa madura. III Jornadas técnicas, tratamiento y valorización de lodos. https://aca-web.gencat.cat/aca/.../ca/jornadatecnica003/08_soler.pdf, acceso julio 2016.

Kavitha P, Stella C, Kaliappan S, Yeom I, Banu J. (2016). Enhancement of anaerobic degradation of sludge biomass through surfactant-assisted bacterial hydrolysis. *Process Safety and Environmental Protection*, 99, 207-215.

Kelessidis A, Stasinakis A. S. (2012). Comparative study of the methods used for treatment and final disposal of sewage sludge in European countries. *Waste management*, 32(6), 1186-1195.

Kim1 D, Kwanyong L, Young K. (2015). Enhancement of biogas production from anaerobic digestion of waste activated sludge by hydrothermal pre-treatment. *International Biodeterioration & Biodegradation*, 101, 42-46.

Kleiven H, Soler L, Sanz M. (2007). La hidrólisis térmica como pretratamiento de la digestión de fangos de depuradora. Una alternativa madura. III Jornadas técnicas de gestión de sistemas de saneamiento de aguas residuales. https://aca-web.gencat.cat/aca/documents/.../jornadatecnica003/volum_ponencies_es.p...., acceso julio 2016.

Kleiven H. (2014). Presentation to Delegation from Poland. <https://docplayer.net/20745602-Presentation-to-delegation-from-poland>, acceso julio 2016.

Knight G. (2014). Thermal hydrolysis: design, commissioning and lessons learned through a history of installations. Black&Veatch. http://www.tacwa.org/.../presentation/2014_September26_Knight.pdf, acceso julio 2016.

Koster IW, Cramer A. (1987). Inhibition of methanogenesis from acetate in granular sludge by long-chain fatty acids. *Applied and environmental microbiology*, 53(2), 403-409.

Laurent J, Casellas M, Carrere H, Dadot C. (2011). Effects of thermal hydrolysis on activated sludge solubilization, surface properties and heavy metals biosorption. *Chemical Engineering Journal*, 166, 841-849.

2. ESTADO DEL ARTE DE LA HIDRÓLISIS TÉRMICA Y OBJETIVOS DE LA TESIS

Longo S, Katsou E, Malamis S, Frison N, Renzi D, Fatone F. (2015). Recovery of volatile fatty acids from fermentation of sewage sludge in municipal wastewater treatment plants. *Bioresource Technology*, 175, 436-444.

Mah J. (2017). Overview of Haarslev's Approach to THP. Biosolids Workshop-Ohio Water Environment Association. http://www.ohiowea.org/docs/Haarslev_THP_Overview.pdf, acceso diciembre 2017.

Mes T, Stams A, Reith J, Zeeman G. (2003). Methane production by anaerobic digestion of wastewater and solid wastes. https://sswm.info/sites/default/files/reference_attachments/MES%202003%20Chapter%204.%20Methane%20production%20by%20anaerobic%20digestion%20of%20wastewater%20and%20solid%20wastes.pdf, acceso enero 2017.

Mills N. (2015). Unlocking the Full Energy Potential of Sewage Sludge. Doctoral Thesis University of Surrey, United Kingdom. <http://eprints.surrey.ac.uk/809984/40/Mills%20-%20Unlocking%20the%20full%20energy%20potential%20of%20sewage%20sludge.pdf>, acceso junio 2017.

MMAMRM. (2010). Ministerio de Medio Ambiente y Medio Rural y Marino. El sector del biogás agroindustrial en España. Dirección general de recursos agrícolas y ganaderos. http://www.mapama.gob.es/es/ganaderia/temas/requisitos-y-condicionantes-de-la-produccion-ganadera/DOCBIOGASVersion21-09-2010_tcm30-110139.pdf, acceso septiembre 2016.

Molinuevo-Salces B, García-González M C, González-Fernández C, Cuetos M J, Morán A, Gómez X. (2010). Anaerobic co-digestion of livestock wastes with vegetable processing wastes: a statistical analysis. *Bioresource technology*, 101, 9479-9485.

Montgomery L, Bochmann G. (2014). Pretreatment of feedstock for enhanced biogas production. IEA bioenergy. https://www.nachhaltigwirtschaften.at/resources/ieapdf/reports/iea_bioenergy_task37_study_pretreatment.pdf, acceso enero 2017.

Moreno-Gutiérrez R. (2016). Bioprocesses for wastewater treatment: integration of bioelectrochemical systems and other technologies. Tesis doctoral, instituto de medio ambiente, recursos naturales y biodiversidad, grupo de ingeniería química, ambiental y bioprocesos, Universidad de León.

Mosey, F E. (1983). Mathematical modelling of the anaerobic digestion process: regulatory mechanisms for the formation of short-chain volatile acids from glucose. *Water Science and Technology*, 15(8-9), 209-232.

Moss L. (2013) Thermal Hydrolysis Pretreatment: Benefits and Challenges. http://www.tacwa.org/agendaandpresentations/presentation/2013_Nov_4_Lynne_Moss_THP_.pdf, acceso diciembre 2016.

Neyens E, Baeyens J. (2003). A review of thermal sludge pre-treatment processes to improve dewaterability. *Journal of Hazardous Materials*, 98, 51-67.

Nilsen P, Solheim O, Traa L, Kjoerlaug O. (2016). Cambi solid stream. High dry solids technology. The versatile solution cake reduction. <http://www.sbhub.se/file/dokument/seminariepresentationer-2016/gasseminarium/sandbacka-thermal-hydrolysis.pdf>, acceso diciembre 2016.

2. ESTADO DEL ARTE DE LA HIDRÓLISIS TÉRMICA Y OBJETIVOS DE LA TESIS

Ortega-Martínez E, Sapkaite I, Fernández-Polanco F, Donoso-Bravo A. (2016). From pre-treatment toward inter-treatment. Getting some clues from sewage sludge biomethanation, 212, 227-235.

Peña K, Steinmetz H. (2012). Evaluation of pre-treatment on the first stage of an anaerobic digester for enhancing bio-hydrogen production and its associated energy balance. Energy Procedia, 29, 469-479.

Pereboom J, Luning L, Hol A, Van Dijk L, De Man A. (2014). Full scale experiences with Turbotec continuous thermal hydrolysis at WWTP Venlo (NL) and Apeldoorn (NL). 19th European Biosolids y Organic Resources Conference y Exhibition. <https://www.aquaenviro.co.uk/proceeding-event/19th-european-biosolids-organic-resources/>, acceso noviembre 2016.

Pereboom J. (2017). Turbotec Continuous Thermal Hydrolysis. Class A biosolids and more biogás. <https://www.Sustec.nl>, acceso octubre 2017.

Phothilangka P. (2008). Sludge disintegration technologies for improved biogas yield. Doctoral Thesis, Faculty of Civil Engineering, University of Innsbruck, Österreich. https://www.researchgate.net/profile/Bernhard_Wett/publication/23425451_Prediction_of_thermal_hydrolysis_pretreatment_on_anaerobic_digestion_of_waste_activated_sludge/links/0c96052fde0fb6ccd0000000/Prediction-of-thermal-hydrolysis-pretreatment-on-anaerobic-digestion-of-waste-activated-sludge.pdf, acceso marzo 2016.

Pilli S, More T, Yan S, Tyagi R, Surampalli R. (2015). Anaerobic digestion of thermal pre-treated sludge at different solids concentrations and Computation of mass-energy balance and greenhouse gas emissions. Journal of Environmental Management, 157, 250-261.

Rinzema, A, Boone, M, van Knippenberg, K, Lettinga G. (1994). Bactericidal effect of long chain fatty acids in anaerobic digestion. Water Environment Research, 66(1), 40-49.

Rouge P, Maurici P, Rodríguez P, Pérez A. (2014). Hidrólisis térmica en continuo: recuperando energía del agua. Tecnoaqua, Marzo-Abril, 92-95. <https://www.tecnoaqua.es/media/uploads/noticias/documentos/procesos-sistemas-hidrolisis-termica-energia-agua-tecnoaqua-es.pdf>, acceso septiembre 2016.

Sarwar R. (2015). Effect of Thermal Pretreatment on Digestibility of Thickened Waste Activated Sludge and Primary Sludge in Two-stage Anaerobic Digestion University of Waterloo, Canada. https://uwspace.uwaterloo.ca/bitstream/handle/10012/10051/Sarwar_Rubaiya.pdf?sequence=1, acceso octubre 2016.

Shana A, 2, Ouki S, Asaadi M, Pearce P. (2012). A study of the impact of an innovative intermediate thermal hydrolysis process on the performance of anaerobic sewage sludge digestion process. World Congress on Water, Climate and Energy. <https://www.semanticscholar.org/paper/A-Study-of-the-Impact-of-an-Innovative-Intermediate-Shana-Ouki/4234bf4a74139b96df378c25eb323c49d0138a71>, acceso octubre 2016.

Shana1 A, Ouki S, Asaadi M, Pearce P, Mancini G. (2013). The impact of intermediate thermal hydrolysis on the degradation kinetics of carbohydrates in sewage sludge. Bioresource Technology, 137, 239-244.

2. ESTADO DEL ARTE DE LA HIDRÓLISIS TÉRMICA Y OBJETIVOS DE LA TESIS

Siegert I, Banks C. (2005). The effect of volatile fatty acid additions on the anaerobic digestion of cellulose and glucose in batch reactors. *Process Biochemistry*, 40(11), 3412-3418.

Sierra N, Schafer P. (2015). Biosolids Planning from an End Use Perspective. <https://ned-beecher.squarespace.com/s/1-Sierra-BiosolidsPlanning-NESymposium-19Oct2015.pdf>, acceso octubre 2016.

Spinosa L, Azize A, Baudez J, Canziani R, Jenicek P, Leonard A, Rulkens W, Guoren X, Van Dijk L. (2011). Sustainable and Innovative Solutions for Sewage Sludge Management, *Water*, 702-717. <https://www.mdpi.com/journal/water>, acceso marzo 2017.

Stelte W. (2013). Steam explosion for biomass pre-treatment. http://www.teknologisk.dk/_root/media/52681_RK%20report%20steam%20explosion.pdf, acceso octubre 2016.

Sustec. (2015). Turbotec, the cost effective Continuous Thermal Hydrolysis Process (cTHP). https://services.crmservice.eu/raiminisite/Image/Download?docid=30558&dl=MIJNRAI_TOP_LIBRARY<c=MIJNRAI_LOGIN_PRIVATEFILE, acceso diciembre 2016.

Sustec. (2016). TurboTec, thermal hydrolysis. Thermal hydrolysis system for biomass for increased biogas production during digestion. <https://www.sustec.nl>, acceso febrero 2017.

teCH₄⁺. (2014). tH₄⁺, Thermal Hydrolysis for +. <http://www.tech4plus.com>, acceso marzo 2017.

Tillier R. (2012). Esholt STW – Thermal Hydrolysis Plant new process provides ‘green’ energy from sewage sludge. https://www.waterprojectsonline.com/case_studies/2012/Yorkshire_Esholt_2012.pdf, acceso diciembre 2016.

Turbotec. (2018). Turbotec. Continue thermische slib ontsluiting. <http://www.stowa.nl/Upload/nieuws/Banner%209.%20Continue%20thermische%20slibontsluiting.pdf>, acceso noviembre 2018.

Urrea J, Collado S, Laca A, Díaz M. (2015). Rheological behaviour of activated sludge treated by thermal hydrolysis, 5, 153-159.

Veolia Water. (2011). Hidrólisis térmica en continuo Exelys. Eficiencia en el proceso de hidrólisis térmica. <https://www.esamur.com/public/file/ponencia125.pdf>, acceso junio 2016.

Veolia Water. (2013). Biothelys batch thermal hydrolysis. Veolia Water Technologies. http://technomaps.veoliawatertechnologies.com/processes/lib/municipal/3474-150497_VWT_Mkt_Municipal_BioThelys_.pdf, acceso octubre 2016.

Veolia Water. (2015). Thermal Hydrolysis Processes. Veolia Water Technologies. https://www.veoliawatertech.com/vwst-northamerica/ressources/files/1/46169-Thermal-Hydrolysis_EN.pdf, acceso septiembre 2016.

2. ESTADO DEL ARTE DE LA HIDRÓLISIS TÉRMICA Y OBJETIVOS DE LA TESIS

Veolia Water. (2018). Exelys continuous thermal hydrolysis. Reduces sludge volumen. Improves sludge quality. Increases biogas production. https://cms.esi.info/Media/documents/134247_1474445825120.pdf, acceso noviembre 2018.

Wilson C, Novak J. (2009). Hydrolysis of macromolecular components of primary and secondary wastewater sludge by thermal hydrolytic pretreatment. *Water research*, 43, 4489-4498.

Yenigun O, Demirel B. (2013). Ammonia inhibition in anaerobic digestion: A review. *Process Biochemistry* 48, 901-911.

Zhang L, Zhang Y, Zhang Q, Verpoort F, Cheng W, Cao L, Li M. (2014). Sludge gas production capabilities under various operational conditions of the sludge thermal hydrolysis pretreatment process. *Journal of the Energy Institute*, 87, 121-126.

CAPÍTULO 3. METODOLOGÍA

3.1. INTRODUCCIÓN.

En esta tesis, con el objetivo principal establecido de calcular los balances de masa y energía de las líneas de fangos y biogás por un lado y el balance de generación de energía eléctrica por el otro, se han definido cuatro escenarios de análisis diferentes con el propósito de poder ser comparados entre sí.

- *Escenario 1:* planta de referencia de la EDAR de Burgos con digestión anaerobia operando en la realidad entre los años 2011-2015.
- *Escenario 2:* planta de la EDAR de Burgos con hidrólisis térmica operando mediante la inserción, una a una, de ocho unidades diferentes de hidrólisis térmica de fangos de las principales tecnologías existentes en la actualidad (Cambi, Biothelys, Exelys, Turbotec, Haarslev, Lysotherm, Aqualysis y tH₄⁺).
- *Escenario 3:* planta de la EDAR de Burgos con hidrólisis térmica operando específicamente con tecnología tipo batch Cambi convencional.
- *Escenario 4:* planta anterior tras la introducción de una serie de mejoras energéticas al proceso.

El escenario 1 ha servido para establecer el punto de diseño de entrada de fango espesado primario y secundario al proceso de digestión anaerobia inicial, adoptado en todos los cálculos desarrollados posteriormente como punto de partida para cada escenario contemplado, además de los valores obtenidos de producción de biogás, energía eléctrica, fango deshidratado y consumo de polielectrolito.

El escenario 2 ha permitido comparar energéticamente las ocho tecnologías de hidrólisis térmica seleccionadas como las más relevantes. El escenario 3 ha servido para analizar específicamente la EDAR de Burgos con hidrólisis térmica Cambi y compararlo energéticamente frente al escenario 1. El escenario 4, tras la introducción de un conjunto de mejoras energéticas específicas al escenario 3, ha sido utilizado como punto de comparación con los escenarios anteriores

Para los escenarios 3 y 4, se ha realizado un balance económico y análisis de viabilidad para determinar la rentabilidad de la inversión tras la instalación de todo el nuevo equipamiento necesario para el correcto funcionamiento del proceso de hidrólisis térmica. El balance económico y estudio de viabilidad del escenario 3, de evaluación del proceso Cambi, ha servido

3. METODOLOGÍA

para conocer el periodo de amortización de la inversión del proceso de hidrólisis térmica en una planta de digestión convencional. El balance económico realizado tras introducir las mejoras energéticas planteadas ha servido de comparación para evaluar la modificación en la rentabilidad económica gracias a las mejoras introducidas. La Figura 3.1 muestra un esquema general de forma en que será descrita la metodología desarrollada en esta tesis.

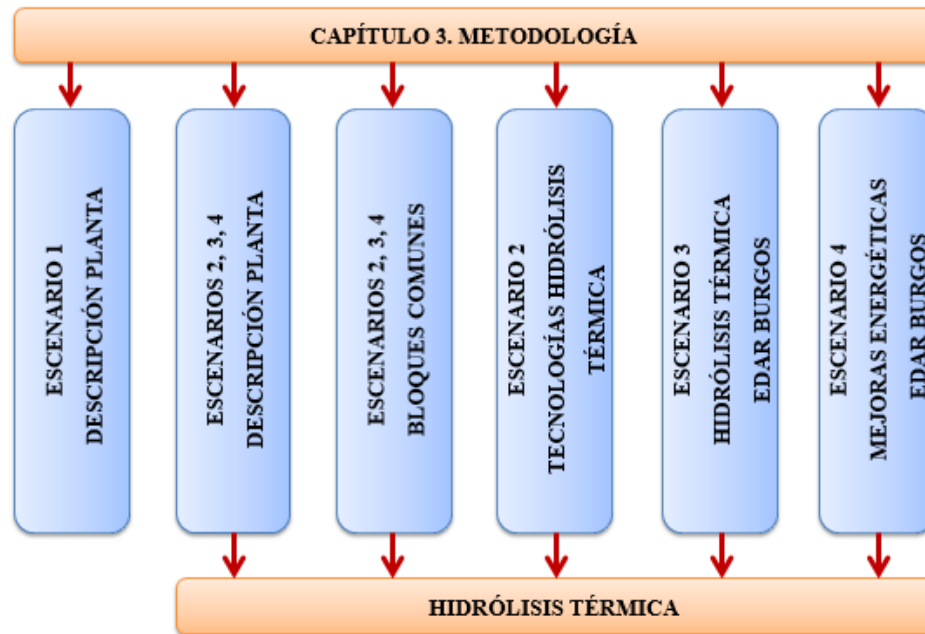


Figura 3.1. Esquema general del capítulo 3.

3.2. ESCENARIO 1, DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA.

En el escenario 1, la planta objeto de análisis ha correspondido a la EDAR de Burgos con digestión anaerobia operando entre los años 2011-2015. Ésta ha sido una planta cuya función básica era recoger de la zona circundante las aguas residuales domésticas de las poblaciones a través del colector general y las industriales mediante el colector de Villalonquéjar, reducir su contaminación aplicándoles un pretratamiento, tratamiento primario y secundario y devolver las aguas residuales purificadas al río Arlanzón con unos parámetros de vertido que estuvieran dentro de los valores reglamentarios establecidos.

La capacidad de tratamiento de aguas residuales era de 118.000 m³/d para servir un total de 833.000 habitantes equivalentes (h.e) (EDAR, 2016). El biogás producido en los digestores era consumido en los motogeneradores con el fin de producir energía eléctrica consumida íntegramente en la propia EDAR. Los fangos resultantes después de la digestión anaerobia eran deshidratados y posteriormente transportados hasta el área de secado-planta de compostaje

ubicada en los alrededores de la instalación para su tratamiento final. Las líneas principales de tratamiento de esta planta escenario 1 eran tres: aguas residuales, fangos y biogás.

Línea de aguas residuales.

Las líneas de tratamiento de aguas residuales domésticas del colector general e industriales del colector de Villalonquéjar eran totalmente independientes con dos puntos de vertido bien diferenciados y constaban de las siguientes etapas:

- *Pretratamiento*: destinado a la eliminación de objetos gruesos, finos, arenas y grasas. Las operaciones básicas realizadas consistían en procesos físicos y estaba formado por las siguientes etapas: desbaste, tamizado, desarenado y desengrasado. A su vez, estas etapas estaban compuestas por: pozo de gruesos, rejillas de desbaste de gruesos, tamiz de desbaste de finos, desarenador-clasificador de arenas y desengrasador-separador de grasas.
- *Tratamiento primario*: en éste se procedía a la eliminación de materia sedimentable y flotante. Las operaciones básicas realizadas se producían mediante procesos físicos. Estaba compuesto únicamente por los decantadores primarios para la eliminación de la mayor parte posible de los sólidos sedimentables bajo la acción de la gravedad. El fango decantado en ellos formaba el fango primario que posteriormente se bombeaba a los espesadores de gravedad.
- *Tratamiento secundario*: eliminación de materia orgánica disuelta o coloidal mediante degradación bacteriana y decantación posterior, denominado tratamiento de fangos activos. Las operaciones básicas se realizaban mediante procesos biológicos y constaba de reactores biológicos de flujo pistón y decantadores secundarios. El aporte de O₂ se efectuaba introduciendo aire en los reactores mediante agitadores. Para la separación de los fangos, el contenido de los reactores biológicos (licor mezcla), se conducía a la decantación secundaria, donde se conseguía la separación de los fangos del agua depurada por la acción simplemente de la gravedad. De los fangos decantados, una fracción se purgaba formando los fangos en exceso que eran enviados a los espesadores por flotación y la otra parte se recirculaba al reactor biológico para mantener la concentración apropiada de microorganismos (Alianza por el agua, 2008).

La Figura 3.2 muestra el diagrama de flujo simplificado de esta línea de tratamiento, formada por las cinco etapas mencionadas anteriormente. Este esquema es válido tanto para el

3. METODOLOGÍA

colector general como el de Villalonquéjar, aunque eran dos tratamientos de las aguas residuales totalmente independientes, con las mismas etapas, pero con dos puntos de vertido al río Arlanzón diferentes e independientes.

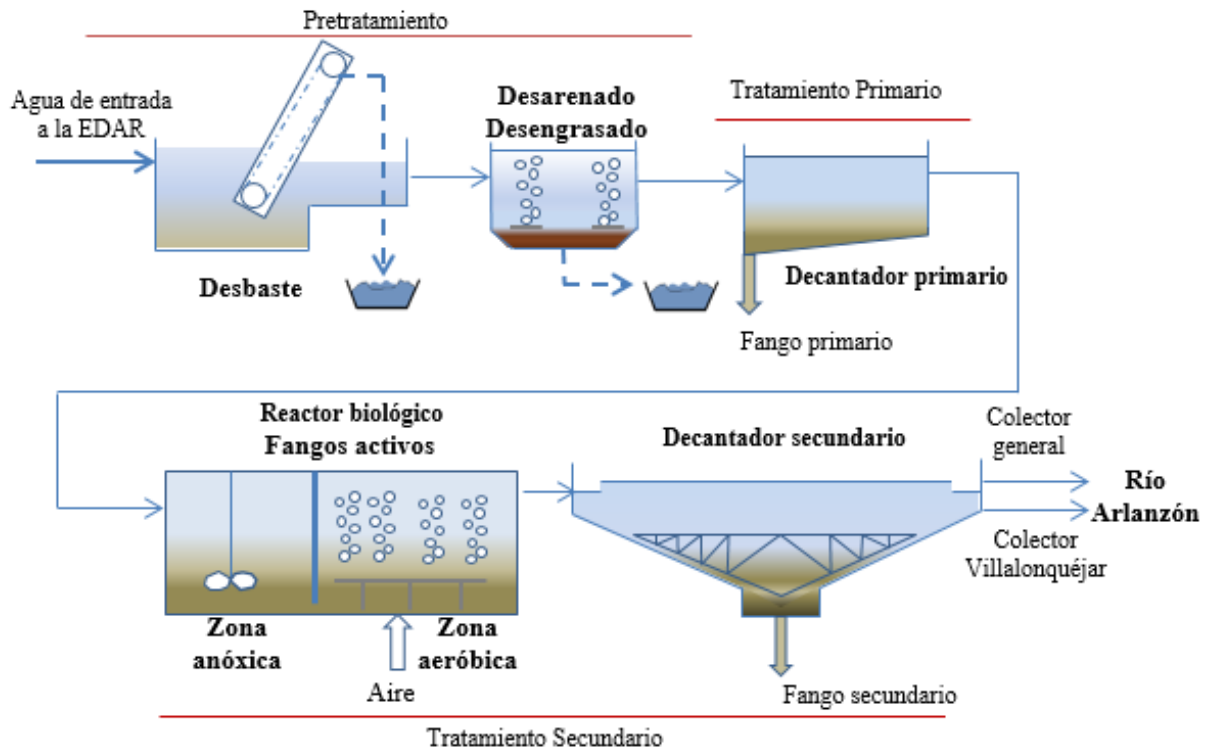


Figura 3.2. Diagrama de flujo de la línea de aguas residuales del escenario 1.

Línea de fangos

Los fangos primarios obtenidos en los decantadores primarios tenían una línea de tratamiento independiente para cada colector, disponiendo de espesadores de gravedad propios. Por el contrario, los fangos secundarios eran enviados a espesadores de flotación comunes. Las etapas de tratamiento de los fangos comprendían el espesamiento, estabilización mediante digestión anaerobia, acondicionamiento mediante polielectrolito y deshidratación del digerido.

La Figura 3.3 muestra el diagrama de flujo simplificado de los elementos de la línea de fangos del escenario 1, representados desde los decantadores primarios y secundarios hasta la deshidratación y área de secado-planta de compostaje, visualizando también el sistema de recirculación continua de los fangos en los digestores. Para concentraciones bajas de fango entre decantadores y espesadores las bombas utilizadas eran de tipo centrífugas horizontales y a partir de los espesadores, ya con una concentración más elevada, las bombas utilizadas eran

de tornillo helicoidal. Para simplificar, no se ha indicado en el diagrama las tuberías de conexión de la caldera auxiliar con el intercambiador de recirculación de fangos.

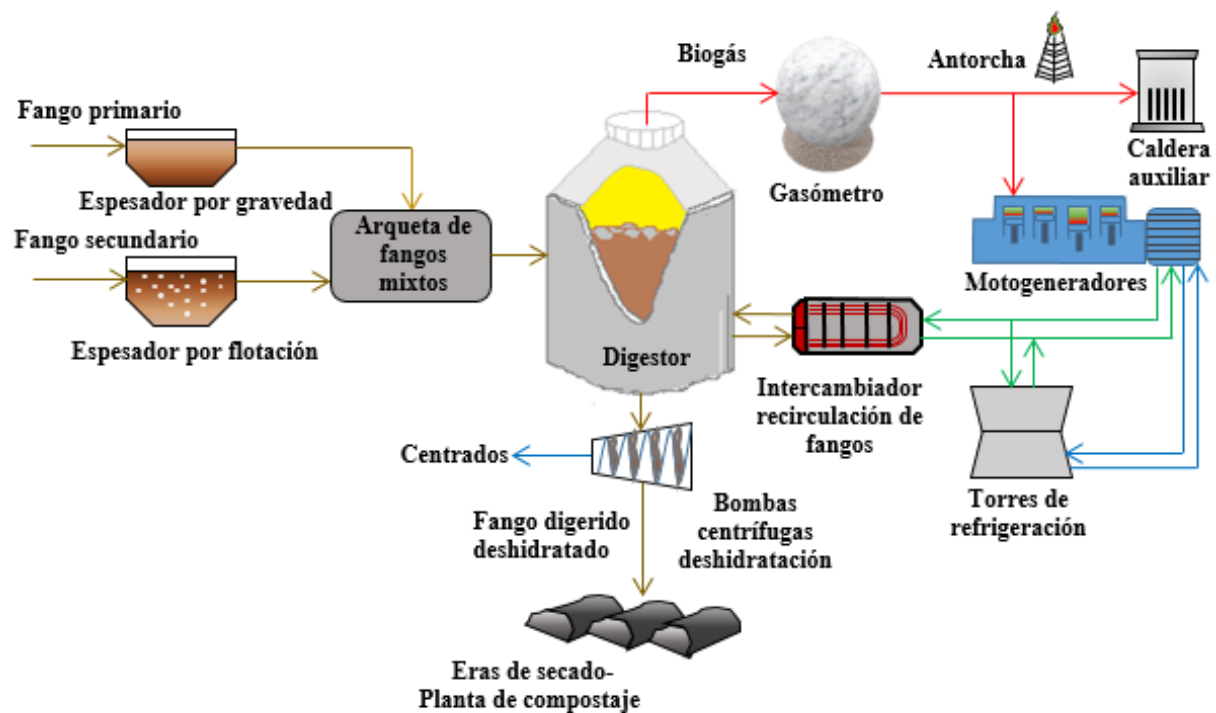


Figura 3.3. Diagrama de flujo de la línea de fangos del escenario 1.

Línea de biogás.

Esta línea abarcaba todos los elementos comprendidos entre la producción del biogás en los digestores, el almacenamiento en los gasómetros y su consumo íntegro en los motogeneradores. Los elementos principales de que constaba eran cinco: digestores, compresores-sistema agitación biogás, antorcha, gasómetros y motogeneradores.

El biogás producido en los digestores se enviaba hacia los soplantes de los motogeneradores que lo comprimían a la presión necesaria de la rampa de biogás para ser introducido en los carburadores y la cámara de combustión de los cilindros de los motogeneradores junto con el aire necesario para realizar la combustión previamente comprimido en los turbocompresores y enfriado en una etapa de refrigeración intermedia mediante agua del circuito de refrigeración auxiliar. Los gasómetros eran los encargados de almacenar el biogás y mantener la presión de la red de consumo en un determinado valor, estando situados en paralelo con dicha red.

La Figura 3.4 muestra el diagrama de flujo simplificado de la línea de biogás para la planta del escenario 1 visualizando también los circuitos de refrigeración principal y auxiliar

3. METODOLOGÍA

de los motogeneradores, el intercambiador de recirculación de fangos y las torres de refrigeración. La EDAR disponía de cuatro torres de refrigeración con objeto de enfriar el agua de los circuitos de refrigeración principal, auxiliar y emergencia de los motogeneradores.

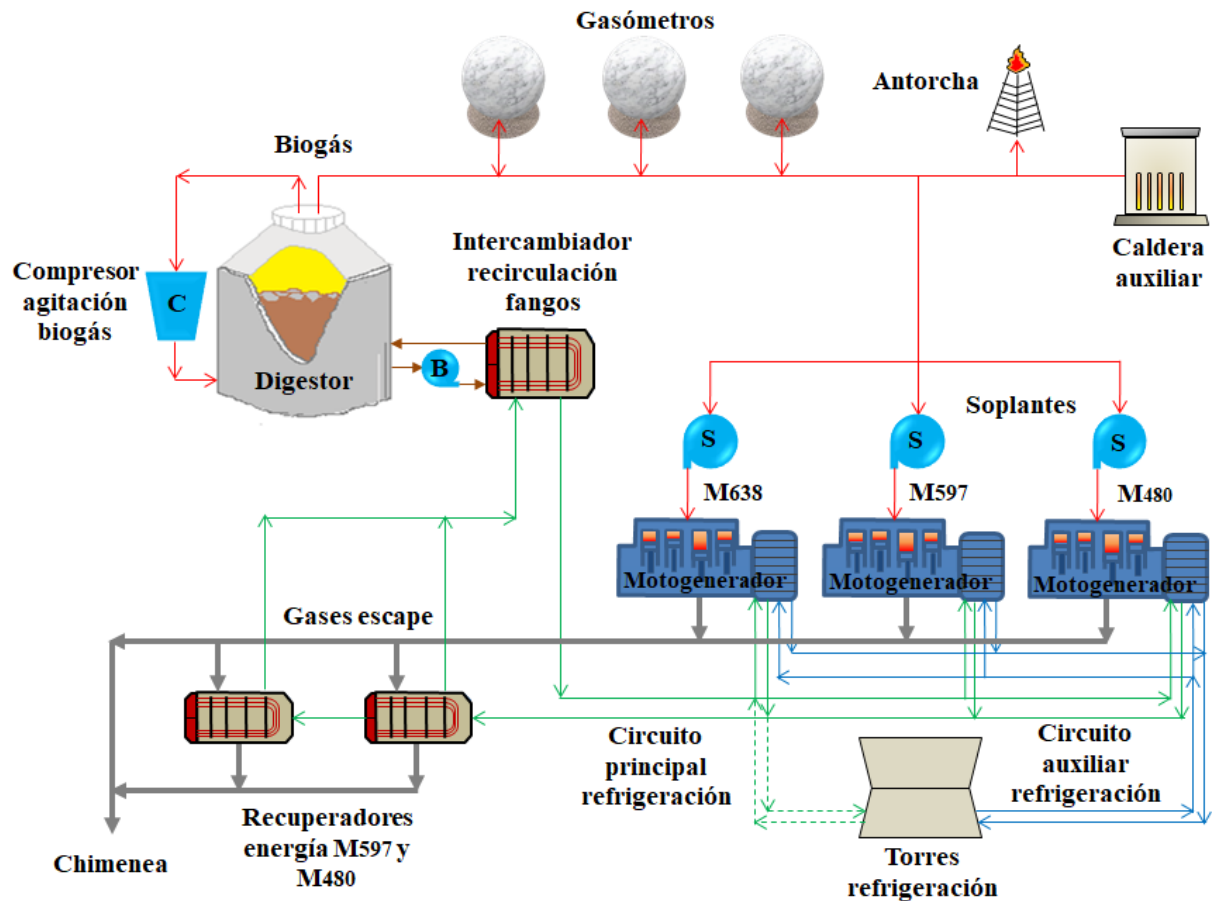


Figura 3.4. Diagrama de flujo de la línea de biogás del escenario 1.

Los digestores utilizaban un sistema de recirculación de fangos y agitación de biogás con el propósito de optimizar el rendimiento del proceso de digestión. El sistema de agitación de biogás era de tipo no confinado (Metcalf, 1998), aspirando parte del biogás generado en la cúpula del digestor e introduciéndolo por medio de un compresor en el fondo del mismo mediante una serie de lanzas colocadas radialmente sobre la solera del mismo. En los digestores se mantenía de esta forma, una distribución uniforme de concentraciones, tanto de sustrato como de microorganismos y así se conseguía la agitación continua de los fangos.

La Figura 3.5 muestra el diagrama de flujo simplificado de agitación de biogás en los digestores, donde se puede apreciar cada uno de los elementos que lo conforman y su salida final hacia los gasómetros, motogeneradores, caldera auxiliar y en caso de necesidad hacia la antorcha. La entrada nuevamente del biogás en los digestores se efectuaba a través de las lanzas.

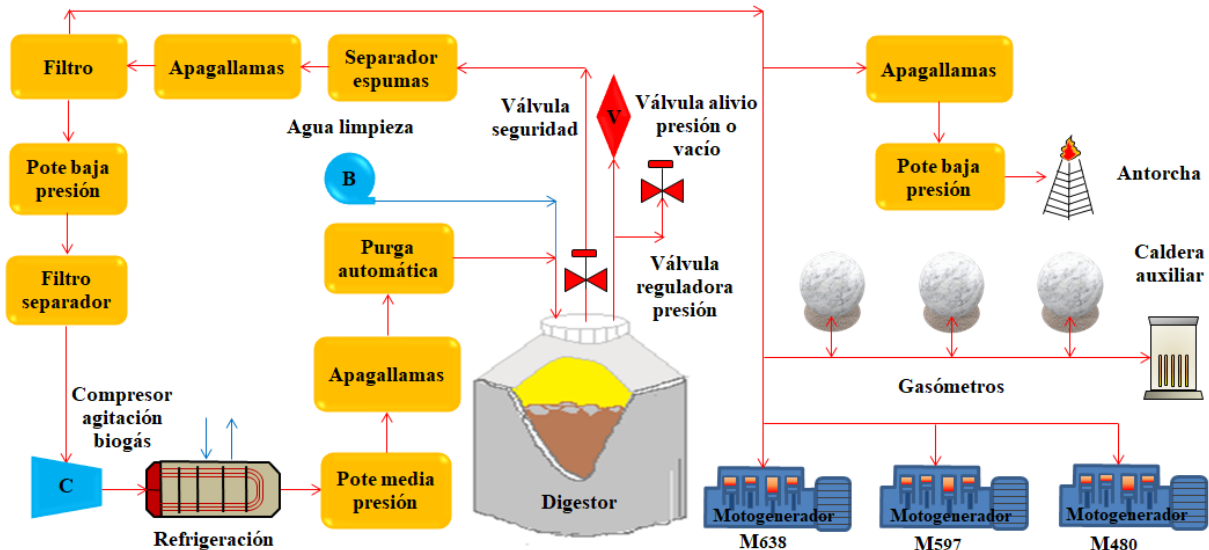


Figura 3.5. Diagrama de flujo de agitación de biogás en los digestores del escenario 1.

Línea de generación de energía eléctrica.

La energía eléctrica se producía mediante tres alternadores accionados por sendos motores de combustión interna alternativos (MCIA) de biogás con ciclo Otto de cuatro tiempos, cuyo conjunto individual se denominaba motogenerador. Disponían de una potencia eléctrica nominal a plena carga de 638, 597 y 480 kW respectivamente, denominándose en lo sucesivo motogeneradores M₆₃₈, M₅₉₇ y M₄₈₀. La Figura 3.6 muestra el esquema de la línea de generación de energía eléctrica de la planta del escenario 1 donde se puede apreciar el acoplamiento en paralelo a la misma línea eléctrica de 400 V de los tres motogeneradores y la salida de las barras hacia el autoconsumo en la propia EDAR.

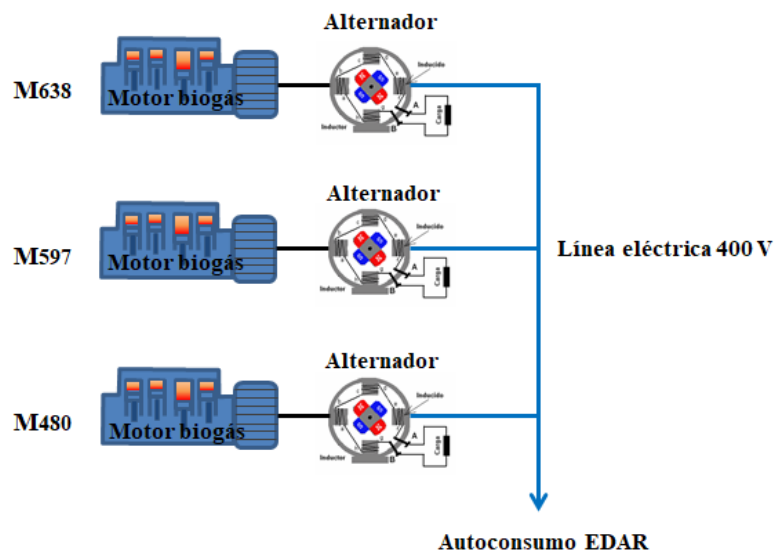


Figura 3.6. Diagrama de flujo de la línea de generación de energía eléctrica del escenario 1.

3.3. ESCENARIOS 2, 3 Y 4, DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA.

La planta estudiada en estos escenarios toma parámetros de partida comunes a la generación del fango y evalúa cada una de las tecnologías de hidrólisis térmica analizadas, específicamente de Cambi y las mejoras energéticas planteadas. Dispone de tres líneas principales de tratamiento al igual que la planta del escenario 1. Sin embargo, esta nueva planta ha sufrido varias modificaciones importantes, siendo de nueva instalación el equipamiento indicado a continuación.

- Afección general a la planta (no objeto de análisis): reactores biológicos del colector general y modificación de los de Villalonquéjar, decantadores secundarios del colector general y tratamiento terciario completo de ambos colectores.
- Afección al proceso específico de fangos (objeto de análisis): postespesado, unidad de hidrólisis térmica, agua de dilución, bombas de impulsión de fango hidrolizado a digestores, intercambiador de fango hidrolizado, anillo de mezcla, CLEARGREEN, zona de recuperación de calor y caldera de recuperación. Como mejora realizada, se han instalado dos nuevas bombas centrífugas de fangos de deshidratación, permaneciendo las dos unidades antiguas como reserva.

Adicionalmente, los motogeneradores M₆₃₈, M₅₉₇ y M₄₈₀ han sido sustituidos por cuatro unidades M₅₉₈ (598 kW de potencia eléctrica nominal), se han eliminado los dos recuperadores de energía, se ha sustituido la antorcha por una nueva de mayor capacidad de combustión, se ha incorporado otro gasómetro, otra torre de refrigeración y se ha construido un nuevo digestor con su equipamiento completo.

Tanto la mejora realizada con la incorporación de las nuevas bombas centrífugas de fangos como del equipamiento anteriormente indicado no han sido considerados como nueva inversión dentro del balance económico realizado, pues se entiende que son mejoras introducidas en la planta por renovación del equipamiento en unos casos o aumento de capacidad en otros.

De esta forma, la capacidad de tratamiento de aguas residuales de la planta ha pasado a tener ahora un valor de 156.504 m³/d y 1.056.692 h.e, un incremento del 32,6 y 26,9% respectivamente sobre el escenario 1 (EDAR, 2016). Las líneas de tratamiento de la planta de los escenarios 2, 3 y 4 son igualmente aguas residuales, fangos y biogás al igual que en el escenario 1.

Línea de aguas residuales.

El tratamiento terciario nuevo introducido actúa sobre las aguas residuales del colector general y las de Villalonquéjar, por lo que ahora el punto de vertido final al cauce receptor del río Arlanzón es el mismo para los dos colectores, a diferencia del escenario 1, que eran independientes uno del otro.

La secuencia que abarca el pretratamiento hasta el tratamiento secundario del agua residual ha permanecido invariante. En cuanto al tratamiento secundario, se han dotado los reactores biológicos del colector general con un sistema de nitrificación-desnitrificación vía nitrato y eliminación de P, siendo de nueva construcción. Los reactores biológicos de Villalonquéjar únicamente se han modificado mediante la instalación de una recirculación interna de sus propios fangos para dotarlos del sistema de nitrificación-desnitrificación vía nitrato y eliminación de P similar al del colector general.

Los reactores biológicos del colector general y de Villalonquéjar realizan la eliminación biológica del nitrógeno de forma secuencial, bajo condiciones óxicas y anóxicas, que dan como resultado final su liberación a la atmósfera, en forma de nitrógeno gaseoso. Para la eliminación biológica del fósforo se combinan los reactores operando bajo condiciones óxicas y anóxicas, quedando el fósforo almacenado en los microorganismos, que posteriormente se extrae como fangos en exceso y enviado a los espesadores de flotación. Con la combinación de los dos procesos anteriores es posible la eliminación conjunta de ambos nutrientes (Alianza por el agua, 2008).

Los decantadores secundarios del colector general han sido de nueva construcción, dotados de una mayor capacidad de tratamiento y de un sistema de succión mecánica de los fangos, mientras los de Villalonquéjar no han tenido ninguna modificación. Motivado por la diferencia de profundidades entre el agua residual de los reactores biológicos y la de los decantadores secundarios del colector general, existe el riesgo de producirse una desgasificación del fango en los decantadores secundarios, disminuyendo el rendimiento de operación de dicho elemento. La solución de este problema ha sido utilizar el canal de salida de los fangos del biológico hacia los decantadores como zona de desaireación, siendo necesaria la inyección de aire en dicho canal mediante soplantes de émbolos rotativos, denominados de desgasificación.

La modificación funcional más importante realizada en la línea de tratamiento del agua residual comprende la introducción de un tratamiento terciario destinado a mejorar

3. METODOLOGÍA

significativamente la calidad del agua descargada. En el tratamiento terciario se consigue la eliminación de sólidos en suspensión, materia orgánica residual, nutrientes y patógenos. La operación de este tipo de tratamiento se basa en procesos físicos, químicos y biológicos para obtener un efluente final de mejor calidad. Este tratamiento comprende una decantación lamelar, un tratamiento con ozono y desinfección final por rayos ultravioleta.

Los decantadores lamelares son tanques de poca profundidad que contienen paquetes de lamelas o tubos inclinados respecto a la base y por cuyo interior fluye el agua residual de manera ascendente. En la superficie inferior se van acumulando las partículas retenidas, desplazándose de forma descendente y recogándose en el fondo del decantador, formando fangos que se envían directamente a deshidratación o a los espesadores de flotación. Los decantadores lamelares son tipo “*densadeg*”, integrando en el mismo conjunto coagulación, floculación, clarificación-decantación, espesamiento y densificación de los fangos (Degremont, 2018).

El tratamiento del efluente de los decantadores lamelares con O₃ permite la oxidación eficaz del material suspendido aún presente en el agua. La acción del O₃ se basa en la acción del efecto conjunto con radicales hidroxilos generados a partir de la desintegración del O₃. Estos dos agentes oxidantes actúan frente a los microorganismos de una forma rápida y eficaz. Por un lado, gracias a su alto potencial de oxidación sobre las paredes celulares, provocan su rotura, diseminándose fuera de las células sus constituyentes celulares y por otro, también causan daños a los constituyentes de los ácidos nucleicos, ácido desoxirribonucleico (ADN) y ácido ribonucleico (ARN), provocando la ruptura de los enlaces carbono-nitrógeno, dando lugar a una despolimerización y ocasionando que los microorganismos no puedan desarrollar de alguna forma, inmunidad al O₃ (EPA ozono, 1999).

Como etapa final del tratamiento se cuenta con un sistema de desinfección con luz ultravioleta, en ella transfiere energía electromagnética desde una lámpara de vapor de Hg al material genético del microorganismo, ADN o ARN, penetrando en las paredes de sus células y destruyendo su posibilidad de reproducción (EPA ultravioleta, 1999).

La Figura 3.7 permite apreciar la línea de aguas residuales de esta planta con sus cuatro etapas de tratamiento: pretratamiento, primario, secundario y terciario. Indicar que el tratamiento realizado a las aguas residuales procedentes tanto del colector General como de Villalonquéjar es independiente e idéntico, siendo únicamente el tratamiento terciario común para los dos, por lo que el vertido final al río Arlanzón es ahora único, a diferencia del escenario 1 en que eran dos vertidos totalmente independientes.

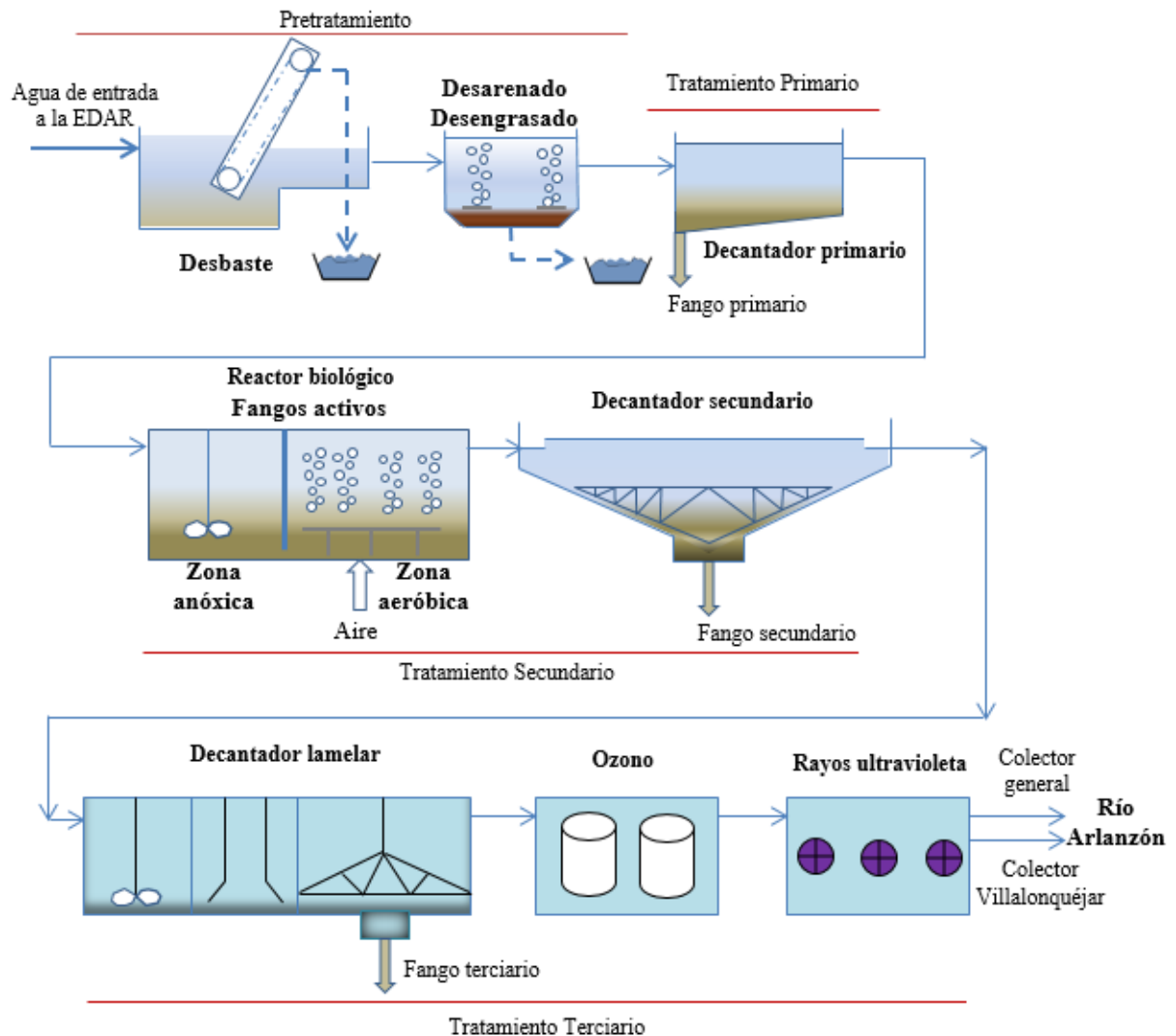


Figura 3.7. Diagrama de flujo de la línea de aguas residuales de los escenarios 2, 3 y 4.

Línea de fangos.

Esta línea permite tratar el fango desde su origen en los decantadores primarios, secundarios, lamelares y CLEARGREEN hasta la deshidratación y posterior transporte hacia el área de secado-planta de compostaje. La línea de fango dispone ahora de ocho tipos de fangos, tres adicionales (postespesado, hidrolizado y terciario) a sumar a los cinco ya presentes en el escenario 1 (primario, secundario, mixto, digerido y deshidratado), cada uno con su propio recorrido por los elementos del proceso de la planta.

El *fango primario* no presenta modificación en su línea de tratamiento desde el punto de generación hasta alcanzar la arqueta de fangos mixtos.

Por el contrario, el *fango secundario* ahora sufre las pequeñas incorporaciones de los fangos terciarios en los espesadores de flotación procedentes del CLEARGREEN y la

3. METODOLOGÍA

posibilidad de recibir también el terciario obtenido en los decantadores lamelares, pues también puede ser enviado directamente a deshidratación. Con objeto de unificar criterio a la hora de analizar los resultados obtenidos, en esta tesis no se ha considerado el fango terciario en ninguno de los balances obtenidos, pues un gran número de EDAR no dispone ni de CLEARGREEN ni de decantación lamelar. No obstante, en el capítulo 6 se ha indicado el pequeño valor porcentual que supondría la consideración de estos fangos sobre el total.

La unión de los fangos primarios y secundarios en la arqueta de fangos mixtos para crear el *fango mixto* es totalmente similar al escenario 1, pero ahora, también cabe la posibilidad de que el fango primario no sea mezclado con el secundario y sea enviado directamente a los digestores sin pasar por la hidrólisis. El fango mixto se envía a deshidratar antes de ser introducido en la hidrólisis térmica originando el *fango postespesado*.

El *fango hidrolizado* proviene de la unidad de hidrólisis térmica, es derivado al anillo de mezcla y posteriormente enviado a los digestores. Este fango tiene una viscosidad menor, está libre de gérmenes patógenos, es más fácilmente digerible y una vez digerido se puede deshidratar mucho mejor que el fango mixto presentando un consumo específico menor de polielectrolito.

El *fango digerido* obtenido tras la digestión es llevado a deshidratación originando el *fango deshidratado* que posteriormente se transporta para su tratamiento al área de secado-planta de compostaje al igual que en el escenario 1.

El CLEARGREEN es un método que sirve para eliminar un alto porcentaje del nitrógeno presente en forma de NH_4^+ en los centrados procedentes de las bombas centrífugas de deshidratación de fangos que previamente han sido estabilizados mediante digestión anaerobia y en los que el carbono se encuentra en una forma de difícil degradación. Este método se basa en el proceso denominado ANAMMOX (anaerobic ammonium oxidation), de tipo biológico y que forma parte del ciclo del nitrógeno donde el nitrito y el NH_4^+ se convierten directamente en nitrógeno gas (Claros-Bedoya, 2012).

En la deshidratación de fangos, al ser el NH_4^+ un compuesto soluble, las concentraciones elevadas de este compuesto se mantienen en los centrados que se obtienen tras la deshidratación de los mismos, siendo recirculados normalmente otra vez a cabeza de planta o en este caso enviados al CLEARGREEN. Estos centrados de deshidratación representan un porcentaje muy pequeño del caudal medio de entrada de aguas residuales a la EDAR, pero contribuye entre un 15 y un 20% al total de la carga de nitrógeno a tratar en la línea de agua. Las tres grandes

diferencias entre el proceso de nitrificación-desnitrificación vía nitrato y el proceso ANAMMOX son que, además de que este último opera vía nitrito, no necesita la adición de materia orgánica alguna y demanda un menor consumo de O₂ (Claros-Bedoya, 2012). La recirculación de estos centrados a cabecera de planta presenta importantes inconvenientes ya que este nitrógeno adicional debe eliminarse en el propio proceso de nitrificación-desnitrificación vía nitrato de los reactores biológicos, lo que supone un incremento en el consumo de energía eléctrica necesaria para efectuar su eliminación. El tratamiento de estos centrados en el CLEARGREEN es muy interesante realizar sobre todo en época de invierno, donde la temperatura media del agua residual en los reactores biológicos se encuentra en valores bajos. En el caso de la EDAR de Burgos, esta temperatura media es de 10,7 °C durante el mes de enero (EDAR, 2016), mientras que la de los centrados es un poco inferior a los 41 °C, favoreciendo el proceso ANAMMOX.

Existen otros dos tipos de sobrenadantes en la EDAR procedentes por un lado de los espesadores de gravedad y flotación y por el otro de los centrados del postespesado y que se envían directamente a cabecera de planta sin realizarles ningún tratamiento, pues la aplicación de tecnologías de eliminación de nitrógeno vía nitrito no es interesante aplicar a estos dos flujos, debido a la baja temperatura y pequeña concentración de nitrógeno que presentan, sin embargo, inciden de forma negativa en el proceso, pues se vuelven a introducir en los reactores biológicos donde se les extraerá parte del NH₄⁺ que poseen, pero a costa de un mayor consumo de energía eléctrica.

La Figura 3.8 muestra la línea de flujo de los fangos primario, secundario, mixto, hidrolizado, digerido, deshidratado y terciario. Indica también la posibilidad de que los fangos primarios puedan ser enviados directamente hacia los digestores sin hidrolizar y la incorporación en los espesadores de flotación de los fangos terciarios del CLEARGREEN y de los decantadores lamelares, además de que el procedente de éste último pueda ser enviado directamente a deshidratación en función de las características que posea. A diferencia del escenario 1, ahora existen dos procesos de deshidratación de fangos, postespesado del fango crudo y deshidratación del fango digerido con sus correspondientes centrados y unidades de dosificación de polielectrolito. El fango una vez deshidratado continúa enviándose a las eras de secado-planta de compostaje existente en las inmediaciones para su tratamiento final, al igual que en el escenario 1.

3. METODOLOGÍA

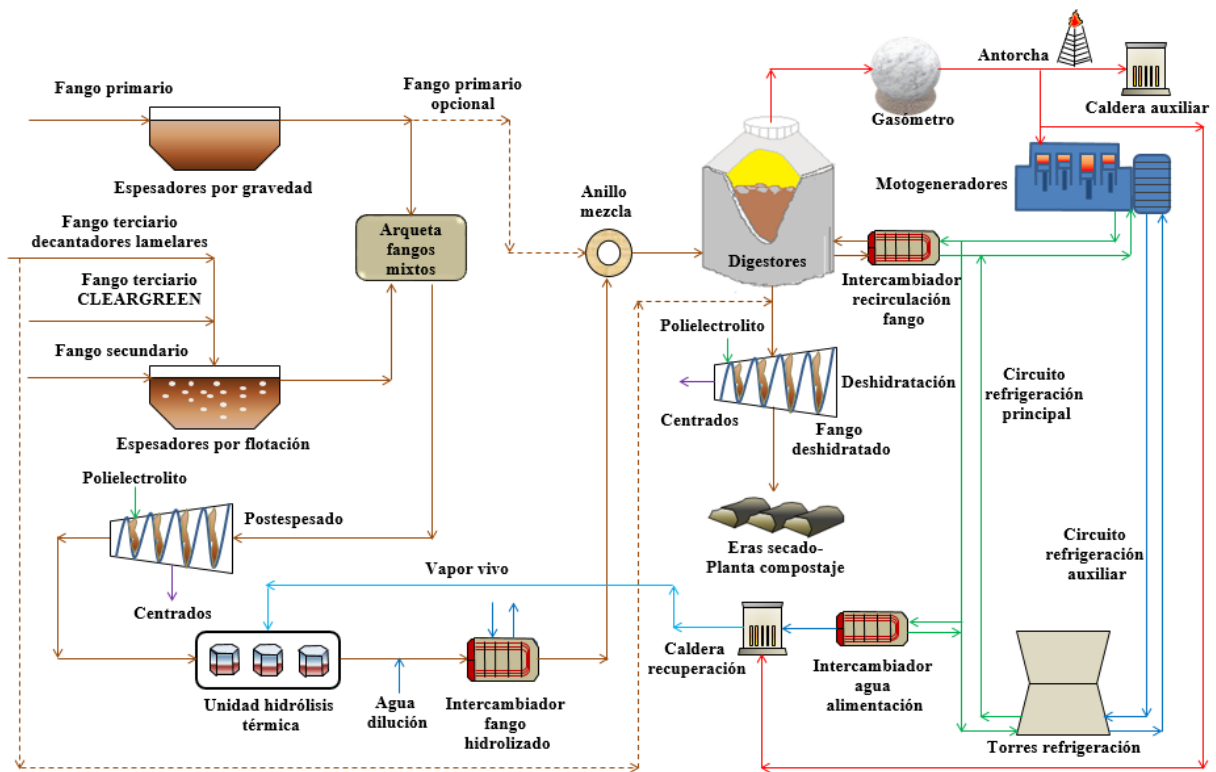


Figura 3.8. Diagrama de flujo de la línea de fangos de los escenarios 2, 3 y 4.

La Figura 3.9 permite apreciar una parte del equipamiento del colector general. La Figura 3.9a muestra los turbosoplantes de levitación magnética de inyección de aire a los reactores biológicos y la Figura 3.9b las bombas de recirculación de fangos biológicos (EDAR, 2016).



Figura 3.9. Equipamiento del colector general de los escenarios 2, 3 y 4. a) Turbosoplantes de levitación magnética. b) Bombas de recirculación de fangos biológicos (EDAR, 2016).

Línea de biogás.

El elemento principal añadido es la *caldera de recuperación* necesaria para generar el vapor vivo que se envía a los reactores de la unidad de hidrólisis térmica y que en el escenario

1 no existía. A diferencia del escenario 1, ahora no es necesario el suministro de energía térmica por parte de los recuperadores de energía, que han sido eliminados, ni por parte tampoco del circuito de refrigeración principal de los motogeneradores al fango recirculado en los digestores, pues el fango hidrolizado de entrada a los digestores, se debe refrigerar y no calentar. La energía térmica de los gases de escape se aprovecha en la caldera de recuperación mientras el circuito de refrigeración principal calienta únicamente con parte de su energía el agua de alimentación a la caldera y el resto se disipa en las torres de refrigeración.

La Figura 3.10 permite observar la línea de biogás con su principal equipamiento y la introducción de varios elementos adicionales al escenario 1.

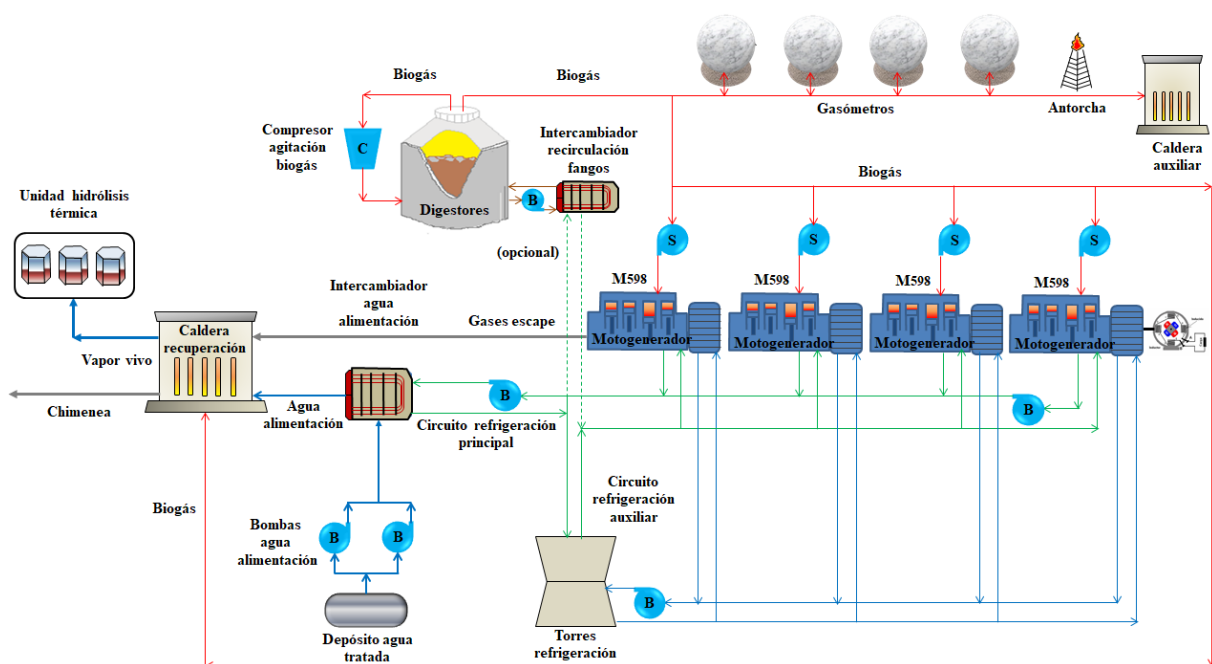


Figura 3.10. Diagrama de flujo de la línea de biogás de los escenarios 2, 3 y 4.

Línea de generación de energía eléctrica.

La línea de generación de energía eléctrica comprende cuatro motogeneradores denominados M598 que substituyen a los tres anteriores M597, M480 y M638. Esta sustitución se ha realizado por modernización y mejora del rendimiento eléctrico. Igualmente, que en el escenario 1, los cuatro están acoplados en paralelo a la misma línea de 400 V de salida al cuadro general de la planta para realizar su propio autoconsumo en ella.

3.4. ESCENARIOS 2, 3 Y 4, BLOQUES COMUNES AL PROCESO.

Se ha establecido la metodología necesaria para la realización de los tres balances a todos los elementos comunes o específicos, denominados *bloques*, considerando el

3. METODOLOGÍA

funcionamiento de la planta de referencia igual para todos ellos con la introducción de las respectivas unidades de hidrólisis térmica y todo el equipamiento asociado a cada tecnología en cuestión (escenario 2), la inserción específica de la unidad de hidrólisis térmica Cambi en la EDAR de Burgos (escenario 3) y la aplicación de mejoras energéticas al proceso anterior (escenario 4). En la Tabla 3.1 se indican las principales consideraciones a tener en cuenta en el análisis de los escenarios 2, 3 y 4.

Tabla 3.1. Principales consideraciones al análisis de los escenarios 2, 3 y 4.

<i>Concepto</i>	<i>Escenario 2</i>	<i>Escenario 3</i>	<i>Escenario 4</i>
CLEARGREEN	No análisis	Análisis	No análisis
Gases proceso	No considerados (sin datos referenciados)	Considerados (con datos referenciados)	Considerados (con datos referenciados)
Generación energía eléctrica	Bruta	Neta	Neta
Balance económico y análisis viabilidad	No	Sí	Sí

En el escenario 2 no se ha considerado la aportación a efectos de masa y energía de los *gases de proceso* creados en los reactores durante la hidrólisis térmica por falta de datos debidamente referenciados, pero sí se han tenido en cuenta en los escenarios 3 y 4 al disponer de datos verídicos de la unidad de hidrólisis térmica Cambi de la EDAR de Burgos. Además, se ha tenido en cuenta la generación de energía eléctrica únicamente bruta en el escenario 2 mientras en los escenarios 3 y 4 se ha tenido en cuenta la bruta y la neta, deduciendo el propio *autoconsumo total* del nuevo equipamiento instalado.

En el escenario 2, se ha supuesto en todo momento que el flujo másico de ST del fango se mantiene constante a lo largo del proceso llevado a cabo en la unidad de hidrólisis térmica, por lo que el flujo másico de ST únicamente se ve modificado en el postespesado, digestores y deshidratación de fangos. Sin embargo, en los escenarios 3 y 4, al considerar los gases de proceso, se han tenido en cuenta la pérdida de ST y SV que este hecho conlleva en la unidad tipo Cambi.

Para la evaluación de los escenarios 2, 3 y 4 se han considerado parámetros comunes asociados a las líneas de fango y biogás, junto con las cuestiones ambientales del funcionamiento de los digestores. Estas suposiciones se han realizado con el objeto de comparar y contrastar los resultados obtenidos en cada uno de los escenarios. Los gasómetros y motogeneradores considerados siempre han sido los mismos, sin embargo, la caldera de

recuperación pirotubular horizontal mixta varía de forma importante su potencia térmica y consumo de vapor en función de la tecnología considerada y según cada escenario.

Línea de fangos: bloques considerados para el planteamiento del balance de masa y energía.

La línea de fangos se ha dividido en una serie de bloques comunes y específicos con objeto de poder efectuar un proceso de cálculo acotado convenientemente y se indican en la Tabla 3.2. El término *común* indica que el bloque es igual para las ocho tecnologías o escenarios mientras el término *específico* significa que es diferente para cada una de ellas o para cada escenario.

Tabla 3.2. Bloques de división de la línea de fangos de los escenarios 2, 3 y 4.

<i>Bloque</i>	<i>Descripción</i>	<i>Especificidad</i>
1	*Arqueta fangos mixtos	Específico
2	Postespesado	Común
3	Unidad hidrólisis térmica	Específico
4	Inyección agua dilución	Común
5	Intercambiador fango hidrolizado	Común
6	*Anillo mezcla	Específico
7	Digestores	Común
8	Deshidratación	Común
9	CLEARGREEN	Común

**Específico por un lado, para el grupo (Cambi, Biothelys, Exelys, Haarslev y tH₄⁺) y por otro lado para el grupo (Turbotec, Lysotherm y Aqualysis).*

En el bloque 3, unidad de hidrólisis térmica, sus ecuaciones son diferentes según la tecnología que se haya considerado en función de las ocho analizadas o del escenario elegido. Asimismo, los bloques 1 y 6 (arqueta fangos mixtos y anillo de mezcla) varían para las tecnologías que solamente hidrolizan fango primario y secundario mientras que existen también tecnologías que sólo hidrolizan el fango secundario, incorporándose al proceso el fango primario en el anillo de mezcla antes de ser introducido en los digestores.

Por este motivo, el balance de masa y energía de la línea de fangos se plantea en función de la variable X (%) que representa el porcentaje de flujo másico de fango primario que se envía directamente al anillo de mezcla sin hidrolizar, existiendo por tanto, los dos casos límite siguientes:

3. METODOLOGÍA

- $X=0\%$, se corresponde a las tecnologías Cambi, Biothelys, Exelys, Haarslev y tH_4^+ con fango primario y secundario hidrolizados totalmente, por lo que el valor de la reducción de SV a aplicar corresponde para ambos fangos hidrolizados.
- $X=100\%$, corresponde a las tecnologías Turbotec, Lysotherm y Aqualysis con fango primario sin hidrolizar y secundario hidrolizado que se unen en el anillo de mezcla, ambos por separado. En este caso, la reducción de SV a aplicar será diferente en función del fango esté hidrolizado o no.

A continuación, se realiza una descripción del sistema que permite establecer el balance de masa y energía de cada uno de los bloques comunes y específicos que conforman la línea de fangos.

Bloque 1, arqueta de fangos mixtos: se realiza la mezcla y agitación del fango primario y secundario previamente espesados, únicamente la agitación del fango secundario en el caso de que el fango primario no se hidrolice ($X=100\%$) o mezcla y agitación del fango secundario y del primario introducido de forma parcial ($0 < X < 100\%$).

Bloque 2, postespesado: impulsión del fango mixto (o sólo secundario) a las bombas centrífugas de postespesado y adición de polielectrolito. El fango postespesado se impulsa a la unidad de hidrólisis térmica. Los centrados generados se envían nuevamente a cabecera de planta (decantadores primarios).

Bloque 3, unidad de hidrólisis térmica: se evalúa para cada tecnología considerando sus características principales.

Bloque 4, inyección de agua de dilución: el fango obtenido de la unidad de hidrólisis térmica presenta una elevada concentración dado que fue inicialmente deshidratado. Se requiere por tanto reducir su concentración en ST y su temperatura antes de su alimentación a los digestores. Esto se consigue mediante la inyección de agua de dilución procedente del circuito de servicios generales de la planta.

Bloque 5, intercambiador de fango hidrolizado: este elemento tiene la misión de disminuir la temperatura del fango hidrolizado a una temperatura adecuada para el correcto funcionamiento de los digestores, considerando las pérdidas de energía térmica asociadas a tuberías, intercambiadores y el biogás producido.

Bloque 6, anillo de mezcla: tiene tres funciones principales, que son la de servir de distribuidor del fango a cada uno de los digestores, bypassar todo el fango disponible en caso de no funcionamiento de la hidrólisis térmica y constituir el punto de mezcla de los fangos primario sin hidrolizar y secundario hidrolizado antes de ser enviados a los digestores en función de la tecnología utilizada.

Bloque 7, digestores: el fango primario (hidrolizado o no) y secundario hidrolizado se estabiliza mediante digestión anaerobia. Una fracción importante de la materia orgánica se convierte en biogás, manteniéndose el flujo de materia inorgánica del fango constante.

Bloque 8, deshidratación fangos: tras la digestión, el fango se envía a deshidratación donde, a su entrada en las bombas centrífugas se realiza la adición de polielectrolito y agua de dilución con objeto de poder conseguir la concentración del fango deshidratado deseada. A la salida de estas bombas, por un lado se obtiene fango deshidratado que se envía bombeado a los silos dispuestos a tal efecto y por otro lado los centrados que se impulsan igualmente al CLEARGREEN.

Bloque 9, CLEARGREEN: en esta unidad se reduce la concentración de NH_4^+ de los centrados provenientes de las bombas centrífugas de deshidratación, requiriéndose para ello grandes cantidades de inyección de aire.

Línea de biogás: bloques considerados para el planteamiento del balance de masa y energía.

La Tabla 3.3 indica la división establecida de los bloques necesarios para realizar el cálculo del balance de masa y energía de la línea de biogás.

Tabla 3.3. Bloques de división de la línea de biogás de los escenarios 2, 3 y 4.

<i>Bloque</i>	<i>Descripción</i>	<i>Especificidad</i>
1	Digestores	Común
2	Gasómetros	Común
3	Motogeneradores	Común
4	Caldera recuperación	Común

Como se puede observar en la tabla anterior, todos los bloques de la línea de biogás son comunes a los escenarios 2, 3 y 4. La caldera de recuperación en el escenario 2 va a tener una

3. METODOLOGÍA

potencia térmica variable según la tecnología adoptada, por lo que en este capítulo se analiza únicamente de forma general.

Para la obtención de las ecuaciones de producción de biogás en los digestores a partir de los datos de entrada del fango en el anillo de mezcla, se tienen que considerar nuevamente dos casos:

- $X=0\%$, en este caso todo el fango primario y secundario se hidroliza, resultando que, para calcular la producción de CH_4 , se utiliza la producción específica de CH_4 del fango primario y secundario hidrolizados.
- $X=100\%$, todo el fango primario se introduce en los digestores sin hidrolizar y el secundario hidrolizado. En este caso, la producción específica de CH_4 del fango primario sin hidrolizar es menor, por lo que la producción total de CH_4 se reduce.

A continuación, se describen los bloques comunes a los escenarios 2, 3 y 4 que conforman la línea de biogás.

Bloque 1, digestores: se realiza la estimación de producción de biogás en función de la cantidad esperada para cada tipo de fango.

Bloque 2, gasómetros: los gasómetros funcionan como amortiguadores de consumo de biogás de la caldera de recuperación en las tecnologías batch Cambi y Biothelys, cediendo biogás en la etapa de inyección de vapor y recuperándolo en la etapa de no inyección, de forma que las energías cedida y recuperada sean iguales. En las tecnologías continuas, se tienen las dos funciones clásicas de una planta de digestión anaerobia, almacenamiento y control de la presión de la red de biogás, pero no la de amortiguamiento, propia de las tecnologías batch. El balance para este bloque se plantea en términos de la energía térmica contenida en el biogás y que debe ser suministrada en función de las condiciones de operación.

Bloque 3, motogeneradores: la EDAR de Burgos dispone actualmente de cuatro motogeneradores de biogás SFGLD360s marca Guascor M598 con una potencia eléctrica nominal de 598 kW cada uno. Cada motogenerador dispone de tres circuitos de refrigeración. Los tres circuitos se enfrían mediante sistemas cerrados de agua conectados a las torres de refrigeración (5 uds en total).

Bloque 4, caldera de recuperación: tiene la misión de generar el vapor necesario para los reactores, pero la potencia térmica necesaria y los parámetros de operación son variables en

función de la tecnología adoptada. Para ello, dispone de un sistema de recuperación de calor de los gases de escape de los motogeneradores, con una serie de conductos que conectan la salida de los silenciadores de los motogeneradores con la caldera y está provista de una válvula regulable de tres vías que permite controlar el caudal de los gases que se envían a la caldera y/o chimenea, constituyendo todos estos elementos la denominada *zona de recuperación de calor*.

3.5. ESCENARIO 2, TECNOLOGÍAS DE HIDRÓLISIS TÉRMICA ANALIZADAS.

Tecnología Cambi

Como condiciones de operación de este proceso se ha considerado que el fango primario y secundario se bombea directamente desde el postespesado al pulper con una concentración del 16,5%. El fango postespesado una vez introducido en el pulper a 15 °C (100 kPa) se precalienta con vapor flash procedente del flash-tank a 107 °C (128 kPa) hasta alcanzar la temperatura de precalentamiento (100 kPa). El fango se recircula constantemente en el pulper mediante las bombas de recirculación para obtener una buena homogeneización y mezcla que permita alcanzar la temperatura deseada a la totalidad del fango. Cuando se inicia el ciclo en los reactores en el punto de diseño establecido, el fango precalentado en el pulper se bombea a los reactores mediante las bombas de llenado.

En el reactor, el fango precalentado se calienta con vapor vivo saturado a 190 °C (1.260 kPa) proveniente de la caldera de recuperación, hasta alcanzar 165 °C (700 kPa). Estas condiciones se mantienen en el reactor durante el tiempo de retención establecido de 30 minutos. Al final de este tiempo, se produce una despresurización súbita casi instantánea del fango del reactor con el objeto de enviar los gases de proceso al pulper contenidos en vapor flash (no se consideran en el escenario 2). A continuación, durante un tiempo de 10 minutos se produce otra despresurización súbita isoentálpica del fango desde las condiciones del reactor, 165 °C (700 kPa), a las del flash-tank, 107 °C (128 kPa). El vapor flash formado durante estos 10 minutos se envía progresivamente al pulper con la misión de precalentar el fango postespesado de entrada.

Tecnología Biothelys.

El fango primario y secundario se bombean directamente desde el silo de fango postespesado al reactor 1. A continuación, el fango se precalienta desde su temperatura de entrada hasta la temperatura de precalentamiento (100 kPa) con vapor flash inyectado desde el

3. METODOLOGÍA

reactor 2 que se encuentra a una temperatura de 110 °C (140 kPa). Posteriormente se produce la inyección de vapor vivo saturado a 190 °C (1.260 kPa) en el reactor 1 desde la caldera de recuperación elevando la temperatura del fango hasta 165 °C (700 kPa). Después de 30 minutos de periodo de retención en el reactor 1, ocurre una despresurización súbita del fango del reactor 1 hacia el reactor 2 durante 20 minutos. A continuación, se produce el vaciado durante 25 minutos del reactor 1 al buffer-tank.

Antes del comienzo de un nuevo ciclo en el reactor 1, es necesario esperar un tiempo de parada de 5 minutos (Abu-Orf, 2010; Tillier, 2012). El proceso del reactor 1 es completamente idéntico al reactor 2. Los reactores de esta tecnología funcionan a pares, estando interconectados entre sí y operan en paralelo, a diferencia de los reactores Cambi que lo hacen en serie e independientes entre sí (Abu-Orf, 2010). Ahora ya no se requieren ni bombas de recirculación del pulper ni bombas de llenado de los reactores, como en la tecnología Cambi. Por lo tanto, se eliminan dos bombas intermedias, consiguiendo un ahorro tanto de consumo de energía eléctrica como de inversión necesaria y mantenimiento. También sería posible operar con tres reactores, siendo la secuencia de transferencia de vapor flash la siguiente: del reactor 1 al reactor 2, del reactor 2 al reactor 3 y del reactor 3 al reactor 1 (Abu-Orf, 2010).

Tecnología Exelys.

Las características principales de funcionamiento comprenden el envío del fango primario y secundario desde el postespesado, por medio de la bomba de alimentación de cavidad progresiva hacia el intercambiador de precalentamiento de fango postespesado con una concentración máxima del 24%, ya que concentraciones más altas son muy difíciles de alcanzar (Abu-Orf, 2010). La temperatura del fango postespesado de entrada se incrementa en este intercambiador de forma importante mediante la aportación energética del recuperador de energía. A continuación, el fango se introduce en el condensador de vapor-mezclador, donde se inyecta vapor vivo saturado a 188 °C (1.200 kPa) calentando el fango hasta la temperatura de reacción de 165 °C (700 kPa).

El mezclador estático es responsable de mezclar el fango con el fin de que el vapor se condense tanto como sea posible, dando como resultado una concentración aproximada del fango de un 20% (Abu-Orf y Goss, 2012). A la salida del mezclador estático, la bomba de retención presuriza el fango hasta una presión de 800-900 kPa (Abu-Orf y Goss, 2012) en el reactor tubular que opera en régimen de flujo pistón, donde el fango permanecerá a la temperatura de 165 °C (700 kPa) durante un tiempo de 30 minutos. A continuación, se envía el

fango hidrolizado al intercambiador de precalentamiento de agua de alimentación donde se extraerá parte de su energía térmica con objeto de elevar la temperatura del agua de alimentación. Seguidamente, el fango circula a través del recuperador de energía, donde se enfría parcialmente utilizándose la energía térmica intercambiada para precalentar el fango fresco postespesado mediante un circuito cerrado de agua, logrando así, que el consumo de vapor vivo en el condensador-mezclador estático disminuya notablemente. A la salida del recuperador de energía acontece la inyección de agua de dilución.

Tecnología Turbotec.

El fango secundario postespesado es bombeado directamente al “*mobius mix separator*” con una concentración del 11%. Una vez introducido, se mezclan los fangos postespesados no hidrolizados y los fangos ya hidrolizados, produciéndose la separación entre la fracción fina de fango del circuito hacia los digestores y la fracción gruesa que fluye hacia el circuito de la unidad de hidrólisis térmica (Pereboom et al, 2014). Por el circuito de la unidad de hidrólisis térmica, el fango secundario postespesado se precalienta en el *mobius mix separator* y se conduce al intercambiador de calor 1 donde se precalienta de nuevo mediante la aportación de energía térmica del circuito regenerativo de agua. Una vez que el fango entra en el reactor de forma continua, se inyecta vapor vivo a 180 °C (1.000 kPa), calentando el fango hasta 140 °C (361 kPa) de forma continua y con un tiempo de 30 minutos de tiempo de reacción. Cuando el fango se encuentra fuera del reactor, se envía al intercambiador de calor 2, donde disminuye su temperatura mediante la transferencia de energía térmica a un circuito regenerativo de recuperación con agua que permite precalentar el fango en el intercambiador de calor 1 antes de entrar en el reactor.

La temperatura de reacción óptima es 140 °C, siendo la más baja de las ocho tecnologías de hidrólisis térmica analizadas. Pruebas realizadas por la compañía Sustec para una temperatura de reacción del fango de 120, 140 y 160 °C han indicado que la mayor producción de biogás con esta tecnología acontece a los 140 °C (Pereboom et al., 2014). El fango hidrolizado de fracción fina abandona el *mobius mix separator* hasta el punto de inyección de agua de dilución. Con esta tecnología sólo se puede hidrolizar el fango secundario (Pereboom et al, 2014).

Tecnología Haarslev.

Desde el postespesado, el fango primario y secundario se bombea directamente al precalentador con una concentración del 20%. Una vez que el fango postespesado es

3. METODOLOGÍA

introducido en el precalentador, se eleva su temperatura por la acción del vapor flash procedente del economizador a 105 °C (120 kPa) hasta alcanzar la temperatura de precalentamiento (100 kPa). A continuación, el fango se bombea al presurizador, donde vapor vivo saturado es inyectado a 180 °C (1.000 kPa) hasta conseguir el fango los 130 °C (270 kPa). El presurizador funciona como una bomba de alimentación de fango al reactor usando vapor vivo, como si fuera una bomba de flujo pistón. Consiste en un pequeño depósito y opera en ciclos con un tiempo de duración de 90 s/ciclo, o sea realizando 40 ciclos/h (Mah, 2017; Haarslev, 2017). Cuando la válvula de entrada de fango precalentado al presurizador está abierta (la de entrada de vapor vivo esta cerrada) entra fango precalentado en él. Posteriormente, esta válvula de entrada de fango precalentado se cierra y se abre la de entrada de vapor vivo para calentar y presurizar el fango hasta 900 kPa abriéndose la válvula de conexión con el reactor que se encuentra a 700 kPa, fluyendo el fango por diferencia de presiones hacia el reactor, sufriendo una pequeña despresurización desde los 900 kPa del presurizador a los 700 kPa del reactor, donde nuevamente vapor vivo es inyectado a 180 °C (1.000 kPa) para aumentar la temperatura del fango hasta 165 °C (700 kPa), donde los fangos se mantienen en el reactor durante un tiempo de 30 minutos.

El fango se extrae por la parte inferior del presurizador y se introduce en los reactores justamente por la parte superior para luego abandonar el mismo por la parte inferior hacia el economizador y así conseguir un flujo continuo y que el fango haya estado en sus condiciones de temperatura el tiempo de reacción establecido. El reactor dispone de un volumen de trabajo del 62,5% de la capacidad total para 30 min de TRH, siendo la capacidad de flujo horaria de 1,25 veces el volumen del tanque. De esta forma, para un reactor de 2 m³, resulta un flujo de 2,5 m³/h. Los reactores disponibles son de 2-12 m³ de capacidad, mientras el economizador suele tener la mitad del volumen del reactor, 1-6 m³, y el volumen de trabajo del presurizador es 1/40 de la capacidad del flujo horario del reactor (Mah, 2017). Desde el reactor, se produce una despresurización súbita desde las condiciones del reactor a las condiciones del economizador 105 °C (120 kPa). Mediante esta despresurización súbita, parte del agua se convertirá en vapor flash que será enviado al precalentador de fango postespesado. Para efectuar esta operación, el proceso dispone de un dispositivo de control de flujo, adicionalmente a la válvula de expansión (Mah, 2017). Desde el economizador, el fango se envía al refrigerador que presenta unas condiciones de 60 °C y 20 kPa, como se puede comprobar son condiciones de vacío, por lo que parte del agua del fango se evapora para adaptarse a las nuevas condiciones termodinámicas, mientras el resto del fango abandona el refrigerador. Este vapor formado en el refrigerador se envía al condensador, donde por medio de la acción de un circuito exterior de

agua de refrigeración a 15 °C, los gases no condensables producidos se conducen a un scrubber por medio de una bomba de vacío y posteriormente al tratamiento de olores o digestores y el líquido formado a partir de los gases condensables se bombea para unirse con el agua de dilución al fango hidrolizado.

Tecnología Lysotherm.

Desde el postespesado, el fango secundario se bombea al precalentador con una concentración del 10%, presión máxima 3.000 kPa (Geraats, 2015; Eliquo Water & Energy, 2016). Una vez que el fango ha sido introducido en el precalentador, eleva su temperatura hasta la temperatura de precalentamiento mediante la energía térmica transferida por un circuito de agua regenerativo a 150 °C. Posteriormente, el fango pasa al reactor tubular, donde mediante la energía de un circuito de aceite térmico a una temperatura de 180 °C se procede a elevar su temperatura hasta 163 °C (666 kPa). A continuación, el fango se introduce en el reactor desintegrador, permaneciendo en él a esta temperatura el tiempo de reacción establecido de 30 minutos. Finalmente, el fango hidrolizado se introduce en la etapa de enfriamiento donde transfiere parte de su energía térmica para calentar el agua del circuito regenerativo desde 30 hasta 150 °C y así precalentar el fango fresco postespesado en el precalentador. La viscosidad del fango a la entrada de la hidrólisis térmica es de 900 mPa-s y la de salida es de 90 mPa-s (Geraats, 2015), un 90% inferior, lo que da una idea de la gran disminución de la viscosidad del fango una vez que ha sido hidrolizado. Sólo los fangos secundarios pueden ser hidrolizados con esta tecnología, los primarios deben ser separados de la hidrólisis térmica (Eliquo Water & Energy, 2016).

Tecnología Aqualysis.

Desde el postespesado, el fango secundario se bombea al precalentador con una concentración de 16%. Una vez que el fango ha sido introducido en el precalentador, se eleva su temperatura con la energía térmica suministrada por el vapor flash proveniente del separador flash con unas condiciones de 107 °C (128 kPa) hasta alcanzar su temperatura de precalentamiento. A continuación, el fango precalentado se bombea al reactor, donde se inyecta vapor vivo saturado a 190 °C (1.260 kPa), aumentando su temperatura hasta 165 °C (700 kPa), permaneciendo en él durante 30 minutos. Una vez que el fango ha sido hidrolizado, sufre una despresurización súbita desde las condiciones del reactor 165 °C (700 kPa) a las condiciones del separador flash 107 °C (128 kPa). El vapor flash originado en este tanque es enviado al precalentador de fango postespesado con la misión de precalentarlo.

3. METODOLOGÍA

Tecnología tH₄⁺.

El fango primario y secundario fresco postespesado con una concentración de 14% se introduce en el tanque de carga, donde el vapor flash procedente del flash-tank a 105 °C (120 kPa) eleva su temperatura hasta la temperatura de precalentamiento (100 kPa). Desde el tanque de carga, el fango se dirige a los presurizadores donde se precalienta nuevamente con vapor flash procedente en este caso del reactor a 165 °C (700 kPa). A continuación, se inyecta vapor vivo saturado en el mezclador a 220 °C (2.300 kPa) para elevar la temperatura del fango hasta 207 °C (1.800 kPa). En el mezclador, que dispone de un inyector ultrarrápido y en un tiempo inferior a 5 segundos se alcanza la temperatura de 207 °C (1.800 kPa) que es superior al límite de degradación del fango, pero debido a que el tiempo de actuación es muy corto, no es posible que puedan tener lugar reacciones secundarias (teCH₄⁺, 2014). A partir del mezclador, se introduce el fango en el reactor, donde al sufrir esta despresurización súbita desde las condiciones del mezclador 207 °C (1.800 kPa) a las del reactor 165 °C (700 kPa), se forma vapor flash que servirá para precalentar el fango en los presurizadores. Una vez que el fango ha estado en el reactor el tiempo establecido de 30 min, sufrirá una segunda despresurización súbita desde las condiciones del reactor 165 °C (700 kPa) hasta las del flash-tank de 105 °C (120 kPa) generando vapor flash que va a servir para precalentar el fango del tanque de carga.

3.6. ESCENARIO 3, PROCESO DE HIDRÓLISIS TÉRMICA CAMBI DE LA EDAR DE BURGOS.

El escenario 3 se corresponde con la EDAR de Burgos tras la inserción de la unidad de hidrólisis térmica batch Cambi THP B6.2 y todo el equipamiento necesario para el proceso de hidrólisis térmica. La forma de obtener los balances de masa y energía de la línea de fangos y biogás es totalmente idéntica a la planteada para el escenario 2, con la única diferencia de considerar ahora los gases de proceso y el autoconsumo de energía eléctrica.

Balance de generación de energía eléctrica.

En el balance de generación de energía eléctrica de las ocho tecnologías del escenario 2, sólo se ha considerado la generación bruta de energía eléctrica en los motogeneradores, sin ningún tipo de autoconsumo adicional motivado por la instalación del proceso de hidrólisis térmica. Sin embargo, en el escenario 3 se ha tenido en cuenta no sólo la generación bruta de energía eléctrica sino también la neta, deduciendo los *autoconsumos totales* de energía eléctrica ocasionados por la instalación del proceso de hidrólisis térmica. Se considera que el autoconsumo total del escenario 1 es nulo y se ha tomado como punto de partida.

Al instalar este nuevo proceso dentro de la EDAR, se producen una serie de *autoconsumos adicionales* motivados por la incorporación del nuevo equipamiento necesario para el correcto funcionamiento que penalizan la generación bruta. Sin embargo, al modificarse las condiciones de funcionamiento de los digestores y deshidratación de fangos, se originan una serie de *ahorros de consumo* que, al contrario, mejoran la generación bruta. La suma aritmética de autoconsumos adicionales y ahorros de consumo origina los denominados *autoconsumos totales* de energía eléctrica que suponen un porcentaje sobre la generación bruta importante que ha sido tenido en cuenta en el balance económico realizado.

Balance económico y análisis de viabilidad.

Para efectuar el balance económico del escenario 3 se ha partido de la planta del escenario 1, considerando como costes adicionales únicamente los originados como consecuencia de los elementos nuevos añadidos al proceso anterior de digestión anaerobia inicial tras la inserción del proceso de hidrólisis térmica. Esta consideración afecta a la inversión, beneficio anual, costes de operación, etc.

La inversión realizada ha consistido en valorar económicamente todos los costes acontecidos tras la instalación del nuevo equipamiento necesario para el correcto funcionamiento del proceso de hidrólisis térmica en su integridad. El beneficio neto anual se ha obtenido a partir de la suma aritmética de sus cuatro componentes: incremento de generación neta de energía eléctrica, decremento en el transporte y tratamiento del fango deshidratado y el incremento del consumo de polielectrolito deduciendo los costes de operación correspondientes.

Los costes de operación han comprendido los siguientes cinco conceptos: energía eléctrica, personal, reactivos, mantenimiento y residuos. Sin embargo, dado el carácter de balance económico tomando como referencia el escenario 1, únicamente se van a considerar incluidos en los costes de operación, los relativos a mantenimiento tal y como se ha analizado en el capítulo 6. Los costes de mantenimiento incluyen reparaciones en partes mecánicas, eléctricas, electrónicas y civiles y recambios de piezas pequeñas o grandes para bombas, soplantes, compresores, motores, etc, costes de personal, gastos de materiales, servicios externos, piezas de repuesto almacenadas y compras de materiales. Los costes de mantenimiento anuales sobre el valor de la inversión alcanzan unos valores de 0,5-2% para construcciones civiles, 2-4% para obras de renovaciones en construcciones civiles, 2-6% para equipos mecánicos y 2-6% para equipos eléctricos y electrónicos (Wendland, 2005). El coste

3. METODOLOGÍA

de mantenimiento de una EDAR alcanza un valor del 2%/año sobre el valor total de la inversión para una planta funcionando entre 10-35 años, lo que supone un 20-70% del total de la inversión (Razif et al., 2015). Los costes de mantenimiento de una EDAR corresponden a un 2,6%/año del valor total de la inversión (Jafarinejad, 2017). Los costes de operación anuales de una EDAR se distribuyen de la siguiente forma: energía (17,8%), personal (32,4%), reactivos (13,7%), mantenimiento (20,6%) y residuos (15,5%) (Molinos-Senante et al., 2011).

Para la realización de los balances económicos y análisis de viabilidad, en esta tesis se han utilizado parámetros de segundo orden o dinámicos, pues se ha considerado que el capital tendrá distinto valor según el momento en que se haya generado, debido a una serie posible de factores como pueden ser, intereses, inflación, riesgo, rentabilidad, etc (Aguer et al., 2004). Sin embargo, en algunos casos, también se han aplicado parámetros de primer orden o estáticos cuando el periodo de amortización haya sido de pequeña magnitud.

3.7. ESCENARIO 4, MEJORAS ENERGÉTICAS AL ESCENARIO 3.

El escenario 4 ha tratado de optimizar al máximo de una forma energético-económica los resultados obtenidos en el escenario 3, para lo cual se han planteado un conjunto de mejoras energéticas al proceso de dos tipos, simples y compuestas.

Mejoras simples.

Estas mejoras energéticas han consistido básicamente en realizar la variación de un único parámetro de operación del proceso de hidrólisis térmica, con el objetivo de incrementar la generación neta de energía eléctrica u optimizar el precio de su importación a la red exterior. A continuación, se describe la metodología general de cada una de las trece mejoras simples planteadas.

a₁₁. Incremento de la temperatura del fango postespesado.

Se ha evaluado el efecto individual del incremento de la temperatura de entrada del fango postespesado al pulper. El fango necesita ser calentado desde 15 hasta 165 °C. Por lo tanto, manteniendo la temperatura de reacción constante, si se incrementa la temperatura del fango postespesado de entrada a valores por encima de esos 15 °C, la potencia térmica que es necesaria aportar al fango es menor y como consecuencia, el consumo de vapor vivo disminuye.

a12. Incremento de la concentración del fango postespesado.

En esta mejora se ha tratado de disminuir el flujo másico de fango que se introduce en los reactores, gracias al aumento en la concentración del fango postespesado, eliminando gran cantidad del agua presente, pero manteniendo constante el contenido en ST. De esta forma, se disminuyen el consumo de vapor vivo y de biogás en la caldera.

a13. Introducción del fango primario sin hidrolizar en los digestores.

Se ha evaluado el efecto que tiene la hidrolización parcial y total del fango primario en la disminución del consumo de vapor vivo y en el rendimiento de producción de biogás. También se ha analizado la introducción de la totalidad del fango primario en el anillo de mezcla sin hidrolizar, $X=100\%$, sin ser deshidratado previamente. En este caso, la concentración de entrada del fango a los digestores sería menor al valor establecido como restricción, teniendo como principal inconveniente el aumento del número de digestores en funcionamiento y la ligera disminución de la producción de biogás.

a21. Incremento de la temperatura del agua de alimentación mediante fango hidrolizado.

Insertando un intercambiador de calor fango-agua a la salida del fango hidrolizado del flash-tank, es posible elevar la temperatura del agua de alimentación a la caldera a un valor mayor que la existente a la salida del intercambiador de precalentamiento del agua de alimentación a partir del circuito de refrigeración principal de los motogeneradores. De esta forma presenta menor consumo y aumenta la generación de energía eléctrica.

a22. Incremento de la temperatura del agua de alimentación mediante los gases de escape.

Se ha tratado de aprovechar la energía térmica de los gases de escape durante la etapa de no inyección de vapor, pues durante el funcionamiento normal, se desaprovecha su energía durante este intervalo. Esta operación se puede conseguir mediante la variación del nivel de agua saturada en la caldera, de forma que durante la etapa de inyección de vapor, la energía térmica sólo sea la necesaria para efectuar el cambio de estado de líquido saturado a vapor, ahorrándose toda la energía para elevar la temperatura del agua desde la de salida del intercambiador de precalentamiento del agua de alimentación hasta la de saturación en la caldera. Por lo tanto, durante la etapa de inyección, el nivel de agua saturada desciende en la

3. METODOLOGÍA

cantidad necesaria para suministrar vapor en un batch y durante la de no inyección, el nivel de agua saturada en la caldera vuelve a su nivel inicial tras la introducción de agua de alimentación.

a₃₁. Disminución del flujo másico de vapor vivo nominal de la caldera.

El reactor necesita el suministro de una cantidad de vapor para cada batch determinada y constante según sea el tipo de reactor (B6 en Burgos) y del número de estos (2 uds). Esta cantidad de vapor vivo realmente inyectado depende del flujo másico de vapor vivo nominal de la caldera y del tiempo de inyección de vapor, siendo constante para cada punto de diseño. El hecho de disminuir el flujo másico de vapor vivo nominal de la caldera supone aumentar en la misma proporción el tiempo de inyección de forma que la masa de vapor inyectada en los reactores sea constante. El incremento del tiempo de inyección implica incrementar la energía térmica aprovechada de los gases de escape, originando un menor consumo de biogás en la caldera y un incremento en la generación de energía eléctrica. Esta modificación del flujo de vapor en la caldera es posible realizarla mediante la regulación del quemador modular de biogás de que dispone.

a₃₂. Acumulación de vapor.

El fundamento del acumulador de vapor se ha basado en el aprovechamiento del 100% de la energía térmica útil de los gases de escape. Esto se puede conseguir mediante la instalación de un acumulador de vapor entre la caldera (de nueva instalación) y los reactores. El fundamento del proceso consiste en generar vapor en la caldera a una presión y temperatura mayores que las del vapor vivo de consumo, enviando este vapor al acumulador. En este depósito se encuentra agua saturada en su interior en las mismas condiciones de presión y temperatura de la caldera, de forma que, cuando los reactores necesitan vapor vivo, mediante la apertura de una válvula, la presión del acumulador se reduce a la presión de consumo y el vapor flash originado constituye el vapor vivo inyectado en los reactores. Cuando los reactores no necesitan vapor vivo, todo el flujo de vapor de la caldera continúa inyectándose en el acumulador convirtiéndose en agua saturada almacenando energía.

b₁. Incorporación de un nuevo motogenerador de menor potencia eléctrica nominal.

Mediante la instalación de un motogenerador adicional de menor potencia que los existentes, ha sido posible mejorar el rendimiento eléctrico del conjunto de los motogeneradores

acoplados operando en paralelo en determinados puntos específicos de operación y aumentar de esta forma, la generación de energía eléctrica.

b2. Combustión de biogás sobrante en la antorcha.

En los puntos de operación de los motogeneradores en su acoplamiento en paralelo con otros, el grado de carga conjunto disminuye de manera importante y con ello el rendimiento eléctrico y la producción de energía eléctrica. Dentro de ciertos intervalos de operación, se puede conseguir un mejor rendimiento eléctrico operando con un motogenerador menos de los necesarios y quemando el biogás sobrante en la antorcha, de forma que la generación de energía eléctrica aumenta.

c. Almacenamiento reversible de biogás en gasómetros.

El suministro de energía eléctrica a la EDAR se efectúa en un cierto porcentaje por medio de la importación de energía eléctrica de la red exterior y por otro a través de la producida en los propios motogeneradores de la planta. La contratación de energía eléctrica de la red se realiza mediante la tarifa ATR 6.2, conectada a la red de alta tensión (36 kV < tensión < 72,5 kV), con una potencia contratada sin restricciones y con seis periodos de discriminación horaria.. Esta tarifa contempla seis periodos diferentes de facturación en función del mes y hora del año, siendo el precio de compra de la energía eléctrica más barato durante el periodo nocturno comprendido entre las 0 y las 8 horas. Se trata por un lado de almacenar biogás en los gasómetros y consumir la máxima energía eléctrica posible durante las horas nocturnas de 0-8 horas y por otro de consumir el biogás almacenado durante la etapa anterior de 8-24 horas para rebajar el consumo de energía eléctrica durante este periodo. El objetivo ha sido tratar de rebajar lo máximo posible el precio total de compra diaria de la energía eléctrica de la red mientras la condición es que todo el proceso conjunto pueda operar continuamente de forma estable dentro del funcionamiento de la propia EDAR.

d1. Implementación de un proceso de hidrólisis térmica intermedia ITHP.

Mediante la inserción de una unidad de hidrólisis térmica Cambi THP-B6.2 y su equipamiento necesario entre dos digestores, el fango espesado se digiere inicialmente en el primer digestor, luego se hidroliza y posteriormente se vuelve a digerir en el segundo digestor, siendo posible de esta forma aumentar la reducción de SV de las dos digestiones y por tanto, incrementar la producción de biogás y la energía eléctrica en los motogeneradores.

3. METODOLOGÍA

d₂. Implementación de un proceso solidstream.

Se trata de realizar la hidrólisis térmica al fango una vez digerido en una única etapa de digestión. Mediante la operación de un huevo barométrico se consigue mantener el fango en las condiciones termodinámicas de salida del flash-tank, por lo que es posible deshidratarlo a una temperatura cercana a los 100 °C, consiguiendo efectos beneficiosos sobre el fango deshidratado, de forma que es posible incrementar su concentración con un gasto de polielectrolito prácticamente nulo. Por otro lado, los centrados procedentes de las bombas centrífugas de deshidratación se introducen nuevamente en los digestores, alcanzando una mayor reducción de SV y como consecuencia las producciones de biogás y de energía eléctrica.

e. Sustitución de unidad de hidrólisis térmica Cambi tipo batch por una continua.

Se ha tratado de transformar la unidad de hidrólisis térmica tipo batch en una de tipo continuo, con todas las ventajas que su funcionamiento tiene sobre el equipamiento (tensiones térmicas, mecánicas, etc) y principalmente el aprovechamiento íntegro de la potencia térmica útil de los gases de escape, lo que permite disminuir el consumo de biogás en la caldera y elevar la producción de energía eléctrica.

Mejoras compuestas.

Estas mejoras energéticas se han basado en la superposición de dos o más mejoras simples anteriores descritas operando en su punto óptimo de funcionamiento. Se ha analizado un total de nueve opciones de mejora compuesta sobre una total muy superior de combinaciones posibles en función de la viabilidad económica y técnica de dichas combinaciones. La Tabla 3.4 indica las opciones de mejoras compuestas analizadas y cada una de las mejoras simples que las componen.

Tabla 3.4. Opciones de mejoras compuestas planteadas.

<i>Mejoras simples</i>	<i>Opción 1</i>	<i>Opción 2</i>	<i>Opción 3</i>	<i>Opción 4</i>	<i>Opción 5</i>	<i>Opción 6</i>	<i>Opción 7</i>	<i>Opción 8</i>	<i>Opción 9</i>
a11	x	x	x	x	x	x	x	x	x
a12	x		x						
a13		x	x			x	x		
a21									
a22									
a31									
a32				x	x	x	x	x	x
b1					x		x		x
b2									
c								x	x
d1									
d2									
e									

Balance económico y análisis de viabilidad.

El procedimiento de cálculo de este apartado ha sido totalmente semejante al desarrollado para el escenario 3.

3.8. REFERENCIAS.

Abu-Orf M. (2010). Conceptual Design of Thermal Hydrolysis Processes for Enhanced Solids Reduction from Anaerobic Digestion. AECOM Water, North America Biosolids Practice Leader, 2010, 1-12. http://www.wefnet.org/nbp/April%202010/Mohammad%20Abu-Orf_NBP%20Webcast_Sludge%20Reduction_042810.pdf, acceso diciembre 2016.

Abu-Orf M, Goss T. (2012). Comparing thermal hydrolysis processes (Cambi and Exelys) for solids pretreatment prior to anaerobic digestion. https://www.researchgate.net/profile/Mohammed_AbuOrf/publication/272221844_Comparing_thermal_hydrolysis_processes_CAMBI_and_EXELYS_for_solids_pretreatment_prior_to_anaerobic_digestion/links/54f09c200cf2f9e34efce360/Comparing-thermal-hydrolysis-processes-CAMBI-and-EXELYS-for-solids-pretreatment-prior-to-anaerobic-digestion.pdf, acceso diciembre 2016.

Aguer M, Jutglar L, Miranda A, Rufes P. (2004). El ahorro energético. Estudios de viabilidad económica. Díaz de Santos SA. ISBN: 84-7978-620-5.

Alianza por el agua. (2008). Manual de depuración de aguas residuales urbanas. <http://www.alianzaporelagua.org/saneamiento/publicaciones/11-monografico-3-manual-de-depuracion-de-aguas>, acceso enero 2017.

Claros-Bedoya J A. (2012). Estudio del proceso de nitrificación y desnitrificación vía nitrito para el tratamiento biológico de corrientes de agua residual con alta carga de nitrógeno amoniacal. Tesis doctoral. Universitat Politècnica de Valencia, Departamento de Ingeniería Hidráulica y Medio Ambiente.

Degremont. (2018). Densadeg. Decantación lamelar con espesamiento de fangos. http://www.degremont.es/es/images/productos/a3_densadeg_p-ep-015-esp-1604_v2.pdf, acceso diciembre 2018.

EDAR. (2016). Estación de depuración de aguas residuales de Burgos.

Eliquo Water & Energy. (2016). Lysotherm, Thermal sludge disintegration. <https://www.eliquo-we.com/nl/lysotherm.html?Lysotherm>. Acceso diciembre 2016.

EPA ozono. (1999). Desinfección con ozono. <https://www.epa.gov/sites/production/files/2015-06/documents/cs-99-063.pdf>, acceso marzo 2017.

EPA ultravioleta. (1999). Desinfección con rayos ultravioleta. <https://www.epa.gov/sites/production/files/2015-06/documents/cs-99-064.pdf>, acceso marzo 2017.

3. METODOLOGÍA

Geraats B. (2015). Lysotherm: 5 jaar ervaring met innovatieve slibhydrolyse. Bert Geraats (Eliquo). 2015. [http://waterenergie.stowa.nl/Upload/5%20 Bert%20Geraats% 20 Lysotherm %20Eliquo.pdf](http://waterenergie.stowa.nl/Upload/5%20Bert%20Geraats%20Lysotherm%20Eliquo.pdf), acceso junio 2016.

Haarslev. (2017). HCHS-Haarslev Continuous Hydrolysis System Thermal Disintegration of Sewage sludge. <https://www.haarslev.com>, acceso diciembre 2017.

Jafarinejad S. (2017). Cost estimation and economical evaluation of three configurations of activated sludge process for a wastewater treatment plant (WWTP) using simulation. *Applied Water Science* 7, 2513–2521.

Mah J. (2017). Overview of Haarslev's Approach to THP. Biosolids Workshop-Ohio Water Environment Association. Disponible en: http://www.ohiowea.org/docs /Haarslev_THP_ Overview.pdf, acceso noviembre 2017.

Metcalf E. (1998). Ingeniería de aguas residuales: tratamiento, vertido y reutilización. McGraw Hill.

Molinos-Senante M, Hernández-Sancho F, Sala-Garrido R. (2011) .Cost–benefit analysis of water-reuse projects for environmental purposes: A case study for Spanish wastewater treatment plants. *Journal of Environmental Management* 92, 3091-3097.

Pereboom J, Luning L, Hol A, Van Dijk L, De Man A. (2014). Full scale experiences with Turbotec continuous thermal hydrolysis at WWTP Venlo (NL) and Apeldoorn (NL). 19th European Biosolids & Organic Resources Conference & Exhibition. <https://www.aquaenviro.co.uk/proceeding-event/19th-european-biosolids-organic-resources/>, acceso marzo 2018.

Razif M, Soemarno, Yanuwidi B, Rachmansyah A, Belgiawanc P. (2015). Implementation of Regression Linear Method to predict WWTP cost for EIA: case study of ten malls in Surabaya City. *Procedia Environmental Sciences* 28, 158 – 165.

teCH₄⁺. (2014). tH₄⁺, Thermal Hydrolysis for +. <http://www.tech4plus.com>, acceso agosto 2016.

Tillier R. (2013). Oxford STV. Bio Thelys® thermal hydrolysis plant provides green energy from sewage sludge. http://www.waterprojectsonline.com/casestudies/2013/ Thames_ Oxford_2013.pdf, acceso septiembre 2016.

Wendland A. (2005). Operation Costs of wastewater Treatment Plants. https://cgi.tu-harburg.de/~awwwweb/wbt/emwater/documents/lesson_c2. pdf, acceso junio 2017.

**CAPÍTULO 4. BALANCE ENERGÉTICO DEL
ESCENARIO 1, EDAR DE BURGOS CON
DIGESTIÓN ANAEROBIA.**

4.1. INTRODUCCIÓN.

El sistema de fangos activados es el tratamiento biológico más común en las EDAR debido a su alto rendimiento, pero a su vez presenta una alta demanda de energía, requiriendo más del 40% de la electricidad total de la EDAR (Silvestre et al., 2015). La cantidad de energía eléctrica depende de varios factores como son el tamaño de la planta, diseño y operación, la composición de las aguas residuales, la relación agua residual urbana/ industrial, la calidad requerida en el vertido y diversos factores locales (Silvestre et al., 2015).

Hasta el 50% de los costes de tratamiento de aguas residuales corresponden al procesamiento y evacuación de fangos de EDAR (Abelleira et al., 2012; Souza et al., 2013). Sin embargo, desde el punto de vista termodinámico, la materia orgánica de las aguas residuales puede considerarse como una fuente de energía (Cano et al., 2015). El aprovechamiento de este material orgánico se hace imperativo si se desea conseguir la sostenibilidad de las tecnologías destinadas al tratamiento de residuos.

Uno de los mayores desafíos a superar en las EDAR de los países en desarrollo es la reducción en el consumo de energía y la optimización de los diferentes procesos y servicios de las instalaciones (Peña y Steinmetz, 2012). Los sistemas de digestión anaerobia permiten el tratamiento del fango residual y la recuperación de energía a través de la valorización del biogás. La digestión es clave para recuperar la energía inicialmente presente en la materia orgánica y la mejora de su eficiencia conduce al incremento en la producción de energía, estando este tipo de aprovechamiento enmarcado en el camino hacia la autosuficiencia energética (Cano et al., 2015). La digestión anaerobia de fangos representa un factor crítico a considerar para alcanzar la autonomía energética en una EDAR (Carlsson et al., 2016).

Una de las ventajas de la digestión anaerobia es que es una de las tecnologías más antiguas y bien estudiadas que existen para estabilizar los desechos orgánicos. Entre las tecnologías disponibles para el tratamiento de residuos, la digestión anaerobia presenta impactos ambientales limitados además del alto potencial de recuperación de energía (Ariunbaatar et al., 2014). La digestión transforma la materia orgánica altamente putrescible en un residuo relativamente estable o inerte y acondiciona finalmente el residuo para cumplir con la regulación para su eliminación (Appels et al., 2008). En comparación con otros procesos, es el método de estabilización favorito, debido a su menor coste, menor huella energética y un rendimiento moderado (Kim et al., 2015). Además, el fango digerido es un excelente acondicionador de suelo agrícola y una fuente de nutrientes de liberación lenta y de microelementos (Braguglia et al., 2015).

4. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 1

En este capítulo se ha procedido a determinar la evaluación energética de la EDAR de Burgos operando bajo la configuración de tratamiento de fangos mediante un sistema de digestión anaerobia mesofílica durante el periodo de análisis comprendido entre los años 2011-2015. Para ello se han establecido por un lado los balances de masa y energía de las líneas de fangos y biogás y por otro el balance de generación de energía eléctrica. Este escenario ha sido denominado como escenario 1 y ha servido como punto de referencia para su comparación con los diferentes escenarios estudiados y que contemplan la hidrólisis térmica como pretratamiento del fango. La Figura 4.1 muestra el diagrama de bloques con los balances de materia y energía para las tres líneas básicas de fangos, biogás y generación de energía eléctrica.

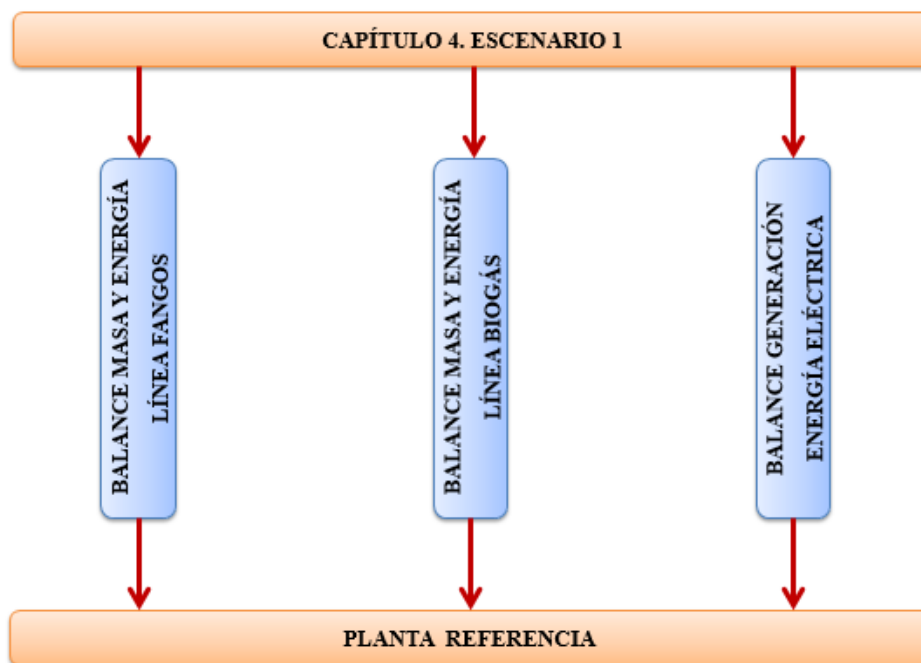


Figura 4.1. Esquema general del capítulo 4.

En la Figura 4.2 se encuentra representado el diagrama general de funcionamiento de proceso del escenario 1 englobando de una forma colectiva, la línea de fangos a partir de los espesadores hasta deshidratación, la línea de biogás desde los digestores hasta los motores de biogás y la línea de generación de energía eléctrica de la EDAR de Burgos que parte de los alternadores acoplados de forma compacta a los motores de biogás, cuyo objetivo consistía en obtener biogás, energía eléctrica y fango deshidratado a partir del fango primario y secundario procedente de los espesadores por gravedad y flotación mediante el proceso de la digestión anaerobia de fangos. También se muestran los circuitos auxiliares de agitación de biogás y recirculación de fangos para su calentamiento a la temperatura de la digestión.

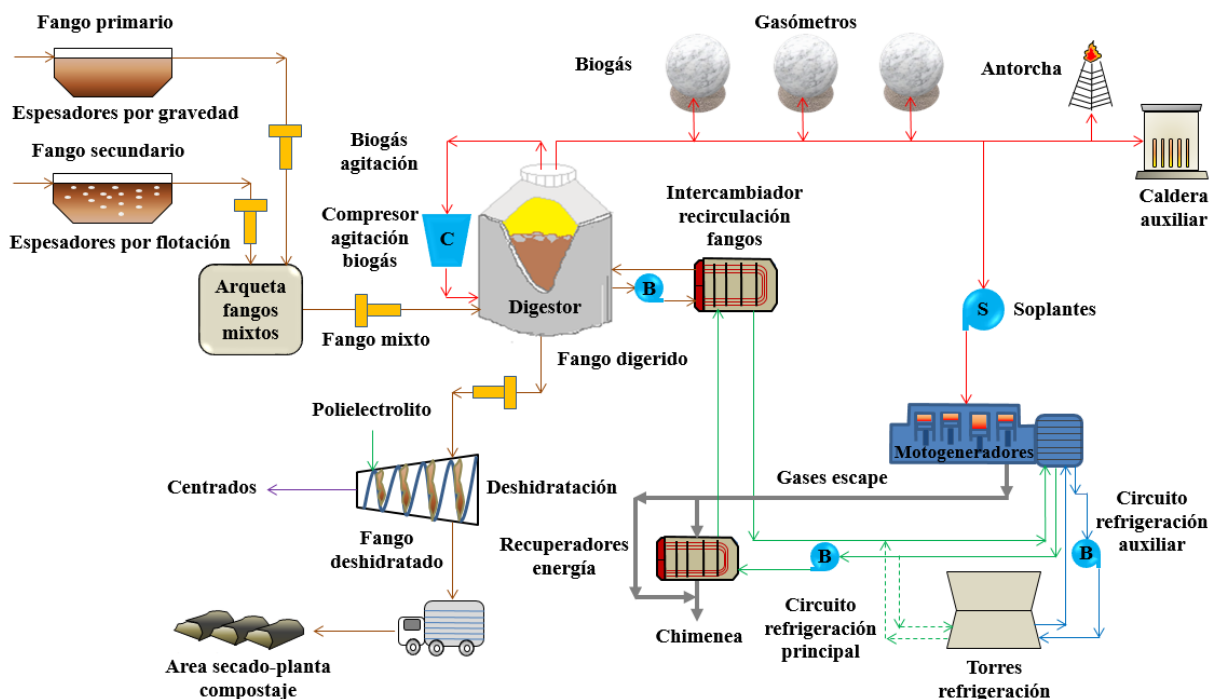


Figura 4.2. Diagrama general de proceso del escenario 1 (EDAR de Burgos, digestión anaerobia inicial).

4.2. BALANCE DE MASA Y ENERGÍA DE LA LÍNEA DE FANGOS.

La línea de fango se constituía por cuatro etapas principales de tratamiento:

- *Espesamiento*: se llevaba a cabo en los espesadores de gravedad y flotación mediante el incremento de la concentración de ST de los fangos eliminando parte del agua que contenían.
- *Estabilización*: realizada mediante digestión anaerobia para reducir la fracción biodegradable y evitar su putrefacción incontrolada. La mezcla de fangos primarios y secundarios se estabilizaba mediante digestión generando como resultado un fango denominado digerido, el cual presentaba tras la digestión un menor contenido en materia volátil, olor menos repulsivo junto con un contenido inferior de patógenos
- *Acondicionamiento*: adición de polielectrolito diluido con agua, producto químico que mejoraba la deshidratación de los fangos facilitando la eliminación del agua presente
- *Deshidratación*: por medio de decantadores centrífugos, transformaba los fangos en un material con un contenido de humedad aproximado del 20%. La retirada del exceso de agua facilitaba su manejo al área de secado-planta de compostaje.

4. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 1

Los digestores disponían de un sistema continuo de recirculación de fangos con el objetivo doble de lograr una buena homogeneización y calentar el fango en el intercambiador de recirculación de fangos mediante la energía térmica suministrada por el circuito principal de refrigeración de los motogeneradores y el recuperador de energía de los gases de escape.

Los espesadores de fangos tenían la misión de separar las dos fases, los sólidos y el agua del fango, aumentando la concentración éstos, de manera que se reducía el volumen total. Los factores físicos, químicos y biológicos del fango influían en la aplicación del sistema de espesamiento y en sus condiciones de operación. El espesamiento por gravedad se realizaba en un tanque circular donde el fango diluido se conducía hacia una cámara de alimentación central y allí comenzaba su sedimentación y compactación en su parte inferior. El fango espesado se extraía del fondo del tanque mediante bombas de tornillo y el líquido clarificado por la parte superficial mediante vertederos perimetrales y se enviaba a los decantadores primarios por gravedad para su incorporación nuevamente al proceso. Este tipo de espesadores eran de uso exclusivo para el fango primario.

En la EDAR de Burgos existen dos tipos diferentes de espesadores de fangos. La Figura 4.3a permite apreciar uno de gravedad y la Figura 4.3b uno de flotación.

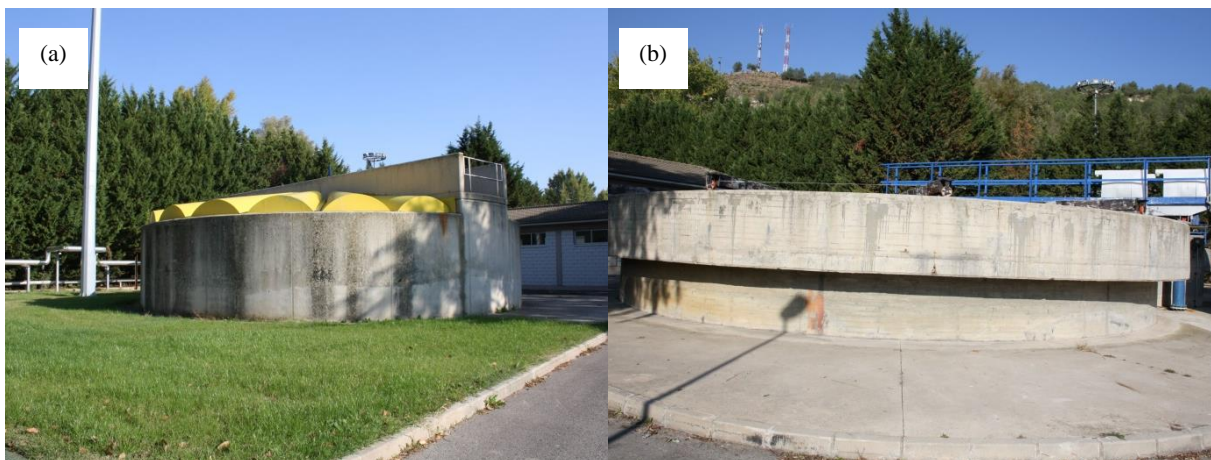


Figura 4.3. *Espesamiento de fangos. a) Espesador de gravedad. b) Espesador de flotación (EDAR, 2016).*

El espesamiento por flotación se utilizaba para la eliminación de las materias flotables, es decir, materias sólidas y/o líquidas de densidad inferior a la del agua pero que el perfeccionamiento de este tratamiento ha conducido al proceso de flotación por aire disuelto que además era capaz de eliminar, sólidos de densidad superior a la del agua mediante la creación de microburbujas de aire inyectado en el seno del agua residual, las cuales se unían a

las partículas a eliminar formando agregados capaces de flotar. Se utilizaba este tipo de espesadores para el fango secundario o de origen biológico (Suárez y Jácome, 2007).

En la deshidratación mediante centrífugas, los fangos procedentes de los digestores se separaban en dos fases (un líquido sobrenadante clarificado que constituía los centrados y un sedimento homogéneo que formaba el fango deshidratado). La adición de polielectrolito para acondicionar el fango era totalmente indispensable para obtener una buena separación sólido-líquido. Por el efecto de la fuerza centrífuga, las partículas pesadas decantaban y se depositaban contra la pared interior de la cubeta. Las bombas centrífugas de deshidratación eran de tipo cuba y con una velocidad de giro de 1.000-2.000 rpm. El fango giraba en el interior y se separaba de los sólidos, lanzando los más pesados hacia fuera, siendo estos recogidos y compactados. El conductor o transportador giraba a velocidad más lenta que la cuba y empujaba lentamente los sólidos a ser descargados al final de la máquina justo al lado contrario de la entrada del fango. El agua de rechazo separada durante el proceso abandonaba la bomba centrífuga también por el lado opuesto de entrada de fango a la máquina. El agua de rechazo o centrados se enviaba a los decantadores primarios por gravedad.

El equipamiento de la línea de fangos a partir de la arqueta de fangos mixtos constaba de los siguientes *diez elementos* funcionales: bombas de fango mixto de la arqueta de fangos mixtos a digestores, digestores, bombas de recirculación de fangos, bombas de fango digerido de digestores a deshidratación, bombas de depósito tampón a bombas centrífugas de deshidratación, bombas centrífugas de deshidratación, unidad compacta de preparación de polielectrolito de deshidratación, tornillo transportador de fango deshidratado, bombas de fango deshidratado a silos de deshidratación y silos de deshidratación.

Para el cálculo del balance de masa y energía de la línea de fangos, esta línea se ha dividido en tres bloques específicos de funcionamiento:

- *Bloque 1*: arqueta de fangos mixtos.
- *Bloque 2*: digestores.
- *Bloque 3*: deshidratación.

Bloque 1, arqueta de fangos mixtos.

La arqueta de fangos mixtos constituía un importante elemento dentro de la línea de fangos pues es donde se mezclaban convenientemente el fango primario procedente de los espesadores por gravedad y el secundario de los de flotación por medio de dos

4. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 1

electro-agitadores formando el fango mixto que era impulsado directamente a los digestores mediante las bombas de tornillo helicoidal que se encontraban instaladas en un pequeño edificio cubierto adosado a dicha arqueta.

La Ecuación 4.1 permite calcular la densidad del fango (ρ_{fa}) en unidades de kg/m^3 a partir de su concentración en ST (ST_{fa}) en %.

$$\rho_{fa} = \frac{1.000}{\frac{ST_{fa}}{\rho_{re}} + 1 - ST_{fa}} \quad (4.1)$$

donde ρ_{re} es la densidad relativa de los ST del fango con respecto al agua.

Por medio de la Ecuación 4.2 es posible obtener el flujo másico del fango (M_{fa} , kg/h) a partir del flujo volumétrico (V_{fa} , m^3/h) y de la densidad del fango.

$$M_{fa} = V_{fa} \cdot \rho_{fa} \quad (4.2)$$

El flujo másico de ST del fango (M_{ST-fa}) en unidades de kg/h vendrá entonces determinado por la Ecuación 4.3.

$$M_{ST-fa} = V_{fa} \cdot ST_{fa} \cdot 10 \quad (4.3)$$

Por lo tanto, el flujo másico de agua ($M_{agua-fa}$) en unidades de kg/h contenida en el fango será la diferencia entre los flujos másicos de fango y de ST contenida en él, representándose en la Ecuación 4.4.

$$M_{agua-fa} = M_{fa} - M_{ST-fa} = V_{fa} \cdot (\rho_{fa} - ST_{fa} \cdot 10) \quad (4.4)$$

A continuación, se indica mediante la Ecuación 4.5 el balance de masa de fango de la arqueta de fangos mixtos, dónde el subíndice *pr* representa el fango primario, *se* el fango secundario, y *fm* fango mixto:

$$M_{ST-pr} + M_{agua-pr} + M_{ST-se} + M_{agua-se} = M_{ST-fm} + M_{agua-fm} \quad (4.5)$$

Por otro lado, al no experimentar ningún tipo de cambio de temperatura el fango primario, secundario y mixto, no se ha considerado necesario realizar el planteamiento de la ecuación del balance de energía.

La Figura 4.4 muestra el diagrama de bloques de la línea de fangos del escenario 1, cada uno de ellos con la nomenclatura adoptada de sus entradas y salidas de materia además de los valores de su temperatura.

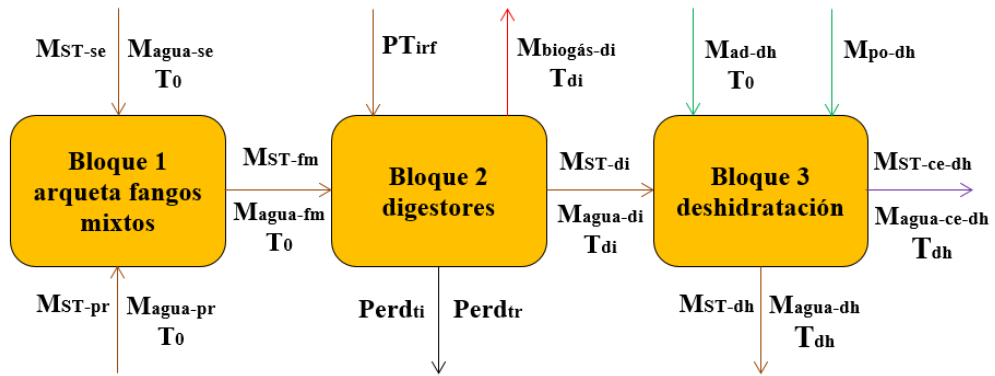


Figura 4.4. Diagrama de bloques con nomenclatura para el cálculo del balance de masa y energía de la línea de fangos del escenario 1.

Bloque 2, digestores.

El fango primario y secundario mezclados previamente en la arqueta de fango mixtos se introducían en los digestores y lo abandonaban como fango digerido, donde parte de los SV se convertían en biogás, manteniéndose el flujo de materia inorgánica del fango constante. Por otro lado, debía vencer las pérdidas de energía térmica por transmisión, tuberías - intercambiadores y el biogás producido.

Se considera mediante la Ecuación 4.6 que la cantidad de agua entrante en el anillo mezcla y los digestores es igual, siendo $M_{\text{agua-fm}}$ el flujo másico de agua que entra al anillo mezcla y $M_{\text{agua-di}}$ el flujo másico de agua que sale de los digestores, en ambos casos en kg/h.

$$M_{\text{agua-fm}} = M_{\text{agua-di}} \quad (4.6)$$

Se considera que el contenido en ST para las diferentes corrientes de fango indistintamente del punto de evaluación escogido, estará conformado por la suma de los sólidos inorgánicos y los SV, de modo que el flujo másico de ST viene dado por la Ecuación 4.7.

$$M_{\text{ST}} = M_{\text{ST-in}} + M_{\text{SV}} \quad (4.7)$$

donde M_{ST} es el flujo másico de ST (kg/h). El subíndice *in* representa los sólidos inorgánicos del fango, M_{SV} es el flujo másico de SV de fango, considerándose todos los flujos másicos expresado en unidades de kg/h. Esta ecuación se aplica para describir el contenido en ST del fango tanto del anillo mezcla como de los digestores.

La Ecuación 4.8 indica que el material inorgánico se mantiene constante a la entrada ($M_{\text{ST-in-fm}}$, kg/h) y a la salida de los digestores ($M_{\text{ST-in-di}}$, kg/h), no así los SV ya que, una fracción importante se considera que se convierte en biogás. De este modo, el contenido de sólidos inorgánicos en el fango del anillo de mezcla y de los digestores es el mismo.

4. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 1

$$M_{ST-in-fm} = M_{ST-in-di} \quad (4.8)$$

El parámetro de porcentaje de reducción de SV permite calcular directamente la cantidad de biogás producida en los digestores como $M_{biogás-di}$ que constituye el flujo másico de biogás producido (kg/h). Teniendo en cuenta que la masa total se conserva en el sistema, se considera que el flujo másico de ST en el digestor se reduce en función de la cantidad de biogás producida por los microorganismos según se indica en la Ecuación 4.9.

$$M_{ST-di} = M_{ST-in-di} + M_{SV-fm} - M_{biogás-di} \quad (4.9)$$

donde M_{ST-di} es el flujo másico de ST a la salida del digestor (kg/h), M_{SV-fm} el flujo másico de SV a la entrada del digestor (kg/h).

Por otra parte, las Ecuaciones 4.10 y 4.11 representan el balance de masa y energía del bloque digestores, considerando los flujos másicos de agua y ST.

$$M_{ST-fm} + M_{agua-fm} = M_{ST-di} + M_{agua-di} + M_{biogás-di} \quad (4.10)$$

$$\frac{(M_{ST-fm} \cdot c_{p-ST} + M_{agua-fm} \cdot c_{p-agua}) \cdot T_0}{3.600} + PT_{irf} = \frac{(M_{ST-di} \cdot c_{p-ST} + M_{agua-di} \cdot c_{p-agua} + M_{biogás-di} \cdot c_{p-biogás}) \cdot T_{di}}{3.600} +$$

$$Perd_i + Perd_{tr} \quad (4.11)$$

donde c_{p-ST} , c_{p-agua} y $c_{p-biogás}$ son los calores específicos de los ST, agua y biogás (kJ/kg·°C), PT_{irf} es la potencia térmica aportada por el intercambiador de recirculación de fangos (kW), T_{di} es la temperatura de operación de los digestores (°C), $Perd_i$ son las pérdidas en intercambiadores y tuberías (kW) y $Perd_{tr}$ son las pérdidas por transmisión (kW). Conocidos $Perd_i$ como $Perd_{tr}$ la única incógnita final es por tanto, PT_{irf} y puede ser calculada por medio de la Ecuación 4.11.

Mediante la Ecuación 4.12 se determina la densidad del biogás ($\rho_{biogás}$, kg/m³) en función de la presión ($P_{biogás}$, kPa), temperatura ($T_{biogás}$, °C) y peso molecular del biogás ($PM_{biogás}$, g/mol), suponiendo que se comporta como un gas ideal. El peso molecular del biogás se determina mediante la Ecuación 4.13 asumiendo como componentes principales CH₄ y CO₂ además de pequeñas cantidades de H₂ y H₂O. Por otro lado, $V_{biogás}$ es el flujo volumétrico de biogás medido en condiciones estándar de temperatura y presión, STP (m³/h) y se establece por medio de la Ecuación 4.14.

$$\rho_{biogás} = \frac{P_{biogás} \cdot PM_{biogás}}{R \cdot (T_{biogás} + 273,15)} \quad (4.12)$$

$$PM_{biogás} = C_{CH4} \cdot PM_{CH4} + C_{CO2} \cdot PM_{CO2} + C_{H2} \cdot PM_{H2} + C_{H2O} \cdot PM_{H2O} \quad (4.13)$$

$$V_{\text{biogás}} = M_{\text{biogás-di}} / \rho_{\text{biogás}} \quad (4.14)$$

donde R es la constante universal de los gases ideales (J/mol·K), C_{CH_4} , C_{CO_2} , C_{H_2} y $C_{\text{H}_2\text{O}}$ son la concentración de CH₄, CO₂, H₂ y H₂O en el biogás (%), PM_{CH_4} , PM_{CO_2} , PM_{H_2} y $PM_{\text{H}_2\text{O}}$ representan el peso molecular (g/mol). Considerando una composición del biogás de la EDAR de Burgos del 62,4% de CH₄, 34,1% de CO₂, 2,5% de H₂ y 1% de H₂O (EDAR, 2016) se obtiene una densidad de 1,11 kg/m³ en condiciones STP.

A continuación, se indican los datos necesarios para calcular las pérdidas de energía térmica por transmisión en los digestores, $Perd_{tr}$ en kW. Las dimensiones geométricas, coeficientes de conductividad y de película interior y exterior de los cerramientos considerados para los digestores en toda la etapa de cálculo establecida se encuentran representados en la Tabla 4.1.

Las Ecuaciones 4.15-4.17 permiten calcular los coeficientes de transmisión de los cerramientos de los digestores: cubierta, muros y solera.

$$U_{cu} = \frac{1}{\frac{1}{h_{in-cu}} + \frac{e_{cu}}{\lambda_{ho}} + \frac{1}{h_{ex-cu}}} \quad (4.15)$$

$$U_{mu} = \frac{1}{\frac{1}{h_{in-mu}} + \frac{e_{mu}}{\lambda_{ho}} + \frac{e_{po}}{\lambda_{po}} + \frac{1}{h_{ex-mu}}} \quad (4.16)$$

$$U_{so} = \frac{1}{\frac{1}{h_{in-so}} + \frac{e_{so}}{\lambda_{ho}} + \frac{1}{h_{ex-so}}} \quad (4.17)$$

donde U_{cu} , U_{mu} U_{so} es el coeficiente de transmisión de la cubierta, de los muros y de la solera (W/m²·°C), $1/h_{in-cu}$, $1/h_{ex-cu}$ $1/h_{in-mu}$ el $1/h_{ex-mu}$ el $1/h_{in-so}$ $1/h_{ex-so}$ el coeficiente de película interior y exterior de la cubierta, película interior y exterior del muro, película interior y exterior de la solera (W/m²·°C), e_{cu} e_{mu} e_{po} e_{so} el espesor de la cubierta, del muro, del poliuretano y de la solera (m), y finalmente λ_{ho} y λ_{po} el coeficiente de conductividad del hormigón y del poliuretano (W/m·°C).

En la etapa de cálculo se ha considerado como temperatura ambiental exterior media de todo el año en la ciudad de Burgos un valor de 10,7 °C (IDAE, 2010), mientras por simplificación, la temperatura de cálculo del terreno circundante sobre el cual apoya la solera de los digestores encontrándose parcialmente empotrada en él, ha sido también la temperatura media anterior.

4. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 1

Tabla 4.1. Dimensiones geométricas y coeficientes térmicos de los cerramientos de los digestores.

<i>Dimensiones y coeficientes de los materiales</i>	<i>Valores</i>	<i>Referencias</i>
Diámetro (m)	22	
Altura muros (m)	15,50	
Altura zona cónica biogás (m)	2,50	
Altura cono solera (m)	2,20	(EDAR, 2016)
Espesor hormigón cubierta (m)	0,30	
Espesor hormigón muros (m)	0,60	
Espesor hormigón losa (m)	0,60	
Espesor poliuretano muros (m)	0,05	
Coefficiente conductividad hormigón (W/m·°C)	1,63	
Coefficiente conductividad poliuretano (W/m·°C)	0,03	
Coefficiente película interior cubierta (W/m²·°C)	0,10	(Aroca-Lastra y Varela-Díez, 2014)
Coefficiente película exterior cubierta (W/m²·°C)	0,04	
Coefficiente película interior muros (W/m²·°C)	0,13	
Coefficiente película exterior muros (W/m²·°C)	0,04	
Coefficiente película interior solera (W/m²·°C)	0,17	
Coefficiente película exterior solera (W/m²·°C)	0,04	

Mediante la Ecuación 4.18 es posible obtener las pérdidas totales de energía por transmisión de los cerramientos de los digestores.

$$Perd_{tr} = \sum U_i \cdot A_i \cdot (T_{di} - T_{ex}) \quad (4.18)$$

donde U_i es el coeficiente de transmisión de los cerramientos de los digestores (W/m²·°C), A_i el área del cerramiento (m²) y T_{ex} la temperatura exterior adoptada de cálculo (°C). Las pérdidas de energía térmica en tuberías e intercambiadores $Perd_{ti}$ (kW) se han considerado un 10% de la energía térmica total del fango de entrada a los digestores incluyendo la de los intercambiadores de recirculación de fangos según el primer sumando de la anterior Ecuación 4.11 (EDAR, 2016).

La Figura 4.5a muestra exteriormente uno de los cuatro digestores anaerobios existentes en la planta donde se aprecia perfectamente el recubrimiento de chapa metálica de sus paredes para protección del aislamiento adosado al hormigón estructural y la 4.5b visualiza parte de su equipamiento funcional, las tres bombas de recirculación de fangos (dos en operación y una de reserva), válvulas de retención de bola y de compuerta junto con sus colectores de aspiración e impulsión de acero inoxidable.



Figura 4.5. Digestión anaerobia. **a)** Vista exterior de un digestor. **b)** Bombas de recirculación de fangos (EDAR, 2016).

Bloque 3, deshidratación.

El fango digerido se impulsaba hacia la deshidratación de fangos, donde se le extraía una gran cantidad de agua que formaba los centrados junto con las pérdidas de ST motivadas por que un rendimiento de las bombas centrífugas era menor del 100%. Estos centrados se enviaban a los decantadores primarios por gravedad. El producto resultante, fango deshidratado, se bombeaba hacia los silos donde después se cargaba y transportaba mediante camiones especiales hasta la planta de secado-compostaje cercana para su tratamiento posterior.

El flujo másico de ST de los centrados (kg/h) generados mediante deshidratación centrífuga ($M_{ST-ce-dh}$), viene determinado por la Ecuación 4.19 a partir del flujo de ST de la corriente de fangos tras la digestión (M_{ST-di}) y el rendimiento de las bombas centrífugas de deshidratación (η_{bc-dh} , %).

$$M_{ST-ce-dh} = M_{ST-di} \cdot (1 - \eta_{bc-dh}) \quad (4.19)$$

Por tanto, el flujo de ST del fango deshidratado (M_{ST-dh}), se expresa mediante la Ecuación 4.20.

$$M_{ST-dh} = M_{ST-di} \cdot \eta_{bc-dh} \quad (4.20)$$

La Ecuación 4.21 muestra el balance de masa del agua a la salida de las bombas centrífugas.

$$M_{agua-dh} = \frac{M_{ST-dh} \cdot (\rho_{fa} - ST_{dh} \cdot 10)}{10 \cdot ST_{dh}} \quad (4.21)$$

4. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 1

donde $M_{\text{agua-dh}}$ es el flujo másico de agua del fango deshidratado (kg/h) y ST_{dh} es la concentración del fango deshidratado (%).

La Ecuación 4.22 permite calcular el flujo másico de polielectrolito que se debe añadir al fango mixto de entrada y la Ecuación 4.23 el agua de dilución necesaria para la dosificación del polielectrolito ($M_{\text{ad-dh}}$, kg/h).

$$M_{\text{po-dh}} = M_{\text{ST-di}} \cdot K_{\text{po-dh}} \quad (4.22)$$

$$M_{\text{ad-dh}} = M_{\text{po-dh}} \cdot K_{\text{ad-dh}} \quad (4.23)$$

donde $M_{\text{po-dh}}$ es el flujo másico de polielectrolito dosificado en el fango deshidratado (kg/h), $K_{\text{po-dh}}$ es el flujo másico específico de polielectrolito por unidad másica de ST del fango deshidratado (kg polielectrolito/kg ST), $K_{\text{ad-dh}}$ es el flujo másico de agua por unidad másica de polielectrolito dosificado en deshidratación (kg agua/kg polielectrolito).

Finalmente, la Ecuación 4.24 permite calcular la concentración de ST de los centrados de deshidratación ($ST_{\text{ce-dh}}$, %).

$$ST_{\text{ce-dh}} = \frac{1 - \sqrt{\frac{1 - 4 \cdot 0,2857 \cdot M_{\text{ST-ce-dh}}}{M_{\text{ST-ce-dh}} + M_{\text{agua-ce-dh}}}}}{2 \cdot 0,2857} \quad (4.24)$$

donde $M_{\text{agua-ce-dh}}$ es el flujo másico de agua en los centrados de deshidratación (kg/h).

Las Ecuaciones 4.25 y 4.26 presentan el balance de masa y energía de cálculo de este bloque deshidratación.

$$M_{\text{ST-di}} + M_{\text{agua-di}} + M_{\text{ad-dh}} + M_{\text{po-dh}} = M_{\text{ST-dh}} + M_{\text{agua-dh}} + M_{\text{ST-ce-dh}} + M_{\text{agua-ce-dh}} \quad (4.25)$$

$$M_{\text{ST-di}} \cdot C_{\text{p-ST}} \cdot T_{\text{di}} + M_{\text{agua-di}} \cdot C_{\text{p-agua}} \cdot T_{\text{di}} + M_{\text{ad-dh}} \cdot C_{\text{p-agua}} \cdot T_0 + M_{\text{po-dh}} \cdot C_{\text{p-agua}} \cdot T_0 = M_{\text{ST-dh}} \cdot C_{\text{p-ST}} \cdot T_{\text{dh}} + M_{\text{agua-dh}} \cdot C_{\text{p-agua}} \cdot T_{\text{dh}} + M_{\text{ST-ce-dh}} \cdot C_{\text{p-ST}} \cdot T_{\text{dh}} + M_{\text{agua-ce-dh}} \cdot C_{\text{p-agua}} \cdot T_{\text{dh}} \quad (4.26)$$

donde la única incógnita es T_{dh} , temperatura del fango deshidratado (°C) que se puede despejar directamente de la Ecuación 4.26, estando el resto de parámetros totalmente definidos por medio de las Ecuaciones anteriores. El calor específico del polielectrolito se ha considerado igual al del agua para simplificar.

La Figura 4.6a muestra las bombas centrífugas de deshidratación instaladas sobre sus bancadas de hormigón y la Figura 4.6b los silos de fango deshidratado, donde se aprecia la tubería aislada de impulsión del fango para evitar su congelación en invierno.

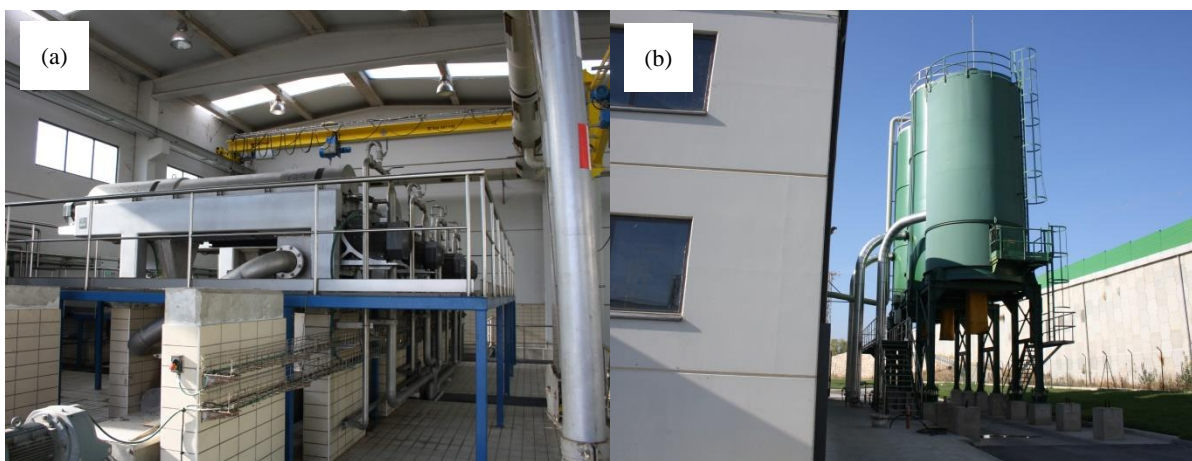


Figura 4.6. Deshidratación de fangos. a) Bombas centrífugas de deshidratación. b) Silos de fangos deshidratados (EDAR, 2016).

4.3. BALANCE DE MASA Y ENERGÍA DE LA LÍNEA DE BIOGÁS

El biogás producido se comprimía mediante soplantes a la presión necesaria para ser enviado a la rampa de biogás de los tres motogeneradores para su combustión. El biogás también se utilizaba para la agitación de los digestores. Un compresor de paletas efectuaba la agitación de los fangos mediante un circuito cerrado que salía por la cúpula de éstos, se comprimía, refrigeraba e introducía nuevamente por la solera inferior del digestor a través de las lanzas dispuestas de forma radial en la parte inferior del digestor, formando así un circuito cerrado.

Esta línea disponía adicionalmente de una caldera auxiliar de biogás con la función de apoyar al calentamiento del fango recirculado de los digestores sólo y exclusivamente cuando la energía térmica enviada desde los motogeneradores por medio de su circuito de refrigeración principal y el recuperador de energía de los gases de escape al intercambiador de recirculación de fangos, era insuficiente para calentar el fango desde la temperatura ambiente hasta la temperatura de digestión. Este hecho podía ser originado por los efectos tanto de las bajas temperaturas del fango de entrada como de la temperatura externa durante el invierno. Sin embargo, en el periodo analizado 2011-2015, esta caldera auxiliar no fue puesta en funcionamiento en ningún momento (EDAR, 2016), por lo que no se ha tenido en cuenta su funcionamiento en esta tesis. La antorcha servía para la combustión de cualquier exceso de biogás no quemado en los motogeneradores y sin posibilidad de ser almacenado en los gasómetros para evitar el vertido de CH_4 a la atmósfera. La línea de biogás está compuesta por los siguientes bloques específicos de análisis:

calor refrigerado por el circuito de agua de servicios generales con el propósito de disminuir la temperatura del biogás comprimido y adaptarlo a un valor compatible con la del fango de los digestores.

- *Válvulas de seguridad*: situadas en la cúpula, diseñadas para aliviar la presión en caso de superarse el límite preestablecido (presión de tarado).
- *Válvulas de alivio de presión/vacío*: su misión era ventilar hacia la atmósfera y proteger el digestor de daños creados por las sobrepresiones o por un vacío excesivo y consistían en una válvula especial que permitía la salida de biogás si la presión era excesiva y la entrada de aire si se producía vacío.
- *Agua de limpieza*: para la limpieza de las lanzas de biogás ante una parada de funcionamiento de los digestores.
- *Separadores de espumas*: para la retención y eliminación de la posible presencia de espumas en el biogás.
- *Filtros de biogás*: para la retención y eliminación de todas las partículas de un cierto tamaño que pudiera transportar el biogás.
- *Apagallamas*: para actuar como barrera entre una llama externa y el biogás interno del digestor, sirviendo de protección.
- *Potes de purga*: para la eliminación del agua presente en el biogás. La condensación se produce en los sistemas de tuberías como consecuencia de la fluctuación de temperaturas. La reducción en la velocidad del flujo de biogás y la influencia de las fluctuaciones de temperatura causan que el vapor de agua en el biogás se pueda condensar y recoger en la parte inferior del pote. Se distingue entre pote de baja y de media presión en función de su ubicación ya sea en la aspiración o la impulsión del compresor de agitación.
- *Antorcha*: unidad de combustión de emergencia de biogás encargada de quemar el biogás sobrante en un momento determinado, disponía de regulación de temperatura y consistía en una base, una rampa de biogás y un cuadro de control. Este elemento es totalmente obligatorio en este tipo de instalaciones y muy importante para minorar el efecto invernadero ante posibles emisiones de CH₄ a la atmósfera.

4. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 1

Bloque 2, gasómetros.

Los gasómetros de la EDAR eran de tipo doble membrana de PVC/poliéster/PVC tanto para las membranas exterior, interior como de fondo. La unión de la doble membrana con el pavimento de hormigón pulido perfectamente nivelado era totalmente estanca. La membrana exterior servía para dar la forma al gasómetro mientras la interior y la de fondo para la acumulación del biogás. Una soplante impulsaba aire continuamente al espacio entre la membrana exterior y las otras dos, para así poder mantener la presión interior constante sin depender en absoluto de las entradas y salidas de biogás. Esta presión de aire en los espacios vacíos lograba mantener la forma de la membrana exterior y además permitía mantener la presión de suministro de biogás a la red de consumo. La válvula de seguridad servía para la protección contra posibles sobrepresiones de biogás y la válvula reguladora de presión para mantener una presión constante y uniforme del biogás almacenado.

Las características técnicas más importantes de los gasómetros de la EDAR se indican en la Tabla 4.2, considerando una temperatura de almacenamiento de 28 °C (EDAR, 2016).

Tabla 4.2. Parámetros de los gasómetros.

<i>Parámetros</i>	<i>Valores</i>	<i>Referencias</i>
Cantidad (uds)	3	
Volumen unitario a 28 °C y 100,7 kPa (m ³)	780	
Volumen total a 28 °C y 100,7 kPa (m ³)	2.340	
Volumen total (m ³)	2.108	
Presión de servicio (kPa)	100,7	(EDAR, 2016)
Máxima producción/extracción biogás (m ³ /h·ud)	365	
Caudal soplante aire (m ³ /h·ud)	365	
Contrapresión soplante aire (kPa)	100,7	
Presión tarado válvula seguridad (kPa)	102,4	

Biogás y aire siempre en condiciones STP, si no se especifica temperatura o presión diferente

Bloque 3, motogeneradores y recuperadores de energía de los gases de escape.

El aprovechamiento del biogás se realizaba mediante el uso de motores de combustión interna alternativos de biogás acoplados a generadores eléctricos y que permitían a su vez la recuperación de calor de sus gases de escape. En un motor de encendido por chispa como es el caso, se puede utilizar directamente biogás como combustible debido a su alta resistencia a la detonación, lo que se debe a su alta temperatura de autoignición, con lo que resulta una buena relación de compresión (Abdul-Rahman y Ramesh, 2018). La Figura 4.8a muestra el

motogenerador M₆₃₈ instalado y funcionando, donde se puede observar en primer lugar su alternador acoplado y la bancada metálica de sujeción del conjunto, mientras la Figura 4.8b representa los dos recuperadores de energía de los gases de escape de los M₅₉₇ (izquierda) y M₄₈₀ (centro) y sus chimeneas correspondientes.

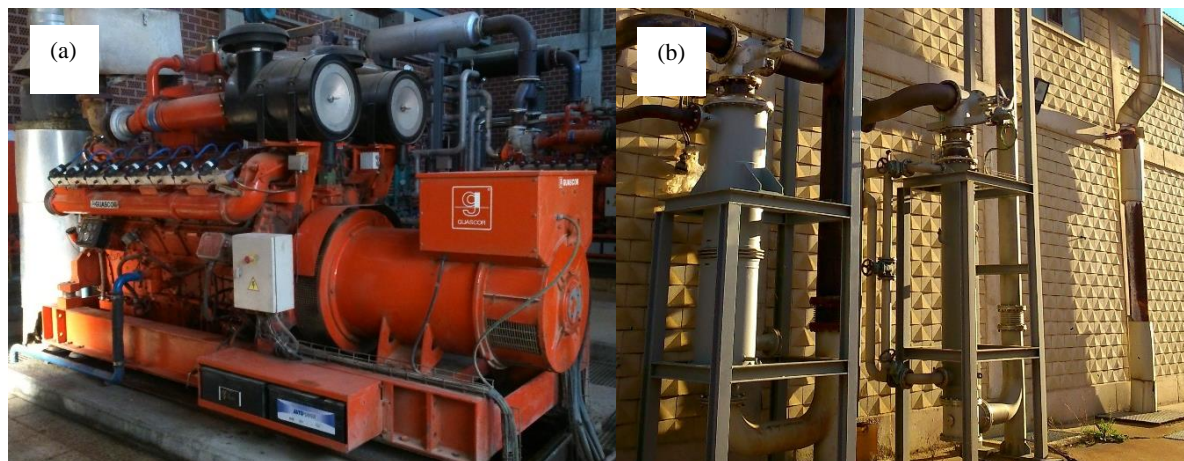


Figura 4.8. Motogeneración del escenario 1. *a)* Motogenerador M₆₃₈ instalado y funcionando. *b)* Recuperadores de energía de los M₅₉₇ y M₄₈₀ (EDAR, 2016).

4.4. BALANCE DE GENERACIÓN DE ENERGÍA ELÉCTRICA

La energía eléctrica se producía mediante tres alternadores accionados por sendos motores alternativos de biogás con ciclo Otto de cuatro tiempos. La potencia eléctrica nominal de los alternadores era de 787, 750 y 592 kVA, para los motogeneradores M₆₃₈, M₅₉₇ y M₄₈₀ (EDAR, 2016).

4.5. ESCENARIO 1, PARÁMETROS DE REFERENCIA.

Mediante datos reales registrados en la EDAR de Burgos durante los años 2011-2015 se han calculado la media aritmética, desviación típica y coeficiente de variación de una serie de parámetros con el objeto de ser tomados como referencia para todo el proceso de cálculo posterior desarrollado en cada uno de los cuatro escenarios previstos. Todos los datos de los parámetros y resultados de los ensayos de laboratorio (propio de la EDAR) de las aguas residuales, fangos, polielectrolito, biogás, etc, expuestos en este capítulo, han sido suministrados por la EDAR de Burgos (EDAR, 2016).

La Figura 4.9a muestra la evolución anual del flujo volumétrico diario de entrada de aguas residuales a la planta del escenario 1 entre los años 2011-2015 desglosada en colector de Villalonquéjar, general y total, mostrando también de forma gráfica el valor de la desviación típica para cada año en particular. El caudal medio de agua residual del colector general

4. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 1

correspondía al 85% del caudal medio total de entrada de toda la planta, habiendo sido sólo de un 15% la aportación del colector de Villalonquéjar. El caudal medio de entrada total durante estos cinco años, 91.542 m³/d suponía un 77,6% del caudal medio de diseño de la planta del escenario 1, 118.000 m³/d.

En la Figura 4.9b se presenta la evolución anual del flujo volumétrico diario de fango espesado primario y secundario y el total enviado a la arqueta de fangos mixtos. Se observa una relación entre los flujos volumétricos de fango primario y secundario de entrada del 63,6%/36,4%. Las Figuras 4.9c y d proporcionan una visión de la evolución anual de la concentración de los fangos espesados primario y secundario y la Figura 4.9d del porcentaje de SV igualmente de los fangos espesados primario y secundario. Se puede observar los bajos valores de la desviación típica del porcentaje de materia volátil del fango primario y del secundario, lo que equivale a un coeficiente de variación bajo.

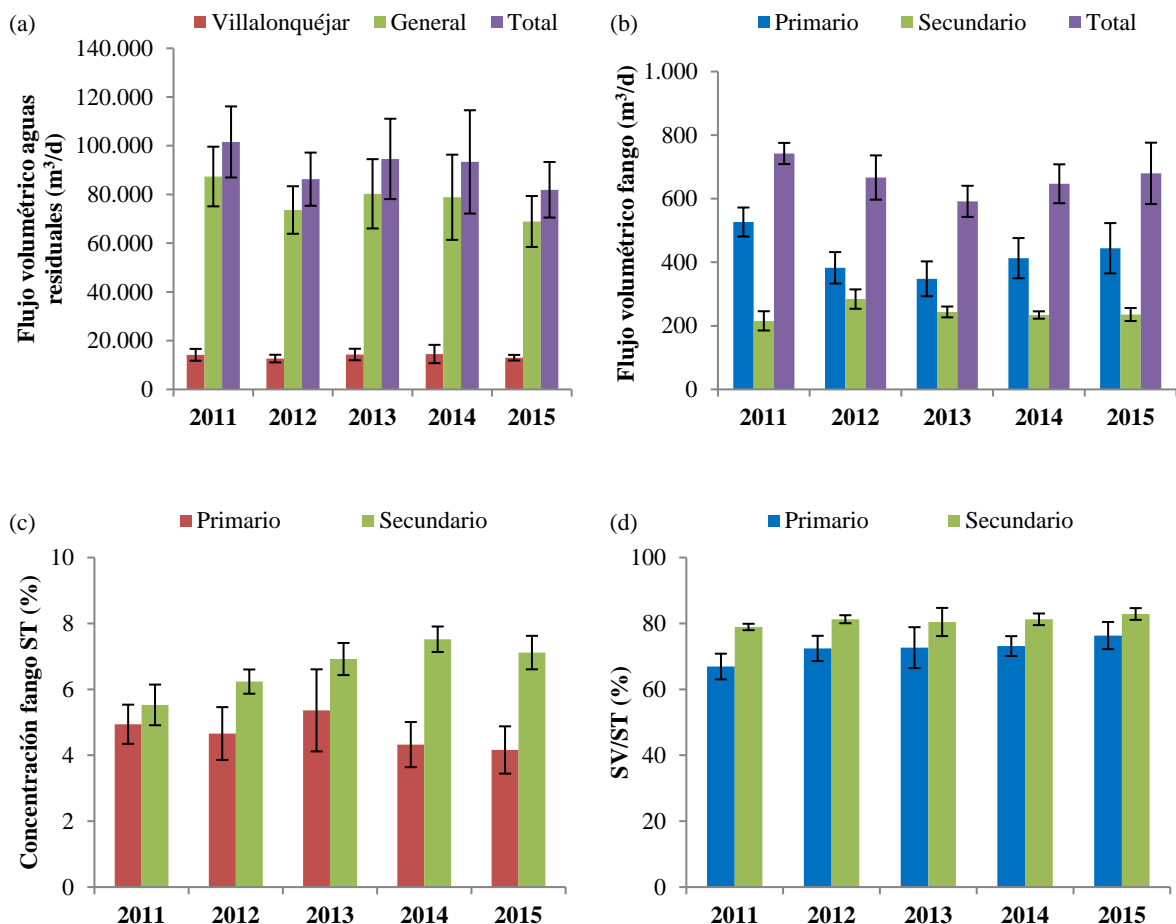


Figura 4.9. Parámetros de partida de aguas residuales y fango. **a)** Evolución del flujo volumétrico diario de entrada de aguas residuales. **b)** Flujo volumétrico de salida de fango espesado primario y secundario. **c)** Concentración de sólidos totales (ST) del fango primario y secundario. **d)** Relación de sólidos volátiles (SV) a ST del fango.

La Tabla 4.3 presenta los valores medios obtenidos para cada colector entre los años 2011-2015 de los flujos volumétricos de aguas residuales y fango y su contenido en sólidos junto con los parámetros estadísticos, media aritmética, desviación típica y coeficiente de variación.

Tabla 4.3. Valores medios de los flujos volumétricos de entrada de aguas residuales, fangos y su contenido en sólidos.

<i>Entrada de aguas residuales</i>	<i>Flujo volumétrico diario, m³/d (media aritmética y desviación típica)</i>	<i>Coefficiente variación (%)</i>
Colector Villalonquéjar	13.735 ± 848	6,2
Colector general	77.807 ± 6.982	9
Total	91.542 ± 7.635	8,3
Flujo de fangos		
Fango primario	422 ± 68	16,1
Fango secundario	243 ± 25	10,5
Fango total	665 ± 55	8,2
Contenido en sólidos	Fango primario	Fango secundario
ST (%)	4,7 ± 0,5	6,7 ± 0,8
Coefficiente variación ST (%)	10,6	11,9
% SV/ST	72,3 ± 3,4	81 ± 1,4
Coefficiente variación SV/ST (%)	4,7	1,7

Se ha definido el “*punto de diseño*” como el valor correspondiente a la media aritmética ponderada y desviación típica del flujo volumétrico, concentración de ST y %SV/ST del fango espesado primario y secundario registrados realmente en la EDAR de Burgos operando con digestión anaerobia durante los años 2011-2015, constando sus valores en la Tabla 4.3 anterior. Este parámetro ha tenido un carácter fundamental en esta tesis, pues ha constituido siempre el punto de partida de todos los cálculos efectuados en cuanto a la aportación de ST y SV al proceso.

La Figura 4.10a permite visualizar la evolución del flujo volumétrico diario de fango deshidratado, valor medio anual y desviación típica, la Figura 4.10b la concentración del fango deshidratado entre los años 2011-2015, la Figura 4.10c la concentración de los centrados de deshidratación y la Figura 4.10d el consumo específico de polielectrolito por tonelada de ST del fango digerido de entrada a deshidratación. Se observa en el año 2015 el menor valor de la concentración de los fangos deshidratados y sin embargo el mayor consumo específico de polielectrolito.

4. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 1

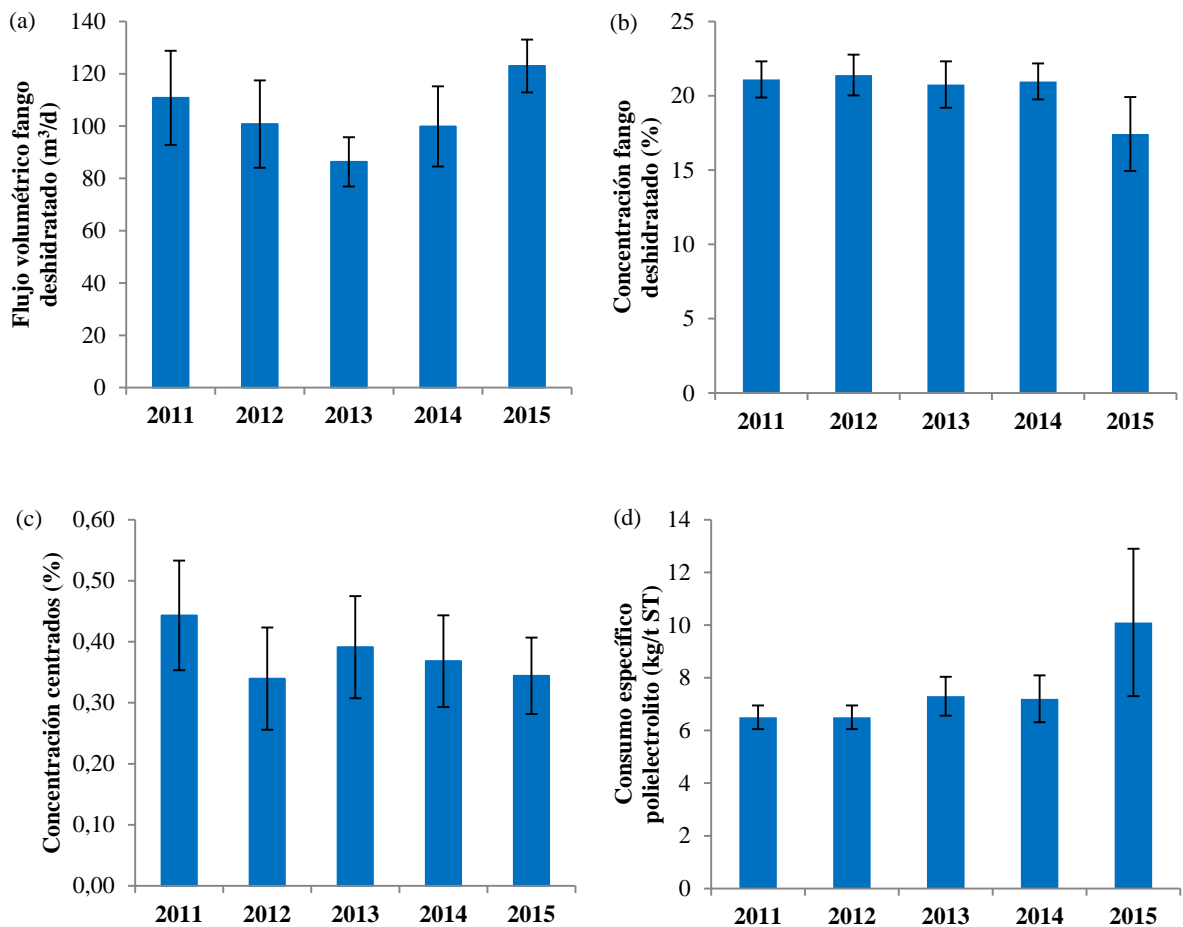


Figura 4.10. Parámetros de partida del fango deshidratado y polielectrolito. **a)** Flujo volumétrico. **b)** Concentración. **c)** Concentración centrados. **d)** Consumo específico polielectrolito.

La Tabla 4.4 indica los valores medios del flujo volumétrico diario y concentración de fangos deshidratados y centrados de deshidratación además del consumo específico de polielectrolito en deshidratación.

Tabla 4.4. Valores medios del flujo volumétrico diario de fango deshidratado, concentración del fango deshidratado y de los centrados y consumo específico de polielectrolito.

<i>Deshidratación</i>	<i>Media aritmética y desviación típica</i>	<i>Coficiente variación (%)</i>
Flujo volumétrico diario fango deshidratado (m³/d)	104 ± 14	13,5
Concentración fango deshidratado (%)	20,3 ± 1,6	7,9
Concentración centrados (%)	0,4 ± 0,04	10
Consumo específico polielectrolito (kg/t ST)	7,5 ± 1,5	19,8

La Tabla 4.5 presenta los datos medios, la desviación típica y el coeficiente de variación de los parámetros ambientales más importantes de los digestores registrados entre 2011-2015. La operación del digestor se realizaba en el rango mesofílico con una temperatura media de 37,3 °C. Este valor de operación permitía el funcionamiento adecuado del digestor consiguiendo valores de pH enmarcados en el rango de 7.0-7.8 unidades, los cuales se consideraban parámetros normales de operación. La acumulación de AGV en el reactor era mínima como se evidencia en la Tabla 4.5, con valores medios que no superaban los 300 mg/L. Del mismo modo, se considera que el contenido de CH₄ en el biogás presentaba valores aceptables, ligeramente superiores al 60% y con una baja variabilidad a lo largo del periodo evaluado.

Tabla 4.5. Valores medios de los parámetros ambientales de los digestores.

<i>Parámetro ambiental</i>	<i>Media aritmética y desviación típica</i>	<i>Coefficiente variación(%)</i>
Temperatura (°C)	37,3 ± 1,7	4,6
pH	7,6 ± 0,1	1,3
*AK (CaCO₃) (mg/L)	4.367 ± 407	9,3
AGV (CH₃-COOH) (mg/L)	279 ± 42	15,1
AK/AGV	0,06 ± 0,01	16,7
Potencial rédox (mV)	-227 ± 6	2,6
CH₄ (%)	62,4 ± 1,1	1,8

*AK: alcalinidad

La Figura 4.11a indica la producción volumétrica diaria de biogás en los digestores entre los años 2011-2015 mientras la Figura 4.11b representa la equivalencia energética en unidades de potencia térmica del biogás. La Figura 4.11c visualiza la potencia eléctrica producida en los motogeneradores y la Figura 4.11d la energía eléctrica anual producida y consumida en la EDAR. Esta última figura no presenta los valores de desviación típica de cada uno de los años analizados como todas las demás porque se trata de valores fijos totales acumulados en el año y tomados en los contadores de energía eléctrica activa que a tal efecto poseía la planta. A la vista de estos datos, destaca el año 2014 por acontecer la mayor producción de biogás y de energía eléctrica, mientras el año 2015 muestra la tendencia contraria. No obstante, los parámetros que mejor indican energéticamente la efectividad del proceso son la producción específica de biogás (m³/t ST) y la potencia eléctrica específica (kWh/t ST), pues ambos consideran la entrada de ST a la planta. En cuanto a la energía eléctrica consumida en la planta, nuevamente el año 2015 se muestra como el de mayor consumo efectuado en el tratamiento completo, aunque haya sido el año 2011 el de mayor entrada tanto de aguas residuales como de fango espesado a la planta para su tratamiento.

4. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 1

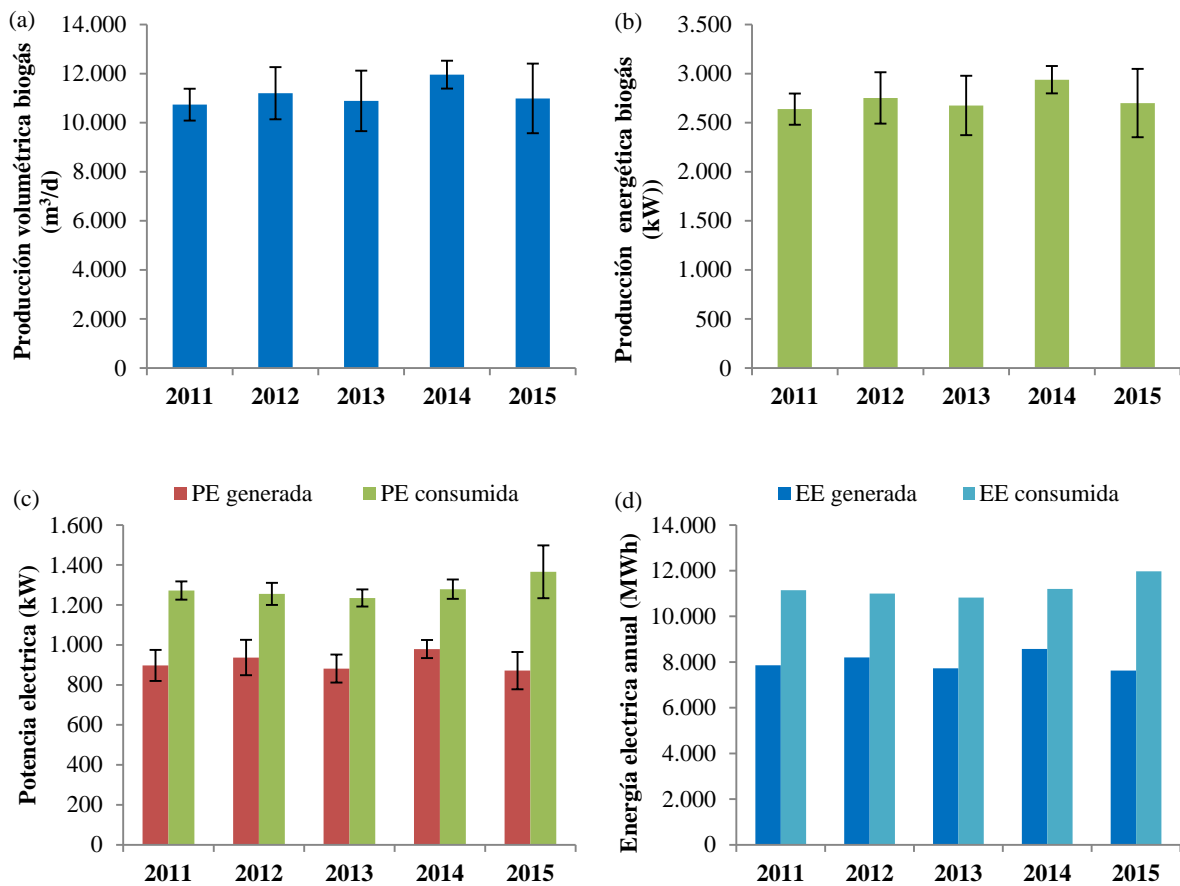


Figura 4.11. Parámetros energéticos de partida. **a)** Producción volumétrica diaria biogás. **b)** Producción energética biogás. **c)** Potencia eléctrica generada y consumida. **d)** Energía eléctrica anual generada y consumida. (PE, potencia eléctrica; EE, energía eléctrica).

En la Tabla 4.6 se observa la producción media volumétrica y energética de biogás obtenida en los digestores y la potencia y energía eléctrica tanto producida como consumida en la planta del escenario 1.

Tabla 4.6. Valores medios de la producción diaria volumétrica y energética de biogás, potencia y energía eléctrica anual generada y consumida.

<i>Biogás</i>	<i>Media aritmética y desviación típica</i>	<i>Coefficiente variación (%)</i>
Producción volumétrica diaria biogás (m³/d)	11.156 ± 479	4,3
Producción energética biogás (kW)	2.741 ± 118	4,3
<i>Energía eléctrica</i>	<i>Media aritmética y desviación típica</i>	<i>Coefficiente variación (%)</i>
Potencia eléctrica generada (kW)	913 ± 44	4,3
Potencia eléctrica consumida (kW)	1.282 ± 50	3,9
Energía eléctrica anual generada (MWh)	7.998 ± 389	4,9
Energía eléctrica anual consumida (MWh)	11.228 ± 443	3,9

Para el cálculo de la producción energética del biogás se ha aplicado un valor del poder calorífico inferior (PCI) del biogás de 21.240 kJ/m³ (medido a presión y temperatura estándar).

4.6. RESULTADOS DEL BALANCE DE MASA Y ENERGÍA DE LA LÍNEA DE FANGOS.

Bloque 1, arqueta de fangos mixtos.

En la Figura 4.12 está ilustrado el balance de masa y energía de los fangos de la arqueta de fangos mixtos partiendo inicialmente de los valores obtenidos del punto de diseño de fango espesado primario y secundario que forman juntos el fango mixto, habiéndose obtenido los valores de los parámetros medios de este último a partir de la aplicación de la media aritmética ponderada a todos ellos.

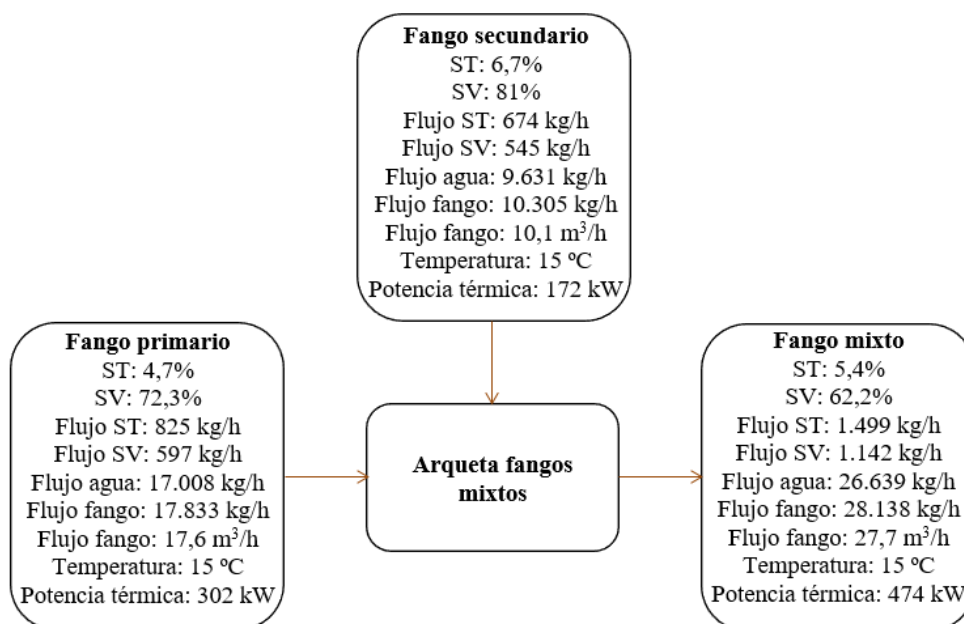


Figura 4.12. Balance de masa y energía del bloque arqueta de fangos mixtos.

Se puede comprobar que la relación entre los flujos máxicos de fango primario y secundario resulta ser del 63,4%/36,6% frente a unas relaciones de ST y SV entre ambos del 55%/45% y 52,3%/47,7%, relaciones éstas muy a tener en cuenta en todo el proceso de cálculo posterior.

Bloque 2, digestores.

La Tabla 4.7 representa los valores medios reales de los parámetros operacionales y energéticos obtenidos del funcionamiento de los digestores de la planta del escenario 1 durante los años 2011-2015.

4. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 1

Tabla 4.7. Parámetros operacionales y energéticos del bloque digestores.

<i>Parámetros operacionales</i>	<i>Valores obtenidos</i>
Numero digestores disponibles (uds)	3
Número digestores operación (uds)	3
Volumen por digestor (m ³)	6.000
Tiempo retención hidráulica (d)	27,1
Coficiente carga volumétrico (kg SV/m ³ ·d)	1,5
Reducción SV (%)	45,2
Tiempo recirculación fangos por digestor (d)	1,7
Flujo agitación biogás por volumen digestor (m ³ /h/m ³ digestor)	0,075
<i>Parámetros energéticos específicos</i>	<i>Valores obtenidos</i>
Potencia eléctrica agitación biogás por volumen digestor (kW/m ³)	0,005
Producción específica biogás por masa SV destruidos (m ³ /t SV)	900
Producción específica CH ₄ (m ³ /t SV)	254
Producción específica CH ₄ (m ³ /t ST)	194
Producción específica biogás (m ³ /t SV)	407
Producción específica biogás (m ³ /t ST)	310
Producción específica energética biogás (kWh/t SV)	2.400
Producción específica energética biogás (kWh/t ST)	1.828
Potencia eléctrica específica (kWh/t SV)	799
Potencia eléctrica específica (kWh/t ST)	609

Los digestores tenían que cubrir cuatro tipos de demandas de potencia térmica para lograr obtener y mantener su temperatura óptima de operación, concretamente:

- Potencia térmica necesaria para efectuar el *calentamiento del fango mixto* espesado desde la temperatura ambiental de diseño de 15 °C a su entrada hasta la de operación de 37 °C.
- Pérdidas de potencia térmica por *transmisión* a través de muros, techo y solera de los digestores.
- Pérdidas de potencia térmica en todas las *tuberías e intercambiadores* de calor presentes en los circuitos del fango en los digestores.
- Pérdidas de potencia térmica debido al *biogás* producido y que abandona los digestores por la cúpula hacia su almacenamiento en los gasómetros o consumo en los motogeneradores.

La Figura 4.13 representa los resultados del balance de masa y energía de los digestores. En el punto de diseño de entrada de fango espesado funcionaban tres digestores conjuntamente y se ha considerado una temperatura media anual exterior en Burgos de 10,7 °C para el cálculo de las pérdidas por transmisión de los digestores. Se observa una reducción en la concentración de los ST entre el fango de entrada y el de salida del 33,3% y del porcentaje de SV en un 16,4%. A su vez, la reducción en el flujo másico de ST es de un 34,5% y el de SV un 45,2%, que coincide lógicamente con el valor de la reducción de SV. Por otra parte, el flujo másico total de fango se reduce tan solo un 1,8%, motivado por la conversión de parte de los SV en biogás, siendo el flujo másico del agua de entrada el mismo que de salida.

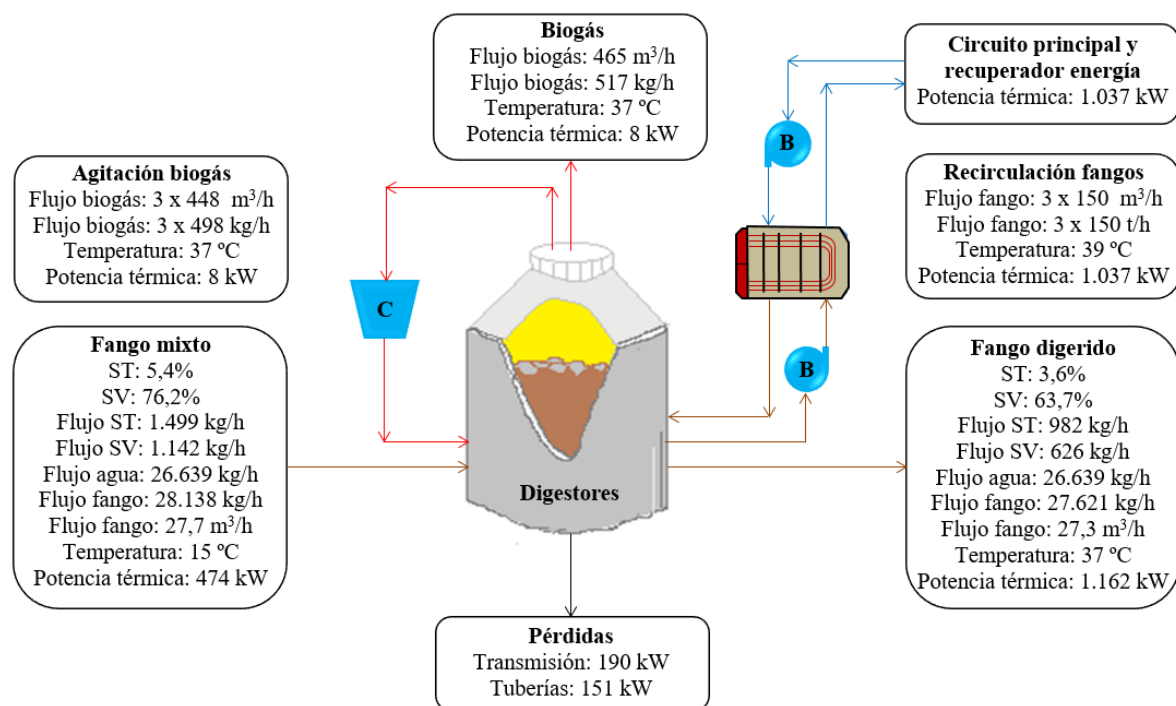


Figura 4.13. Balance de masa y energía del bloque digestores.

El biogás producido supone un 1,8% del valor del flujo másico de fango de entrada y un 0,5% de la potencia térmica total de entrada, valores como se puede ver muy pequeños, pero que se necesitan tener en cuenta para entender el funcionamiento térmico de los digestores, por lo que el flujo másico de fango de salida tendrá un valor del 98,2% del de entrada. Por otro lado, las pérdidas por transmisión alcanzan un 12,6% y las acontecidas en intercambiadores y tuberías un 10% sobre el total de la potencia térmica del fango de entrada, sumando un total de pérdidas del 23,1% contando con las del biogás (0,5%), que se tendrá en cuenta en el balance térmico de los digestores.

A continuación, se analiza el balance de masa y energía del biogás del circuito de agitación, pues aunque debería analizarse en la línea de biogás, se prefiere analizarlo en la de

4. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 1

fangos, pues esta línea está afectada por los flujos de masa y energía no sólo del biogás producido sino también del recirculado para la agitación de los fangos y que por tanto, necesita evaluarse junto con los balances del fango para llegar a obtener el estado estacionario en los balances de masa y energía de los digestores.

El biogás de agitación se comprimía desde 100,7 kPa, presión de salida por la cúpula, hasta 320 kPa en el compresor de agitación de biogás, presión necesaria para vencer la pérdida de carga ocasionada en el interior de los digestores de 22 m de altura. En este proceso de compresión, la temperatura del biogás se eleva de una forma importante por lo que esta impulsión está dotada de un sistema de refrigeración intermedia mediante un intercambiador de calor enfriado con agua procedente de los servicios generales de la EDAR. Esta refrigeración permite al flujo de biogás de 448 m³/h·digestor que abandona la cúpula al volver a ser introducido por la solera de los digestores por medio de las lanzas dispuestas radialmente sobre dicho fondo a su temperatura de operación aproximada de 37 °C.

La energía térmica necesaria para los digestores la suministraban los tres circuitos de refrigeración principales de los motogeneradores con el apoyo de los dos recuperadores de energía de los gases de escape de los motogeneradores M₅₉₇ y M₄₈₀ y lo llevaban a cabo en los intercambiadores de recirculación de fangos de que disponía cada uno de los tres digestores existentes. El M₆₃₈ no disponía de este tipo de recuperador de energía, por lo que la energía de sus gases de escape no se aprovechaba. La transferencia de energía térmica a los digestores se producía en los citados intercambiadores de recirculación de fangos, constituyendo el lado caliente o primario, el circuito de refrigeración principal y el lado frío o secundario, el fango recirculado. De esta forma, el flujo másico de fango total recirculado en cada digestor (150 m³/h) incrementaba su temperatura desde 37 °C (una vez alcanzada la temperatura de equilibrio) hasta 39 °C para conseguir que la temperatura del fango en los digestores se mantuviera en la de operación y absorber las pérdidas de energía térmica. La potencia térmica necesaria resultaba ser de 1.037 kW que debía ser suministrada por los tres circuitos de refrigeración principales y los dos recuperadores de energía.

Bloque 3, deshidratación de fangos.

La Figura 4.14 permite observar el balance de masa y energía del proceso de la deshidratación de fangos. El rendimiento medio de entrada y salida de sólidos totales en las bombas centrífugas era del 90% originando una pérdida del 10% de ST a través de los centrados, los cuales alcanzaban una concentración media del 0,4%. Estos centrados se enviaban a

cabecera de planta, concretamente a los decantadores primarios, para volver a ser tratados en el proceso de la EDAR.

La concentración promedio de NH_4^+ en estos centrados se ha considerado de 800 mg/L (Kleiven et al., 2007). Los centrados eran enviados nuevamente a los decantadores primarios, de forma que el NH_4^+ y los ST presentes se introducían nuevamente al proceso, realizando este bucle indefinidamente, lo que suponía seguir consumiendo energía eléctrica para eliminar el NH_4^+ en los reactores biológicos, polielectrolito en los espesadores por flotación y deshidratación de fangos, con el coste económico adicional que suponía.

Una planta compacta de polielectrolito dosificaba este producto con una dotación específica media de 7,5 kg polielectrolito/t ST junto con agua de dilución en la relación 0,200 m^3 agua/kg polielectrolito. Esta mezcla se impulsaba hasta las bombas centrífugas de deshidratación con objeto de obtener una concentración media final del 20,3%.

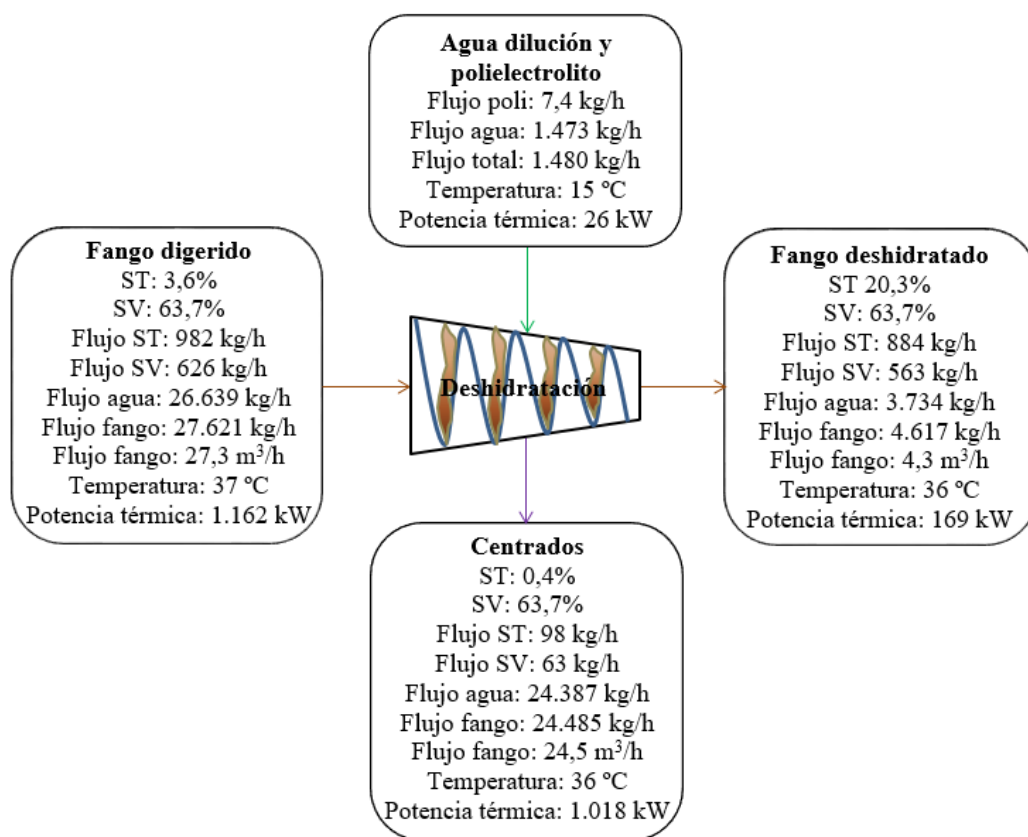


Figura 4.14. Balance de masa y energía del bloque deshidratación de fangos.

Se puede observar un incremento en la concentración del fango deshidratado del 463,9% y una reducción del flujo volumétrico del 84,2% con respecto al fango digerido en ambos casos. Asimismo, los centrados eliminaban una parte muy importante del agua presente en el fango digerido con una reducción del 91,5% y un 10% de los ST presentes. El fango deshidratado se

4. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 1

almacenaba temporalmente en silos cercanos y posteriormente se procedía a su carga y transporte hasta las eras de secado-planta de compostaje que existía en las inmediaciones de la EDAR para su tratamiento.

4.7. RESULTADOS DEL BALANCE DE MASA Y ENERGÍA DE LA LÍNEA DE BIOGÁS.

Bloque 1, digestores y línea de biogás.

La Figura 4.15 muestra los balances de masa y de energía del conjunto de los digestores y demás componentes de la línea de biogás, gasómetros-motogeneradores-recuperadores de energía de los gases de escape y biogás de agitación. Indicar que el biogás de agitación ya ha sido analizado anteriormente, pues interviene a su vez en el balance de masa y energía de la línea de fangos de los digestores.

El hecho de que los tres circuitos principales cedieran toda su energía para el calentamiento del fango de los digestores originaba que las cuatro torres de refrigeración sólo tuvieran que enfriar el circuito de refrigeración auxiliar de los motogeneradores con un valor de 234 kW y no el circuito principal, con el correspondiente ahorro energético. Sin embargo, existía la posibilidad de refrigerar también los tres circuitos principales en caso de que aconteciera un exceso de energía como ocurría en los meses de verano. Mediante la regulación del caudal de agua del circuito de refrigeración principal y/o del flujo másico de gases del recuperador de energía era posible controlar la potencia térmica enviada al intercambiador de recirculación de fangos, cuya potencia térmica era función del flujo másico, de la temperatura de entrada del fango mixto a los digestores y de las pérdidas de energía térmica, disipándose el resto de la energía térmica en las torres de refrigeración. Los caudales de agua de refrigeración de los circuitos principal y auxiliar que constan en la Figura 4.15 se corresponden con los valores de los caudales del lado del secundario de los intercambiadores de calor de los motogeneradores correspondientes a cada uno de los circuitos.

El biogás producido en los digestores se consumía íntegramente en los motogeneradores o un porcentaje de él se podía almacenar temporalmente también en los gasómetros. Si en algún momento puntual, había algún exceso, era quemado en su totalidad en la antorcha dispuesta a tal efecto en la EDAR. La caldera auxiliar era un elemento de seguridad en el suministro de potencia térmica a los digestores en periodos de baja temperatura, especialmente en los meses de invierno, pero en el intervalo de tiempo de análisis de esta tesis no fue utilizada (EDAR, 2016).

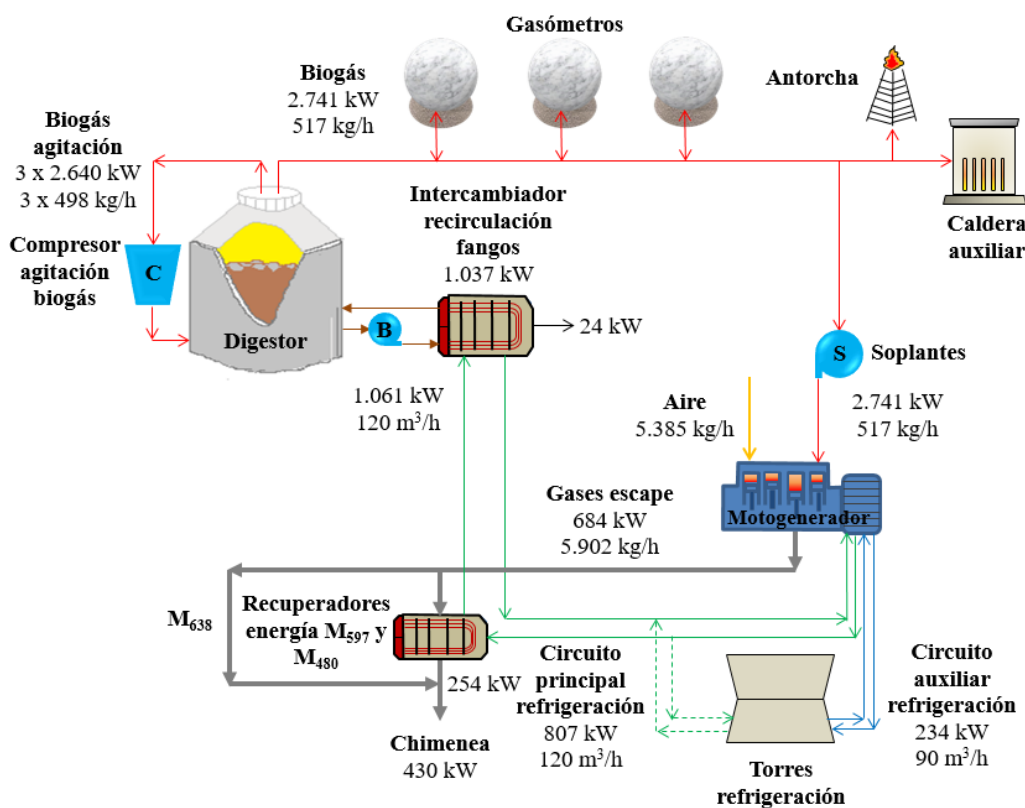


Figura 4.15. Balance de masa y energía del bloque digestores y línea de biogás.

Bloque 2, gasómetros.

Los gasómetros del escenario 1 tenían la doble función de servir de almacenamiento de biogás (44.774 MJ) y de mantener la presión de éste en la red (100,7 kPa). Por lo tanto, el balance de masa y energía del biogás en estado estacionario en los gasómetros se podría considerar nulo, ya que, sólo existía evolución de masa y energía en ellos, si la cantidad de biogás producida en los digestores fuera diferente a la consumida en los motogeneradores, que podía ser por exceso o por defecto, hecho solamente producido en situaciones que se podrían considerar de carácter especial.

Bloque 3, motogeneradores y recuperador de energía de los gases de escape.

El conjunto de motogeneradores y digestores constituía un sistema de cogeneración. La cogeneración consistía en un ciclo de cabecera, pues la energía eléctrica se generaba en el primer escalón de aprovechamiento de la energía liberada por el biogás (motogeneradores), siendo aprovechada después en un segundo escalón la energía térmica residual en los digestores (Lozano, 2014). Muchos operadores de este tipo de motores de biogás coinciden en afirmar que si funcionan ligeramente reducidos en su grado de carga (GC, %, definido como el cociente entre la potencia eléctrica generada (kW) y la correspondiente a plena carga (kW), con un valor del 90-95% de la nominal), tendrían una vida mucho más larga que los que funcionan al 100%

4. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 1

de su potencia nominal. Esto motiva que el operador reduzca el grado de carga para intentar conseguir la mayor producción posible de energía eléctrica, mediante la oportuna prevención de la aparición de distinto tipo de averías que paralizarían la producción de energía eléctrica durante un periodo determinado.

En algunos casos es posible obtener mayor disponibilidad energética con el motor de biogás ligeramente reducido que la que se obtendría intentando funcionar con el motor a plena carga, debido al descenso en el número de paradas de mantenimiento o averías que ello conlleva, sobre todo en las bujías (García-Garrido, 2010). Por tanto, operando con los motores de biogás de forma continua con estos grados de carga inferiores al nominal se puede cumplir con el objetivo de conseguir una buena fiabilidad y disponibilidad que permitan un mayor rendimiento energético y económico del proceso. También debe considerarse que la potencia eléctrica generada dependía de las condiciones variables del aire de aspiración, temperatura, presión y humedad (las condiciones ISO son únicamente las de referencia) y de la contrapresión del circuito de los gases de escape, además también del hecho importante que suponía que la composición del biogás consumido era variable y se modificaba continuamente a lo largo del tiempo de una forma que era preciso tener en cuenta.

Según indicaciones de la EDAR de Burgos, el grado de carga máximo al que operaban los tres motogeneradores de biogás durante los años que abarca el análisis de esta tesis era del 90%, por lo tanto, se dejaba un margen de seguridad sobre la potencia eléctrica máxima que los equipos podían alcanzar para así garantizar un funcionamiento continuo y estable durante intervalos prolongados que evitaran continuas paradas por averías, costes de reparación y la falta de generación de energía eléctrica.

La acotación del valor de este parámetro al 90% ha constituido un elemento muy importante a tener en cuenta a la hora de comparar la generación de energía eléctrica de la EDAR de Burgos con otras plantas similares. La Tabla 4.8 muestra las ecuaciones de cálculo de los parámetros energéticos de los tres motogeneradores del escenario 1. La ecuación de la entalpía específica para el cálculo de la potencia térmica de los gases de escape ha sido reportada por la referencia (Lozano, 2014). Las tolerancias al 100% de grado de carga para los tres motogeneradores han sido: consumo de biogás (+5%), circuitos de refrigeración principal, auxiliar y emergencia y gases de escape $\pm 15\%$, pérdidas mecánicas y radiación $\pm 25\%$, temperatura de los gases de escape ± 20 °C y caudales másicos de aire y gases $\pm 10\%$, con un biogás tomado de referencia para este caso, compuesto por 62,5% O₂, 36% CO₂ y 1,5% N₂ (EDAR, 2016).

4. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 1

Tabla 4.8. Ecuaciones de cálculo de los parámetros energéticos de los motogeneradores del escenario 1.

Parámetros	M_{638}	M_{597}	M_{480}
Consumo biogás (kW)	$13,985 \cdot GC + 363,8$	$13,745 \cdot GC + 167,6$	$12,04 \cdot GC + 146,6$
PT circuito principal (kW)	$2,665 \cdot GC + 190,7$	$3,63 \cdot GC + 66,9$	$2,9 \cdot GC + 53,5$
PT circuito auxiliar (kW)	$1,15 \cdot GC + 22,5$	$0,585 \cdot GC + 40,3$	$0,58 \cdot GC + 49,9$
Flujo másico gases (kg/h)	$27,77 \cdot GC + 687,6$	$30,3 \cdot GC + 244$	$25,355 \cdot GC + 141,4$
Temperatura gases (°C)	$-0,13 \cdot GC + 437,1$	$-0,385 \cdot GC + 411,2$	$-0,38 \cdot GC + 472,1$
Potencia térmica gases (kW)	$M_{gc} = \frac{1,03 \cdot T_{gc} + 1,18 \cdot 10^{-4} \cdot T_{gc}^2}{3.600}$		
PT pérdidas mecánicas (kW)	$0,22 \cdot GC + 0,10$	$0,19 \cdot GC + 0,20$	$0,185 \cdot GC + 1,3$
PT pérdidas radiación (kW)	$0,033 \cdot GC + 35,69$	$0,17 \cdot GC + 13,6$	$0,17 \cdot GC + 1,1$
PE generada (kW)	$6,38 \cdot GC$	$5,97 \cdot GC$	$4,80 \cdot GC$

GC, grado de carga (%); PT, potencia térmica; M_{gc} , flujo másico gases escape (kg/h); T_{gc} , temperatura gases escape (°C)

Para efectuar correctamente el balance energético de los motogeneradores ha sido necesario establecer qué motogeneradores operaban y con qué grado de carga estaban acoplados en el punto de diseño, pues los tres eran diferentes. Partiendo del biogás generado en los digestores, cuyo valor era de 2.741 kW y consumidos en su integridad en los motogeneradores, la potencia eléctrica generada media real fue de 913 kW, pero sin saber a ciencia cierta cuáles y cuánto tiempo han operado cada uno de los tres motogeneradores existentes, por lo que, en la Tabla 4.9 se han analizado tres opciones posibles de acoplamiento:

- *Primer acoplamiento:* 3 opciones, 2 motogeneradores, con el M_{597} al límite de carga establecido del 90% por ser el que disponía de mayor rendimiento, acoplado por un lado con el M_{638} y por otro con el M_{480} , además del acoplamiento $M_{480} - M_{638}$.
- *Segundo acoplamiento:* 3 opciones, 2 motogeneradores acoplados con el criterio de generar la misma energía eléctrica cada uno de ellos.
- *Tercer acoplamiento:* 1 opción, los tres motogeneradores acoplados generando la misma energía eléctrica cada uno de ellos.

No se analiza la opción de igualdad de biogás consumido por cada motogenerador, pues la EDAR no disponía de caudalímetros de biogás instalados para cada uno de ellos, sino sólo de uno general de entrada, por lo que los resultados de los diferentes acoplamientos posibles en base al control de la energía eléctrica generada se muestran en la Tabla 4.9.

4. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 1

Tabla 4.9. Potencia eléctrica generada mediante el acoplamiento de motogeneradores.

Acoplamiento	M ₆₃₈		M ₅₉₇		M ₄₈₀		PE total	Increm. PE	Biogás
	PE (kW)	GC (%)	PE (kW)	GC (%)	PE (kW)	GC (%)	kW	%	kW
Primer acoplamiento									
M ₅₉₇ -M ₄₈₀	537	90	474	98,8	1.011	10,7	2.741
M ₅₉₇ -M ₆₃₈	462	72,4	537	90			999	9,4	2.741
M ₄₈₀ -M ₆₃₈	532	83,4			432	90	964	5,6	2.741
Segundo acoplamiento									
M ₅₉₇ -M ₄₈₀	456,5	76,5	456,5	95,1	913	0,0	2.510
M ₅₉₇ -M ₆₃₈	456,5	71,6	456,5	76,5			913	0,0	2.539
M ₄₈₀ -M ₆₃₈	456,5	71,6			456,5	95,1	913	0,0	2.614
Tercer acoplamiento									
M ₆₃₈ -M ₅₉₇ -M ₄₈₀	304,3	47,7	304,3	51	304,3	63,4	913	0,0	2.808

Primer acoplamiento: ajuste al consumo de biogás disponible.

De todos los motogeneradores instalados, el más moderno era el M₅₉₇ (también el de mayor rendimiento), seguido por el M₄₈₀ y por último, el M₆₃₈ que era el más antiguo y además el de peor rendimiento de los tres a cargas parciales. Como se puede ver en los tres casos anteriores, la potencia generada total es mayor que los 913 kW correspondientes a la obtenida en el punto de diseño. En el primer caso, el grado de carga del M₄₈₀ es mayor del 90% (98,8%), por lo que no es viable este acoplamiento al sobrepasar el grado de carga máximo establecido del 90%. Los dos siguientes casos serían posibles, pero se observan unos incrementos del 9,4 y 5,6% en la potencia eléctrica, operando en ambos casos con el M₆₃₈, valores demasiado altos además de que en la EDAR se ha confirmado que este motogenerador era el que menos funcionaba (EDAR, 2016). Por todo lo indicado, se considera que la operación con dos motogeneradores acoplados de esta manera no era viable.

Segundo acoplamiento: ajuste a la generación de energía eléctrica.

Como se puede ver, las opciones primera y tercera de este acoplamiento no son válidas por tener el M₄₈₀ y el M₅₉₇ un grado de carga superior al 90% y además no consumirse todo el biogás disponible de 2.741 kW. La opción segunda sería válida en cuanto cumple con el grado de carga máximo, pero tampoco se consumen los 2.741 kW de biogás, sino un 7,4% menor y además se debe tener en cuenta que el M₆₃₈ no disponía de recuperador de energía. Por lo tanto, se descarta la opción de la operación de dos motogeneradores acoplados de esta forma.

Tercer acoplamiento: ajuste a la generación de energía eléctrica y al consumo de biogás disponible.

La producción de energía térmica destinada al calentamiento del fango en los digestores era muy importante por la necesidad de mantener su temperatura de operación en 37 °C. En virtud de esto, interesaba operar con tres motogeneradores para disponer de una mayor cantidad de energía térmica en los circuitos de refrigeración principal y gases de escape, aún a costa de disminuir el rendimiento eléctrico. En la EDAR, el modo de funcionamiento de los motogeneradores era generalmente mediante el establecimiento de una consigna de igualdad de la potencia eléctrica generada en cada motogenerador cuando funcionaban dos o tres al mismo tiempo (EDAR, 2016). Los resultados obtenidos indican una producción de 304,3 kW eléctricos por cada unidad obteniendo un consumo total de biogás de 2.808 kW (1.031, 868 y 909 kW), únicamente un 2,4% superior al valor establecido de 2.741 kW, por lo que este es el acoplamiento que ha sido adoptado.

Para el cálculo de la potencia útil de los gases de escape de los motogeneradores se ha mantenido siempre una temperatura de los gases de escape de 142 °C (EDAR, 2016), mientras que para el rendimiento térmico del recuperador de energía se ha tomado el valor 0,85 (Sánchez-Naranjo, 2010). La Tabla 4.10 muestra el desglose de producción de energía térmica aprovechada de cada uno de los tres motogeneradores.

Tabla 4.10. *Desglose de la potencia térmica útil de los motogeneradores.*

<i>Parámetros</i>	<i>M₆₃₈</i>	<i>M₅₉₇</i>	<i>M₄₈₀</i>	<i>Total</i>
Circuito principal (kW)	318	252	237	807
Recuperador energía (kW)	0	115	139	254
Potencia térmica total (kW)	318	367	376	1.061

El total de energía térmica útil generada era de 1.061 kW, cantidad prácticamente idéntica a la que era necesario aportar en el intercambiador de recirculación de fangos de los digestores y que ascendía a 1.037 kW. No obstante, en los diagramas constan la pérdida de los 24 kW necesarios para ajustar el balance térmico correctamente y que únicamente representan un 2% de la potencia térmica aportada. Para la realización del balance energético de los motogeneradores, se ha considerado integrado el recuperador de energía de los gases de escape en los motogeneradores. La Figura 4.16a representa su balance energético desglosado donde se puede ver cómo se reparte íntegramente la potencia térmica del biogás de entrada, con un valor

4. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 1

de 2.741 kW entre sus diversos componentes mientras la Figura 4.16b ilustra el mismo balance, pero en términos energéticos porcentuales entre cada uno de los componentes.

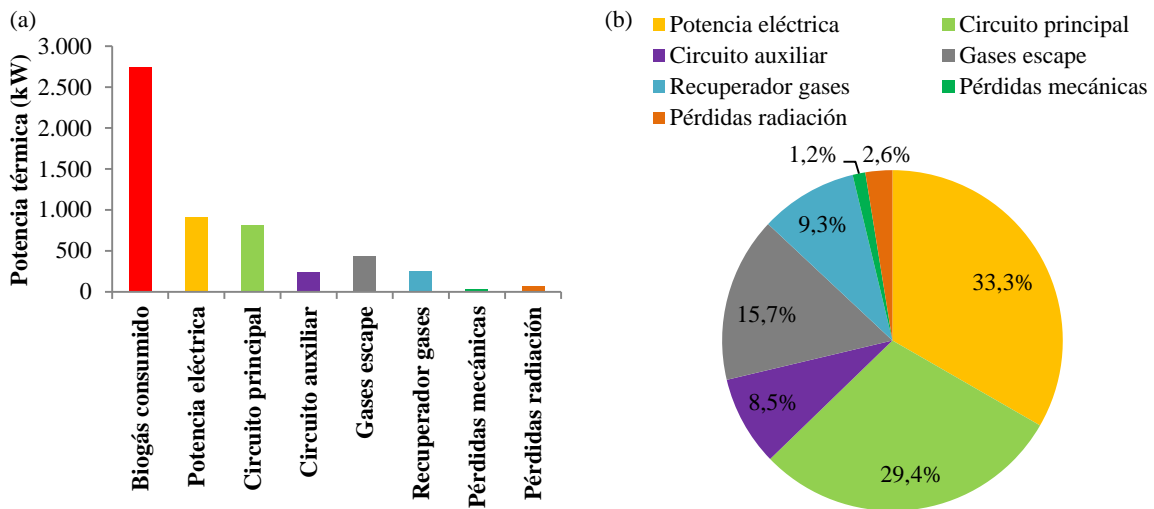


Figura 4.16. Balance de energía del bloque motogeneradores. **a)** En valores absolutos. **b)** En valores porcentuales.

Los recuperadores de energía de los gases de escape tenían la misión de suministrar energía térmica adicional al agua del circuito de refrigeración principal para elevar su potencia térmica de 807 kW en un total de 254 kW (un 31,5%) hasta alcanzar los 1.061 kW gracias a la aportación energética de los gases de escape que disminuían de 684 a 430 kW su potencia térmica a su paso por el recuperador.

Los motogeneradores producían tres tipos de potencia térmica residual que podía ser aprovechada, desperdiciándose el resto: *circuitos de refrigeración principal, auxiliar y de recuperación de los gases de escape*. De estas tres energías térmicas, en el escenario 1 se aprovechaba la totalidad de la potencia térmica del circuito principal compuesto por agua a 90 °C en el circuito primario como fluido energético para calentar el fango recirculado de los digestores en el intercambiador de recirculación fangos, sin embargo, la del circuito auxiliar que disponía de una temperatura de 55 °C en el primario, se disipaba totalmente hacia la atmósfera en las torres de refrigeración. La potencia térmica de los gases de escape que abandonaban los motogeneradores M₅₉₇ y M₄₈₀ a una temperatura de 392 y 448 °C se aprovechaba en los dos recuperadores de energía, expulsando los gases a la atmósfera a 142 °C, mientras la energía de los gases de escape del M₆₃₈ a 431 °C se desperdiciaba totalmente en la atmósfera, pues carecía de recuperador.

Se ha distinguido entre rendimiento eléctrico, térmico y energético de los motogeneradores por un lado y del proceso por el otro a la hora de obtener los diferentes

parámetros energéticos, considerando a continuación los motogeneradores aislados completamente del resto del proceso. La Ecuación 4.27 indica el valor del rendimiento eléctrico, la Ecuación 4.28 el rendimiento térmico, la Ecuación 4.29 el rendimiento energético y la Ecuación 4.30 la relación trabajo/calor de los motogeneradores.

$$\eta_{el-mg} = \frac{PE_{mg} \cdot 100}{PT_{bi-mg}} \quad (4.27)$$

$$\eta_{t-mg} = \frac{PE_{ut-mg} \cdot 100}{PT_{bi-mg}} \quad (4.28)$$

$$\eta_{en-mg} = \frac{(PE_{mg} + PT_{ut-mg}) \cdot 100}{PT_{bi-mg}} \quad (4.29)$$

$$\left(\frac{W}{Q}\right)_{mg} = \frac{PE_{mg} \cdot 100}{PT_{ut-mg}} \quad (4.30)$$

donde η_{el-mg} es el rendimiento eléctrico (%), PE_{mg} la potencia eléctrica generada (kW), PT_{bi-mg} el biogás consumido (kW), η_{t-mg} el rendimiento térmico (%), PT_{ut-mg} la potencia térmica útil producida, η_{en-mg} el rendimiento energético (%) y $(W/Q)_{mg}$ la relación trabajo/calor, en todos los casos, de los motogeneradores

La Tabla 4.11 muestra la potencia térmica útil producida, rendimientos eléctrico, térmico y energético así como la relación trabajo/calor de los motogeneradores.

Tabla 4.11. *Potencia térmica útil, rendimientos y relación trabajo/calor de los motogeneradores.*

<i>Elementos</i>	<i>Potencia térmica útil motogeneradores (kW)</i>
Circuito principal	807
Circuito auxiliar	234
Gases escape	430
Total motogeneradores	1.471
<i>Parámetros motogeneradores</i>	<i>Valores obtenidos</i>
Rendimiento eléctrico (%)	33,3
Rendimiento térmico (%)	53,7
Rendimiento energético (%)	87
Relación trabajo/calor	0,62

Se observa un rendimiento eléctrico relativamente bajo, si se tienen en cuenta los rendimientos actuales de este tipo de motogeneradores, aunque se explica por haber operado

4. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 1

con tres unidades acopladas a bajo grado de carga, lo que ha hecho disminuir el rendimiento eléctrico y sin embargo, aumentar el térmico. La relación trabajo-calor con un valor de 0,62 se encuentra dentro del rango de valores admisible de 0,5-2 reportado por la referencia (Lozano, 2014).

4.8. RESULTADOS DEL BALANCE DE GENERACIÓN DE ENERGÍA ELÉCTRICA.

La Figura 4.17 muestra el balance de generación de energía eléctrica en cada uno de los tres motogeneradores acoplados en paralelo a una línea eléctrica de 400 V que evacúa la energía eléctrica generada con objeto de ser autoconsumida íntegramente en la propia EDAR.

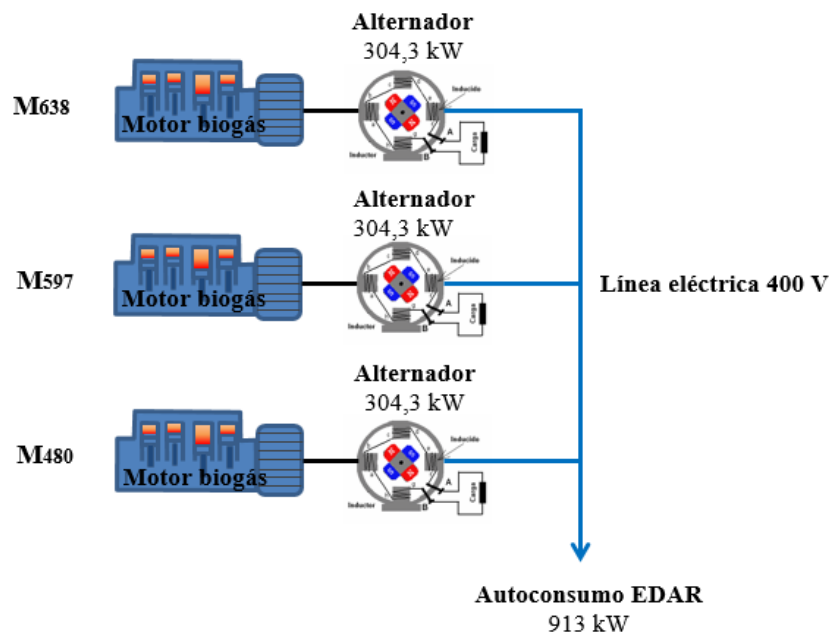


Figura 4.17. Balance de generación de energía eléctrica.

La Ecuación 4.31 indica el cálculo del factor de utilización de la capacidad eléctrica instalada (FUCEI, %) y la Ecuación 4.32 el grado de autoconsumo de energía eléctrica en la EDAR (GA, %).

$$FUCEI = \frac{PE_{mg} \cdot 100}{PE_{tot-inst}} \quad (4.31)$$

$$GA = \frac{PE_{mg} \cdot 100}{PE_{co-pl}} \quad (4.32)$$

donde $PE_{tot-inst}$ es la potencia eléctrica total instalada (kW) y PE_{co-pl} la potencia eléctrica íntegra consumida en la EDAR (kW).

Los valores obtenidos para el balance de generación de energía eléctrica se presentan en la Tabla 4.12, considerando los tres motogeneradores acoplados en operación.

Tabla 4.12. Balance de generación de energía eléctrica.

<i>Parámetros</i>	<i>M₆₃₈</i>	<i>M₅₉₇</i>	<i>M₄₈₀</i>	<i>Total</i>
Potencia eléctrica generada (kW)	304,3	304,3	304,3	913
Grado carga (%)	47,7	51,0	63,4	54,0
Rendimiento eléctrico (%)	29,5	35,1	33,5	33,3
Potencia eléctrica total instalada (kW)	638	597	480	1.715
<i>Parámetros</i>	<i>Valores obtenidos</i>			
Factor utilización capacidad instalada (%)	53,2			
Potencia eléctrica total consumida planta (kW)	1.282			
Grado autoconsumo energía eléctrica planta (%)	71,2			
*Autoconsumo total energía eléctrica proceso (kW)	0			
Generación energía eléctrica diaria (MWh)	21,9			
Generación energía eléctrica anual (MWh)	7.998			
<i>*Al ser el escenario 1 de partida, se considera su valor como nulo</i>				

El factor de utilización de la capacidad instalada anterior de valor 53,2% ha resultado ser mayor del 50%, siendo éste el valor reportado por la referencia (Lozano, 2014) como comienzo del valor óptimo a considerar para la realización de un buen dimensionamiento del número de motogeneradores y potencia necesaria desde el punto de vista económico en una planta.

4.9. RESULTADOS DEL BALANCE ANUAL DE MASA Y ENERGÍA DEL PROCESO.

La Figura 4.18 ilustra el balance de masa de la línea de fangos del proceso para el escenario 1 desde la arqueta de fangos mixtos hasta deshidratación, establecido para el periodo de tiempo de un año de funcionamiento, que es como habitualmente reportan la mayoría de referencias consultadas este tipo de balances y válido también para el cálculo del balance económico que será realizado en el escenario 3 partiendo del escenario 1. Los dos resultados más importantes visualizados se corresponden con la cantidad de fango deshidratado y el consumo de polielectrolito, valores que serán tenidos en cuenta en el balance económico de los escenarios 3 y 4. Por otro lado, el valor de los centrados será considerado en el balance de eliminación de NH₄⁺ establecido en el escenario 3.

4. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 1

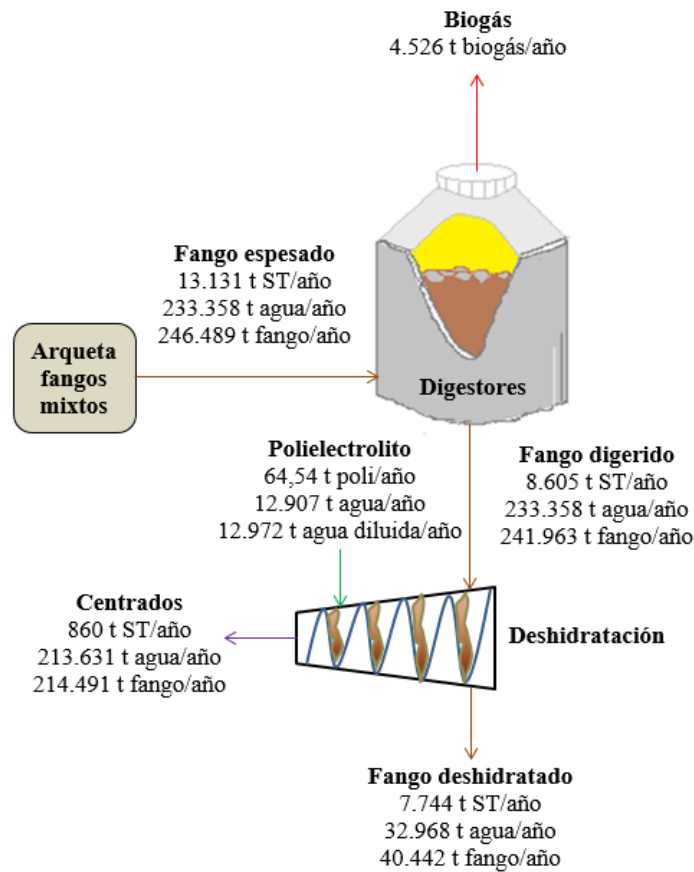


Figura 4.18. Balance anual de masa de la línea de fangos del proceso.

Se presentan los parámetros energéticos análogos a los ya obtenidos para los motogeneradores. La Ecuación 4.33 indica el cálculo del rendimiento térmico del proceso (η_{t-pr} , %), la Ecuación 4.34 el rendimiento energético (η_{en-pr} , %) y la Ecuación 4.35 el factor de aprovechamiento de la energía térmica útil (FAETU_{pr}, %).

$$\eta_{t-pr} = \frac{PT_{ut-pr} \cdot 100}{PT_{bi-pr}} \quad (4.33)$$

$$\eta_{en-pr} = \frac{(PE_{mg} + PT_{ut-pr}) \cdot 100}{PT_{bi-pr}} \quad (4.34)$$

$$FAETU_{pr} = \frac{PT_{apr} \cdot 100}{PT_{ut-pr}} \quad (4.35)$$

$$\left(\frac{W}{Q}\right)_{pr} = \frac{PE_{mg} \cdot 100}{PT_{ut-pr}} \quad (4.36)$$

donde PT_{ut-pr} la potencia térmica útil (kW), PT_{bi-pr} la potencia térmica del biogás (kW), PT_{apr} la potencia térmica realmente aprovechada y $(W/Q)_{pr}$ la relación trabajo/calor, en todos los casos, del proceso (kW). La Figura 4.19 muestra un esquema energético simplificado, donde se aprecia la potencia térmica del biogás los cuatro conceptos en los que se descompone:

potencia eléctrica en motogeneradores, autoconsumo de energía eléctrica en el proceso, potencia térmica aprovechada en digestores y las pérdidas.

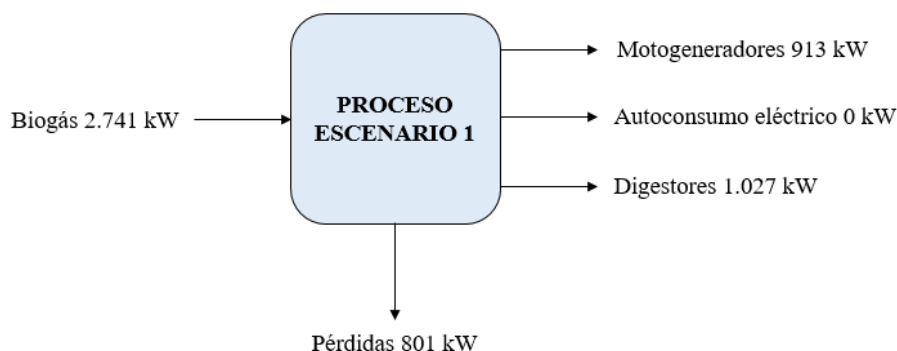


Figura 4.19. Balance de energía global simplificado del proceso.

La Tabla 4.13 muestra los rendimientos eléctrico, térmico y energético, factor de aprovechamiento de la energía térmica útil y la relación trabajo/calor del proceso. Con respecto a los parámetros calculados para los motogeneradores, se observa la disminución importante del rendimiento térmico y por tanto del energético, motivado por el desaprovechamiento de la energía térmica del circuito auxiliar, la falta del tercer recuperador de energía de los gases de escape y de las pérdidas acontecidas en el recuperador de energía de los dos motogeneradores. El factor de aprovechamiento de la energía térmica útil con un valor del 69,8% es aceptable, mientras el coeficiente trabajo/calor de 0,89 es superior al de los motogeneradores y se encuentra dentro del margen aceptable de 0,5-2 (Lozano, 2014).

Tabla 4.13. Rendimientos, factor de aprovechamiento de la energía térmica útil y relación trabajo/calor del proceso.

<i>Parámetros</i>	<i>Valores obtenidos</i>
Rendimiento eléctrico (%)	33,3
Rendimiento térmico (%)	37,5
Rendimiento energético (%)	70,8
Factor aprovechamiento energía térmica útil (%)	69,8
Relación trabajo/calor	0,89

Conclusiones.

El balance de generación de energía eléctrica del escenario 1 ha mostrado un valor del grado de autoabastecimiento de carácter importante, incluso contando la planta con el problema de operar con tres motogeneradores diferentes entre sí, con potencias eléctricas bastante dispares y relativamente bajos rendimientos eléctricos. Por otro lado, el balance térmico del

4. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 1

proceso indica un alto grado de aprovechamiento de la energía térmica útil de los motogeneradores utilizada en calentar el fango en los digestores, lo que ha originado un valor del rendimiento energético elevado.

4.10. REFERENCIAS.

Abdul-Rahman K, Ramesh A. (2018). Studies on the effects of methane fraction and injection strategies in a biogas diesel common rail dual fuel engine. *Fuel*, 236, 147-165.

Abelleira J, Pérez-Elvira S, Sanchez-Oneto J, Portela J, Nebot E. (2012). Advanced Thermal Hydrolysis of secondary sewage sludge: A novel process combining thermal hydrolysis and hydrogen peroxide addition. *Resources, Conservation and Recycling*, 59, 52-57.

Appels L, Baeyens J, Degreve J, Dewil R. (2008). Principles and potential of the anaerobic digestion of waste-activated sludge. *Progress in Energy and Combustion Science*, 34, 755-781.

Ariunbaatar J, Panico A, Esposito G, Pirozzi F, Lens P. (2014). Pretreatment methods to enhance anaerobic digestion of organic solid waste. *Applied Energy*, 123, 143-156.

Aroca-Lastra S, Varela-Díez F. (2014). Instalaciones térmicas en la edificación: calefacción y agua caliente sanitaria. Departamento de Ingeniería Energética Escuela Técnica Superior de Ingenieros Industriales, Universidad Nacional de Educación a Distancia.

Braguglia C, Gianico A, Gallipoli A, Mininni G. (2015). The impact of sludge pre-treatments on mesophilic and thermophilic anaerobic digestion efficiency: Role of the organic load. *Chemical Engineering Journal*, 270, 362-371.

Cano R, Pérez-Elvira S, Fernández-Polanco F. (2015). Energy feasibility study of sludge pretreatments: A review. *Applied Energy*, 149, 176-185.

Carlsson M, Lagerkvist A, Morgan-Sagastume F. (2016). Energy balance performance of municipal wastewater treatment systems considering sludge anaerobic biodegradability and biogas utilisation routes. *Journal of Environmental Chemical Engineering*. <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S2213343716303906>, acceso enero 2017.

EDAR. (2016). Estación depuradora de aguas residuales de Burgos.

García-Garrido S. (2010). Averías habituales en plantas de cogeneración. Averías en motores alternativos de gas. Editorial Renovetec S.A.

IDAE. (2010). Guía técnica: condiciones climáticas exteriores de proyecto. Instituto para la Diversificación y Ahorro de Energía. Ministerio de Industria, Turismo y Comercio. http://www.idae.es/uploads/documentos/documentos_12_Guia_tecnica_condiciones_climaticas_exteriores_de_proyecto_e4e5b769.pdf, acceso junio 2016.

Kleiven H, Soler L, Sanz M. (2007). La hidrólisis térmica como pretratamiento de la digestión de fangos de depuradora. Una alternativa madura. III Jornadas técnicas de gestión de sistemas de saneamiento de aguas residuales. https://aca-web.gencat.cat/aca/documents/.../jornadatecnica003/volum_ponencies_es.p..., acceso junio 2016.

Lozano M. (2014). Cogeneración. Departamento de Ingeniería Mecánica, Universidad de Zaragoza. [http://publicationslist.org/data/miguel.a.lozano/ref183/Cogeneracion%201998%20\(Rav%202014\).pdf](http://publicationslist.org/data/miguel.a.lozano/ref183/Cogeneracion%201998%20(Rav%202014).pdf), acceso noviembre 2017.

Peña K, Steinmetz H. (2012). Evaluation of pre-treatment on the first stage of an anaerobic digester for enhancing bio-hydrogen production and its associated energy balance. *Energy Procedia*, 29, 469-479.

Sánchez-Naranjo C. (2010). Tecnología de las centrales termoeléctricas. Universidad Nacional de Educación a Distancia, Madrid.

Silvestre G, Fernández B, Bonmatí A. (2015). Significance of anaerobic digestion as a source of clean energy in wastewater treatment plants. *Energy Conversion and Management*, 101, 255-262.

Souza T, Ferreira L, Sapkaite I, Pérez-Elvira S, Fernández-Polanco F. (2013). Thermal pretreatment and hydraulic retention time in continuous digesters fed with sewage sludge: Assessment using the ADM1. *Bioresource Technology*, 148, 317-324.

Suárez J, Jácome, A. (2007). Espesamiento de fangos de estaciones depuradoras de aguas residuales. ftp://ceres.udc.es/master_en_ingenieria_del_agua/master%20antiguoantes%20del%202012/Segundo_Curso/Tratamientos_Avanzados_del_Agua/Master_FANGOS_ESPESAMIENTO_DE_FANGOS_DE_EDAR.pdf, acceso julio 2016.

**CAPÍTULO 5. BALANCE ENERGÉTICO DEL
ESCENARIO 2, DIFERENTES TECNOLOGÍAS DE
HIDRÓLISIS TÉRMICA.**

5.1. INTRODUCCIÓN.

En este capítulo se han analizado desde un punto de vista energético las principales tecnologías que existen en el mercado para la realización del pretratamiento de hidrólisis térmica de fango primario-secundario (convencional) y sólo secundario (primario sin hidrolizar), con el propósito principal de comparar los parámetros obtenidos y analizar principalmente el incremento en la producción de biogás y de energía eléctrica con respecto a la digestión anaerobia del escenario 1. Las tecnologías analizadas han sido ocho en total: Cambi, Biothelys, Exelys, Haarslev y tH₄⁺ de hidrólisis térmica convencional y Turbotec, Lysotherm y Aqualysis de sólo fango secundario hidrolizado. Aunque existen tecnologías que realizan la hidrólisis térmica con otro tipo de productos como pueden ser bio-productos animales, bio-residuos, etc (Fraunhofer, 2013) o biomasa lignocelulósica, residuos verdes y paja (Cano et al., 2015) no han sido objeto de análisis en esta tesis.

La Figura 5.1 muestra el diagrama de bloques con los objetivos del capítulo 5, donde después de realizar una descripción general de cada una de ellas, se han calculado los tres balances energéticos y obtenido un conjunto de parámetros que ha permitido realizar un análisis comparativo minucioso entre las ocho tecnologías. Adicionalmente y para conocer el grado de penetración que ha tenido cada tecnología en el mercado mundial actual, se ha realizado un análisis del número de plantas de hidrólisis térmica en funcionamiento y su capacidad anual de tratamiento de ST según cada tecnología en particular y en función de las diversas clasificaciones adoptadas.

Como punto de partida del proceso de cálculo de las ocho tecnologías, se ha utilizado el valor del *punto de diseño* de entrada del fango espesado del escenario 1, mientras para el cálculo de los balances de masa y energía se han adoptado los *parámetros comunes* del proceso de cálculo de la línea de fangos, línea de biogás y ambientales de los digestores, los *parámetros específicos* de operación de cada tecnología en cuestión y además, todos los datos también comunes de gasómetros, motogeneradores y caldera de recuperación. La caldera, aunque para cada tecnología haya tenido una potencia térmica y un flujo de vapor diferente y con muchas variaciones, se ha analizado también de forma conjunta con carácter general en este capítulo, pues la adoptada para todas las tecnologías ha sido siempre de recuperación pirotubular horizontal mixta, con energía térmica suministrada tanto por los gases de escape como por el propio quemador de biogás de que dispone.

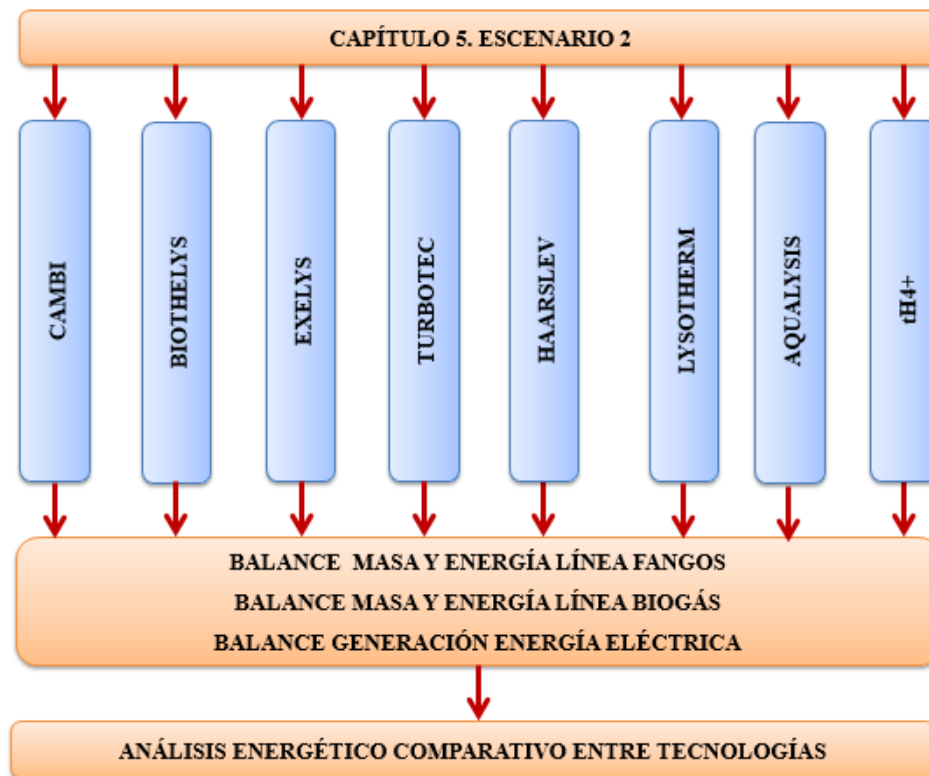


Figura 5.1. Esquema general del capítulo 5.

De esta forma se ha conseguido homogeneizar todo el proceso de cálculo de las ocho tecnologías, limitándose funcionalmente en este capítulo a ir insertando una tras otra las diferentes unidades de hidrólisis térmica con su equipamiento completo dentro del proceso de obtención de fangos deshidratados y biogás de la EDAR tomada como referencia. Indicar también que no sólo se han analizado plantas operativas de hidrólisis térmica en el mercado actual sino también dos de tipo experimental, principalmente por ser de nacionalidad española y cuyos programas de investigación actuales pertenecen ambos a la Universidad de Valladolid, siendo concretamente las tecnologías Aqualysis y tH₄⁺.

La Tabla 5.1 indica los parámetros comunes de cálculo del balance de masa y energía de la línea de fangos de los escenarios 2, 3 y 4 para todas las tecnologías, valor adoptado, valores de referencia y las referencias consideradas con objeto de poder contrastar los valores adoptados en el proceso de cálculo. De la misma manera, la Tabla 5.2 muestra los valores de los parámetros comunes de cálculo de la línea de biogás de los escenarios 2, 3 y 4. Finalmente, la Tabla 5.3 representa los valores de los parámetros comunes ambientales de los digestores adoptados para los escenarios 2, 3 y 4.

Tabla 5.1. Parámetros comunes de la línea de fangos de los escenarios 2, 3 y 4.

Parámetros comunes	Uds	Valor adoptado	Valores referencia	Referencias
Temperatura media anual	°C	10,7	10,7	(IDAE, 2010)
Temperatura ambiente diseño	°C	15	15	(EDAR, 2016)
Densidad relativa ST fango	...	1,4	1,4	(Metcalf, 1998)
Consumo específico polielectrolito postespesado	kg /t ST	4	4	(EDAR, 2016)
			6	(Barber2, 2016)
			<6	(Barber1, 2016)
			7,85	(Belshaw et al., 2013)
			5	(Wilson et al., 2012)
Caudal específico agua dilución por unidad másica de polielectrolito postespesado y deshidratación	m³/kg	0,2	5,3	(McCausland y O'Connor, 2013)
			4	(Pereboom et al., 2014)
Rendimiento bombas centrífugas postespesado	%	97	97	(EDAR, 2016)
Calor específico ST fango	kJ/kg·°C	1,5	95-98	(Belshaw et al., 2013)
			1,5	(EDAR, 2016)
Concentración fango bombas alimentación digestores	%	10	1,5	(Panter et al., 2013)
			8-12	(Sierra y Schafer, 2015)
			9-12	(Cambil, 2017)
			8-13	(ARCADIS, 2016)
			9-12	(Kleiven et al., 2007)
			8-15	(Abu-Orf, 2010)
Caudal recirculación fangos por digestor	m³/h	150	12	(Rouge et al, 2014)
			10-16	(Astbury, 2009)
Temperatura agua dilución	°C	15	150	(EDAR, 2016)
Porcentaje pérdidas tuberías e intercambiadores	%	10	15	(EDAR 2016)
			10	(EDAR, 2016)
Punto acercamiento mínimo intercambiadores	°C	10	10	(DEI, 2018)
			10	(Evangelista-Benites et al., 2016)
*Consumo específico polielectrolito deshidratación	kg /t ST	9	5-10	(Sala-Lizarraga, 1999)
			9 (30%)	(EDAR, 2016)
			13,3 (26%)	(McCausland y O'Connor, 2013)
			10,6 (30%)	(Astbury, 2009)
			8,2 (28-32%)	(Barber2, 2016)
			8 (27-32%)	(Barber1, 2016)
			9,51 (29%)	(Belshaw et al., 2013)
			14-15 (30%)	(Wilson et al., 2012)
			8-10 (26-29%)	(Macedo et al., 2015)
			12,8 (30,8%)	(Arant et al., 2013)
10 (32%)	(Mills et al., 2013)			
Rendimiento bombas centrífugas deshidratación	%	97	90-95	(Arant et al., 2013)
			95-98	(Belshaw et al., 2013)
Concentración fango deshidratado	%	30	97	(EDAR, 2016)
			30	(Sierra y Schafer, 2015)
			30-35	(ARCADIS, 2016)
			32-40	(Kleiven et al., 2007)

*Los valores del consumo específico de polielectrolito entre paréntesis indican la concentración del fango deshidratado.

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

Tabla 5.2. Parámetros comunes de la línea de biogás de los escenarios 2, 3 y 4.

<i>Parámetros comunes</i>	<i>Uds</i>	<i>Valor adoptado</i>	<i>Valores referencia</i>	<i>Referencias</i>
<i>Producción específica CH₄</i>				
Fango primario		0,315		
Fango secundario	m ³ /kg SV	0,196		
Fango primario hidrolizado		0,378		
Fango secundario hidrolizado		0,314		(Pérez-Elvira et al., 2008)
<i>Reducción de SV del fango</i>				
Fango primario		50		
Fango secundario	%	40		
Fango primario hidrolizado		60		
Fango secundario hidrolizado		64		
Porcentaje CH ₄ biogás	%	62,4		(EDAR, 2016)
Poder calorífico inferior biogás	kJ/m ³	21.240		
Calor específico biogás	kJ/kg °C	1,56		(Marqués, 2018) (Biomassa, 2018)
Temperatura media biogás gasómetros	°C	28		
Caudal agitación biogás por digestor	m ³ /h	448		(EDAR, 2016)
Presión media biogás digestores y gasómetros	kPa	100,7		
Temperatura salida gases escape atmósfera caldera recuperación	°C	142	142 140-160	(EDAR, 2016) (Sánchez-Naranjo, 2010)
Rendimiento caldera recuperación	%	85		(Sánchez-Naranjo, 2010)
Rendimiento quemador caldera recuperación	%	88,5		
Dosado mezcla biogás-aire motogeneradores	%	9,6		
Temperatura agua circuito refrigeración principal motogeneradores	°C	90		
Temperatura agua circuito refrigeración auxiliar motogeneradores	°C	55		
Temperatura ambiente agua alimentación caldera	°C	15		(EDAR, 2016)
Temperatura entrada agua alimentación a caldera	°C	80		
Temperatura biogás salida soplantes motogeneradores	°C	55	55-69	
Presión biogás salida soplantes motogeneradores	kPa	115	115-124	
Temperatura biogás salida soplantes caldera recuperación	°C	56	56-61	
Presión biogás salida soplantes caldera recuperación	kPa	119	119-124	

Tabla 5.3. *Parámetros comunes ambientales de los digestores de los escenarios 2, 3 y 4.*

<i>Parámetros</i>	<i>Uds</i>	<i>Valor adoptado</i>	<i>Valores referencia</i>	<i>Referencias</i>
Temperatura	°C	41	38-42	(Kleiven et al., 2007)
			38-42	(Arant et al., 2013)
pH	---	7,8	7,5-8	(Kleiven et al., 2007)
			7,7-7,8	(Shana et.al, 2012)
			7,5-8	(Arant et al., 2013)
AK (CaCO₃)	mg/L	6.237	6.000-8.500	(Shana et al., 2011)
			8.000	(Astbury, 2009)
			6.800-7.683	(Shana et.al, 2012)
AGV CH₃-COOH	mg/L	1.198	500-3.000	(Shana et al., 2011)
			500-1.194	(Shana et.al, 2012)
			0,1-0,5	(Kleiven et al., 2007)
AK/AGV	---	0,19	<0,4	(Shana et al., 2011)
			0,06-0,18	(Shana et.al, 2012)
			0,1-0,5	(Arant et al., 2013)
NH₄⁺	mg/L	2.750	2.500-3.000	(Kleiven et al., 2007)
			2.000-3.000	(Arant et al., 2013)
Potencial rédox	mV	-250	-250	(EDAR, 2016)
CH₄	%	62,4	65-68	(Kleiven et al., 2007)
			65-68	(Arant et al., 2013)

La Figura 5.2 representa el diagrama general de proceso de la EDAR de Burgos con hidrólisis térmica adoptado como referencia para el análisis de las ocho tecnologías, donde se puede apreciar la inserción de la unidad de hidrólisis entre postespesado y digestores a fin de realizar el pretratamiento al fango antes de la digestión, constituyendo la que se denominará hidrólisis térmica convencional. Existen también tecnologías que solamente hidrolizan el fango secundario, estando representada esta posibilidad en el diagrama anterior mediante una línea discontinua que indica fango primario (opcional), correspondiendo estas tecnologías a la hidrólisis exclusiva del fango secundario.

Este diagrama general de proceso será válido para los escenarios 3 y 4 por constituir el mismo esquema básico de funcionamiento, con la única diferencia global de la inserción de una u otra unidad de hidrólisis térmica. Dicho diagrama abarca desde el espesamiento de fangos (por gravedad y flotación) hasta la deshidratación para la línea de fangos, desde los digestores hasta los motogeneradores-caldera de recuperación para la línea de biogás y los motores de combustión interna alternativos de biogás-alternadores para la línea de generación de energía

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

eléctrica. Tanto los sobrenadantes de los espesadores de gravedad como de flotación y los centrados de postespesado se envían a los decantadores primarios y los de deshidratación al CLEARGREEN y posteriormente a los reactores biológicos.

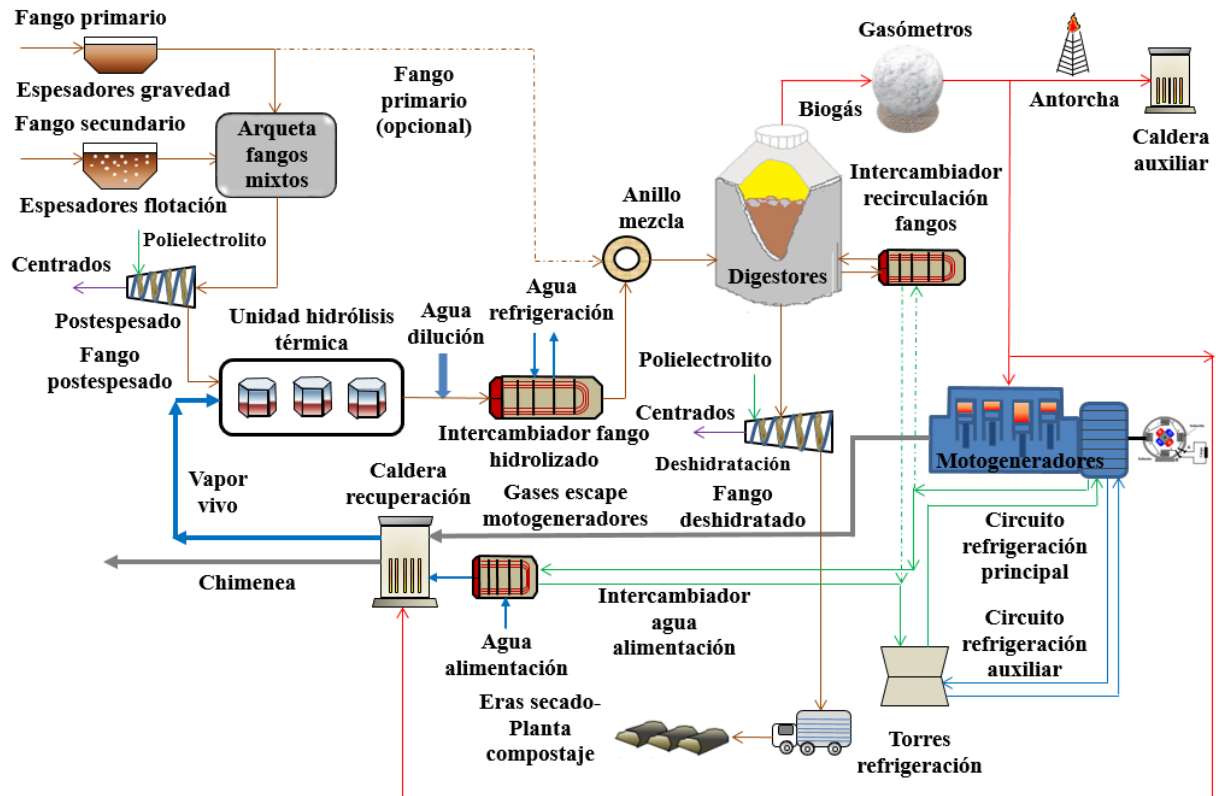


Figura 5.2. Diagrama general del proceso de los escenarios 2, 3 y 4.

De las ocho tecnologías analizadas, Lysotherm es la única que no utiliza vapor vivo saturado como elemento de aporte de energía térmica a los reactores, utilizando en su lugar aceite térmico mediante intercambiadores de calor, por lo que el sistema de captación de energía térmica en la caldera difiere totalmente de las demás. Sin embargo, para esta tecnología, a efectos de cálculo se considera el mismo diagrama, ya que, adicionalmente en el apartado 5.4.6 se indica la conversión de la potencia térmica necesaria del circuito de aceite a su equivalente en vapor vivo saturado, para de esta forma conseguir homogeneidad en los resultados de los valores obtenidos con respecto al resto de las tecnologías analizadas y poder ser comparadas en las mismas condiciones de funcionamiento.

5.2. BALANCE DE MASA Y ENERGÍA DE LA LÍNEA DE FANGOS.

La Figura 5.3 muestra el diagrama de bloques de la línea de fangos válida para los escenarios 2, 3 y 4, donde se puede apreciar cada una de las variables de entrada y salida que intervienen en el balance de masa y energía de esta línea. Para el bloque 3, unidad de hidrólisis

térmica, sólo se han representado las variables exteriores sin considerar lo que ocurre en su interior, ya que se han analizado específicamente en el apartado correspondiente de operación de cada tecnología en particular del escenario 2 y posteriormente para los escenarios 3 y 4.

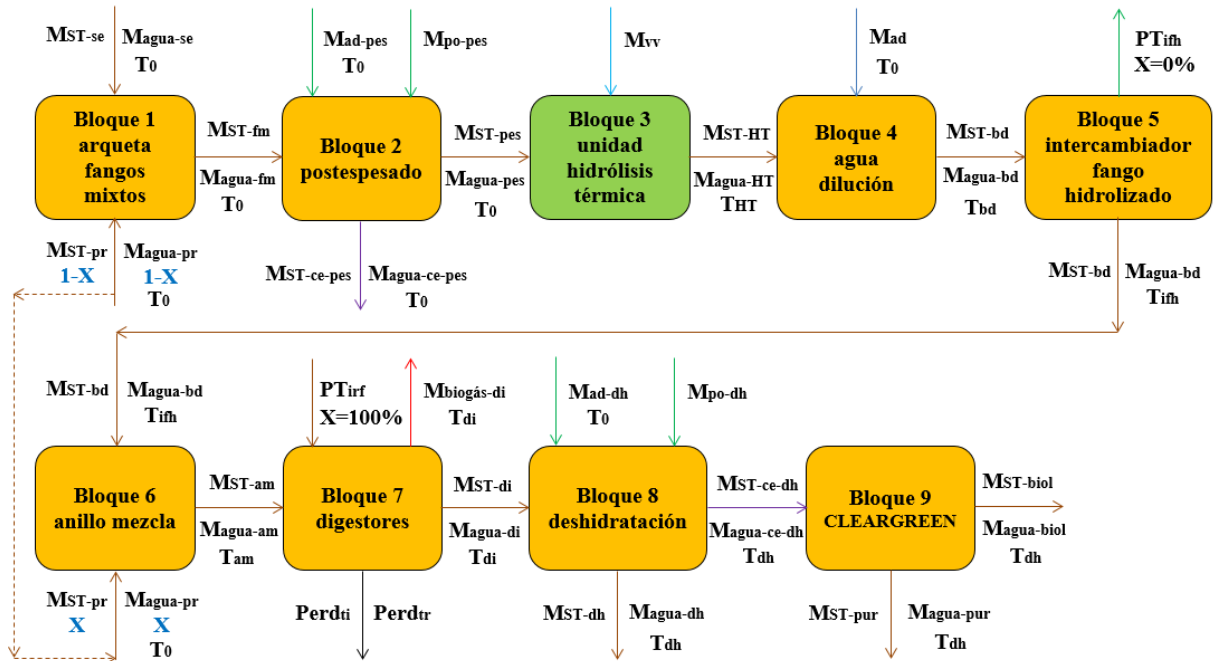


Figura 5.3. Diagrama de bloques con nomenclatura para el cálculo del balance de masa y energía de la línea de fangos de los escenarios 2, 3 y 4.

Bloque 1, arqueta fangos mixtos.

En esta arqueta se incorpora el fango primario y el secundario previamente espesado, se mezclan convenientemente y abandonan como fango mixto hacia el postespesado, operación válida para las tecnologías de fango primario y secundario hidrolizados Cambi, Biothelys, Exelys, Haarslev y tH_4^+ . Para las tecnologías Turbotec, Lysotherm y Aqualysis, el fango primario no se hidroliza, por lo que no se introduce en esta arqueta, sino que es enviado directamente a digestión. Los balances de materia se han establecido en estado estacionario. La densidad del fango se ha determinado en función del contenido en ST de la corriente del fango. El flujo másico de ST en las corrientes de fangos se ha calculado a partir de de las concentraciones de ST y los flujos volumétricos correspondiente. La arqueta de fangos mixtos de los escenarios 2, 3 y 4 es la misma mostrada en el capítulo 4 mientras las ecuaciones de estos cálculos se han indicado previamente en el apartado 4.2.1, con la única modificación de sustituir $MST-pr$ y $Magua-pr$ por $(1-X) \cdot MST-pr$ y $(1-X) \cdot Magua-pr$ tal y como se puede observar en la Figura 5.3. Las incógnitas a calcular han sido los valores del fango mixto de salida $MST-fm$ y $Magua-fm$.

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

Bloque 2, postespesado.

El fango mixto anterior se impulsa hacia las bombas centrífugas de postespesado, donde aquí se le añade polielectrolito y agua de dilución con el objeto de conseguir deshidratar el fango a la concentración requerida. Los centrados se envían por gravedad a los decantadores primarios para introducirlos de nuevo a planta.

La Ecuación 5.1 muestra el valor del flujo másico de ST de los centrados y la Ecuación 5.2 para el fango postespesado.

$$M_{ST-ce-pes} = M_{ST-fm} \cdot (1 - \eta_{bc-pes}) \quad (5.1)$$

$$M_{ST-pes} = M_{ST-fm} \cdot \eta_{bc-pes} \quad (5.2)$$

donde el subíndice *ce-pes* representa el flujo másico de los centrados del fango postespesado y *pes* representa el de fango post-espesado ($M_{ST-ce-pes}$, M_{ST-pes} , kg/h) y η_{bc-pes} es el rendimiento de las bombas centrífugas de postespesado (%).

La Ecuación 5.3 muestra el balance de masa del agua a la salida de las bombas centrífugas, la Ecuación 5.4 indica el flujo másico de polielectrolito que se debe añadir al fango mixto de entrada y la Ecuación 5.5 el agua de dilución, para concluir con la Ecuación 5.6 que permite calcular la concentración de los centrados.

$$M_{agua-pes} = \frac{M_{ST-fm} \cdot (\rho_{fa} - ST_{pes} \cdot 10)}{10 \cdot ST_{pes}} \quad (5.3)$$

$$M_{po-pes} = M_{ST-fm} \cdot K_{po-pes} \quad (5.4)$$

$$M_{ad-pes} = M_{po-pes} \cdot K_{ad-pes} \quad (5.5)$$

$$ST_{ce-pes} = \frac{1 - \sqrt{\frac{1 - 4 \cdot 0,2857 \cdot M_{ST-ce-pes}}{M_{ST-ce-pes} + M_{agua-ce-pes}}}}{2 \cdot 0,2857} \quad (5.6)$$

donde $M_{agua-pes}$ es el flujo másico de agua del fango postespesado (kg/h), ST_{pes} la concentración de ST del fango postespesado (%), M_{po-pes} es el flujo másico de polielectrolito en postespesado (kg/h), K_{po-pes} es la masa de polielectrolito dosificado por unidad másica de ST del fango mixto de entrada en postespesado (kg/kg ST), M_{ad-pes} es el flujo másico de agua de dilución para la dosificación de polielectrolito en postespesado (kg/h), K_{ad-pes} es la masa de agua de dilución por unidad de masa de polielectrolito dosificado en postespesado (kg agua

dilución/kg polielectrolito), ST_{ce-pes} es la concentración de ST de los centrados de postespesado (%) y $M_{agua-ce-pes}$ es el flujo másico de agua de los centrados de postespesado (kg/h). La Figura 5.4a muestra las bombas centrífugas y la Figura 5.4b la planta compacta de polielectrolito, ambos equipos pertenecientes al postespesamiento de fangos de la EDAR de Burgos.

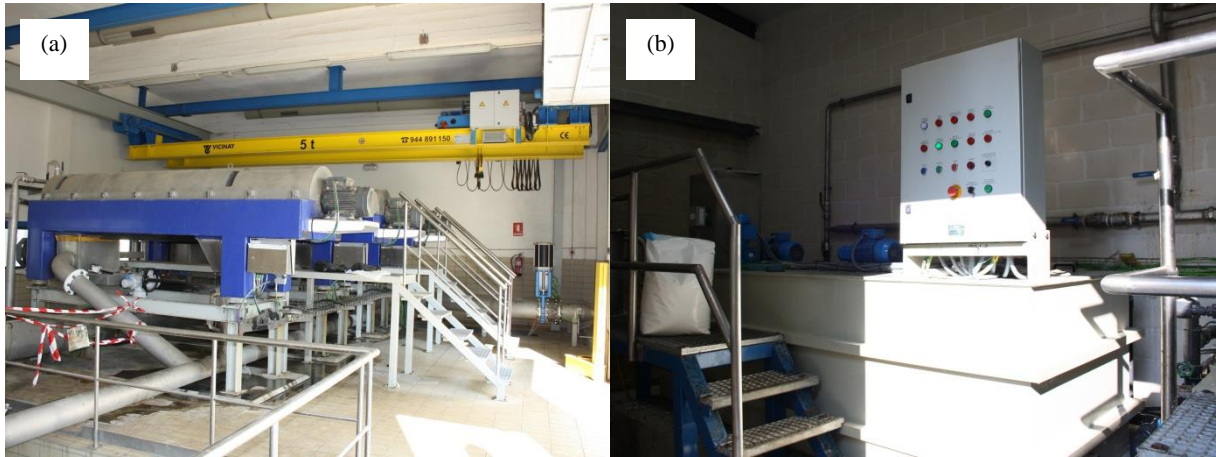


Figura 5.4. Postespesado de los escenarios 2, 3 y 4. *a) Bombas centrífugas. b) Planta compacta de polielectrolito (EDAR, 2016).*

Bloque 3, unidad de hidrólisis térmica.

Este bloque ha sido analizado de forma específica en cada apartado de operación de cada una de las ocho tecnologías en este mismo capítulo y en los capítulos correspondientes de los escenarios 3 y 4 únicamente para la tecnología Cambi.

Bloque 4, inyección de agua de dilución.

Tras abandonar el fango la unidad de hidrólisis térmica, se necesita disminuir su concentración y temperatura antes de introducirse en los digestores mediante la adición de agua de dilución procedente del circuito de servicios generales de la planta. La Ecuación 5.7 permite calcular el flujo másico de agua del fango una vez diluido que fluye desde las bombas de fango a digestores $M_{agua-bd}$ (kg/h), pues la concentración de este fango ST_{bd} (%) y todos los demás parámetros restantes de la ecuación son conocidos y considerando que el flujo másico de ST se conserva a su paso por la unidad de hidrólisis térmica.

$$ST_{bd} = \frac{1 - \sqrt{\frac{1 - 4 \cdot 0,2857 \cdot M_{ST-bd}}{M_{ST-bd} + M_{agua-bd}}}}{2 \cdot 0,2857} \quad (5.7)$$

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

donde M_{ST-bd} es el flujo másico de ST (kg/h) del fango a la salida de la impulsión de las bombas de fango hidrolizado que se dirige a digestores y que coincide lógicamente con el de salida de la unidad de hidrólisis térmica y $M_{agua-bd}$ el flujo másico de agua a la salida de estas bombas (kg/h).

Las Ecuaciones 5.8 y 5.9 representan el balance de masa y energía de este bloque de inyección de agua de dilución.

$$M_{ST-HT} + M_{agua-HT} + M_{ad} = M_{ST-bd} + M_{agua-bd} \quad (5.8)$$

$$M_{ST-HT} \cdot c_{p-ST} \cdot T_{HT} + M_{agua-HT} \cdot c_{p-agua} \cdot T_{HT} + M_{ad} \cdot c_{p-agua} \cdot T_0 = M_{ST-bd} \cdot c_{p-ST} \cdot T_{bd} + M_{agua-bd} \cdot c_{p-agua} \cdot T_{bd} \quad (5.9)$$

donde M_{ST-HT} y $M_{agua-HT}$ son el flujo másico de ST (kg/h) y de agua (kg/h) a la salida de la unidad de hidrólisis térmica, M_{ad} es el flujo másico de agua de dilución necesario para conseguir la concentración requerida (kg/h), T_{HT} es la temperatura de salida del fango de la hidrólisis térmica (°C) y T_{bd} la temperatura alcanzada por el fango después de la inyección del agua de dilución (°C). Las incógnitas a calcular son M_{ad} y T_{bd} mediante la resolución del sistema de Ecuaciones 5.8 y 5.9 pues $M_{agua-bd}$ ya ha sido obtenida por medio de la Ecuación 5.7.

Bloque 5, intercambiador de fango hidrolizado.

Mediante este equipo se reduce la temperatura del fango hidrolizado a las condiciones necesarias para la operación de los digestores. Las Ecuaciones 5.10 y 5.11 han permitido calcular el balance de masa y energía del intercambiador de fango hidrolizado. Lógicamente, al no haber contacto directo, los flujos másico entrantes y salientes tanto de agua como de ST son los mismos, al ser un intercambiador agua-fango en espiral con circulación de los dos fluidos en contracorriente.

$$M_{ST-bd} + M_{agua-bd} = cte \quad (5.10)$$

$$\frac{(M_{ST-bd} \cdot c_{p-ST} + M_{agua-bd} \cdot c_{p-agua}) \cdot T_{bd}}{3.600} = \frac{(M_{ST-bd} \cdot c_{p-ST} + M_{agua-bd} \cdot c_{p-agua}) \cdot T_{ifh}}{3.600} + PT_{ifh} \quad (5.11)$$

donde T_{ifh} es la temperatura del fango a la salida del intercambiador de fango hidrolizado (°C) y PT_{ifh} la potencia térmica necesaria extraer en el intercambiador de fango hidrolizado que permita a los digestores operar a su temperatura óptima y absorber las pérdidas producidas por transmisión, tuberías-intercambiadores y el biogás producido (kW). Las incógnitas a calcular son T_{ifh} y PT_{ifh} . Este último parámetro se ha calculado en función de la temperatura de operación

de los digestores, del flujo másico de fango y de sus pérdidas por transmisión y tuberías-intercambiadores de forma totalmente similar al efectuado en el apartado 4.2.2, por lo que, una vez introducido este valor en la Ecuación 5.11 ha sido posible calcular T_{irf} . Para $X=0\%$, $PT_{irf} \neq 0$ y para $X=100\%$, $PT_{irf}=0$.

La Figura 5.5 muestra el intercambiador de calor elíptico de fango hidrolizado (al fondo con tamaño más grande) y dos intercambiadores de recirculación de fangos igualmente elípticos de la EDAR de Burgos.



Figura 5.5. Intercambiador de fango hidrolizado de los escenarios 2, 3 y 4 (EDAR, 2016).

Bloque 6, anillo de mezcla.

En el balance del anillo de mezcla se consideran las funciones de baipasear todo el fango disponible en el escenario de ausencia de la unidad de hidrólisis, o de constituir el punto de mezcla de los fangos primario sin hidrolizar y secundario hidrolizado antes de ser enviados a los digestores según sea la tecnología evaluada. Para las tecnologías Cambi, Biothelys, Exelys, Haarslev y tH_4^+ , las condiciones del fango hidrolizado en la salida del anillo de mezcla son las mismas que a la salida del intercambiador de fango hidrolizado, pues se hidroliza todo el fango primario y secundario. Sin embargo, para las tecnologías Turbotec, Lysotherm y Aqualysis, la incorporación del fango primario sin hidrolizar al anillo, mezclándose con el fango secundario hidrolizado, altera los parámetros del fango a la salida del anillo, distinguiéndose dos casos:

a. Todo el fango primario y secundario se hidroliza, caso $X=0\%$.

La Ecuación 5.12 representa el balance de masa y la Ecuación 5.13 el de energía del fango en el anillo de mezcla para este caso. El porcentaje X se corresponde con la proporción de fango primario sin hidrolizar.

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

$$M_{ST-bd} + M_{agua-bd} = M_{ST-am} + M_{agua-am} \quad (5.12)$$

$$M_{ST-bd} \cdot c_{p-ST} \cdot T_{ifh} + M_{agua-bd} \cdot c_{p-agua} \cdot T_{ifh} = M_{ST-am} \cdot c_{p-ST} \cdot T_{am} + M_{agua-am} \cdot c_{p-agua} \cdot T_{am} \quad (5.13)$$

donde M_{ST-am} y $M_{agua-am}$ son los flujos máxicos de ST (kg/h) y agua (kg/h) del fango que abandona el anillo de mezcla y T_{am} la temperatura de salida del fango en el anillo de mezcla y de entrada a los digestores (°C), que en este caso coincide con T_{ifh} .

b. El fango primario no se hidroliza y el fango secundario sí, caso X=100%.

Análogamente al caso anterior, las Ecuaciones 5.14 y 5.15 indican el balance de masa y energía del fango en el anillo de mezcla. En este caso, el 100% del fango primario permanece sin hidrolizar

$$M_{ST-bd} + M_{agua-bd} + M_{ST-pr} + M_{agua-pr} = M_{ST-am} + M_{agua-am} \quad (5.14)$$

$$M_{ST-bd} \cdot c_{p-ST} \cdot T_{ifh} + M_{agua-bd} \cdot c_{p-agua} \cdot T_{ifh} + M_{ST-pr} \cdot c_{p-ST} \cdot T_0 + M_{agua-pr} \cdot c_{p-agua} \cdot T_0 = M_{ST-am} \cdot c_{p-ST} \cdot T_{am} + M_{agua-am} \cdot c_{p-agua} \cdot T_{am} \quad (5.15)$$

Analizando la Ecuación 5.15 se observa que T_{am} tendrá un valor bajo debido a la presencia del gran flujo máxico de fango primario sin hidrolizar a la temperatura ambiente T_0 . En caso de que T_{am} fuera menor que la temperatura de entrada del fango a los digestores necesaria para lograr la temperatura de operación y vencer las pérdidas de energía, entonces se necesitaría la aportación exterior de energía térmica a los digestores en el intercambiador de recirculación de fangos, de forma similar al escenario 1. Si T_{am} resultara finalmente inferior a la temperatura de la digestión anaerobia de 41 °C, tendría lugar en un periodo muy corto, pues la distancia física entre el anillo y los digestores es muy pequeña, considerándose por este hecho que no afectaría al proceso.

La Figura 5.6a visualiza el equipamiento del anillo de mezcla, pudiéndose ver en primer lugar el caudalímetro de fangos tipo electromagnético, el denominado “pantalón”, unión de las dos tuberías horizontales de impulsión de las bombas con el colector vertical de acero inoxidable que muestra dos de las cuatro tuberías de salida para reparto del fango hidrolizado hacia sus correspondientes digestores. La Figura 5.6b muestra las dos bombas de tornillo helicoidal de impulsión de fango del anillo hacia los digestores, incluyendo las tuberías de aspiración con sus válvulas correspondientes de corte, lado derecho, y la impulsión dotada con válvulas de retención de bola, lado izquierdo.

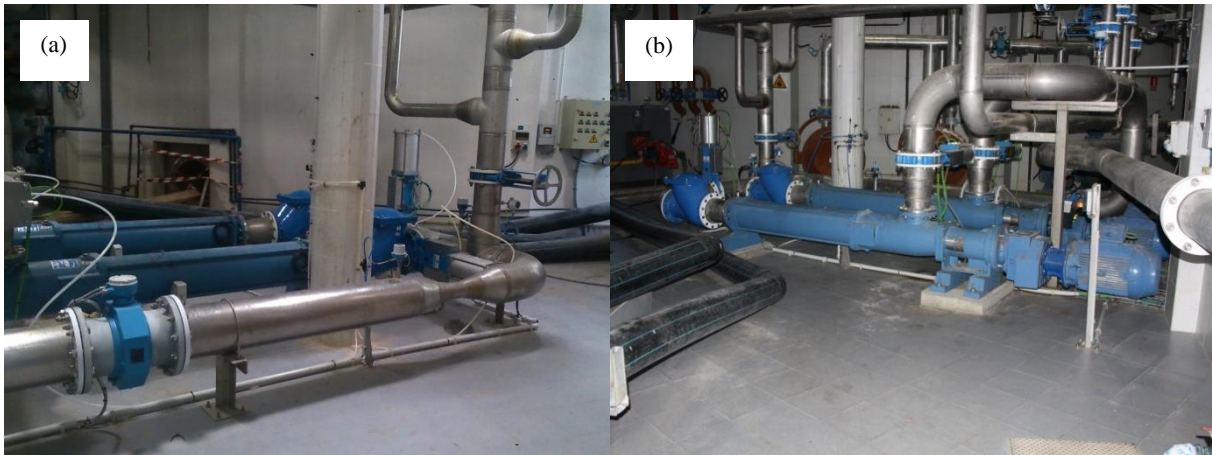


Figura 5.6. Anillo de mezcla de los escenarios 2, 3 y 4. **a)** Anillo de mezcla. **b)** Bombas de impulsión de fango del anillo a digestores (EDAR, 2016).

Se debe tener en cuenta que la concentración de ST de entrada del fango en los digestores es del 10% para las tecnologías Cambi, Biothelys, Exelys, Haarslev y tH₄⁺ y tiene un valor mucho menor para las tecnologías Turbotec, Lysotherm y Aqualysis, pues el fango primario tiene una concentración del 4,7%, mientras que el secundario hidrolizado es del 10%.

Bloque 7, digestores.

En el balance de masa establecido para los digestores se ha considerado que los SV destruidos del fango se convierten en biogás, en función del parámetro establecido como porcentaje de reducción de SV (RSV, %), siendo por tanto posible calcular directamente M_{biogás-di}, que constituye el flujo másico de biogás producido en los digestores (kg/h) en la Ecuación 5.16 para el caso X=0% y la Ecuación 5.17 indica lo mismo para el caso X=100%.

a. Todo el fango primario y secundario se hidroliza, caso X=0%.

$$\eta_{bc-pes} \cdot M_{ST-pr} \cdot \%SV_{pr} + \eta_{bc-pes} \cdot M_{ST-se} \cdot \%SV_{se} = (1 - RSV_{pr-h}) \cdot M_{ST-pr} \cdot \%SV_{pr} + (1 - RSV_{se-h}) \cdot M_{ST-se} \cdot \%SV_{se} + M_{biogás-di} \quad (5.16)$$

b. El fango primario no se hidroliza y el fango secundario sí, caso X=100%.

$$M_{ST-pr} \cdot \%SV_{pr} + \eta_{bc-pes} \cdot M_{ST-se} \cdot \%SV_{se} = (1 - RSV_{pr}) \cdot M_{ST-pr} \cdot \%SV_{pr} + (1 - RSV_{se-h}) \cdot M_{ST-se} \cdot \%SV_{se} + M_{biogás-di} \quad (5.17)$$

donde %SV representa el porcentaje de SV (%), ya sea en el fango primario o secundario según el subíndice utilizado (*pr*, primario y *se*, secundario), RSV_{pr-h} es la reducción de SV del fango primario hidrolizado (%), RSV_{pr} reducción de SV del fango primario (%) y RSV_{se-h} es la

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

reducción de SV del fango secundario hidrolizado (%). El cálculo del balance de masa y energía de los digestores es totalmente similar al de las Ecuaciones 4.10 y 4.11 del escenario 1, sustituyendo M_{ST-fm} por M_{ST-am} , $M_{agua-fm}$ por $M_{agua-am}$ y T_0 por T_{am} .

Bloque 8, deshidratación fangos.

En esta unidad se realiza la deshidratación del fango digerido obteniéndose fango deshidratado que se bombea a los silos de almacenamiento y los centrados que se impulsan al CLEARGREEN. El proceso de cálculo íntegro es totalmente idéntico al previamente desarrollado en el anterior apartado 4.2 mediante las Ecuaciones 4.19-4.26, variando en ellas únicamente los datos de entrada de cada uno de los parámetros. El valor obtenido de la temperatura de los centrados de deshidratación ha tenido un carácter muy importante para las operaciones a realizar en el CLEARGREEN, ya que éstas son favorecidas por la temperatura. La Figura 5.7a muestra las bombas de impulsión de polielectrolito y la Figura 5.7b las bombas helicoidales de impulsión de fango desde depósito tampón a bombas centrífugas de deshidratación.

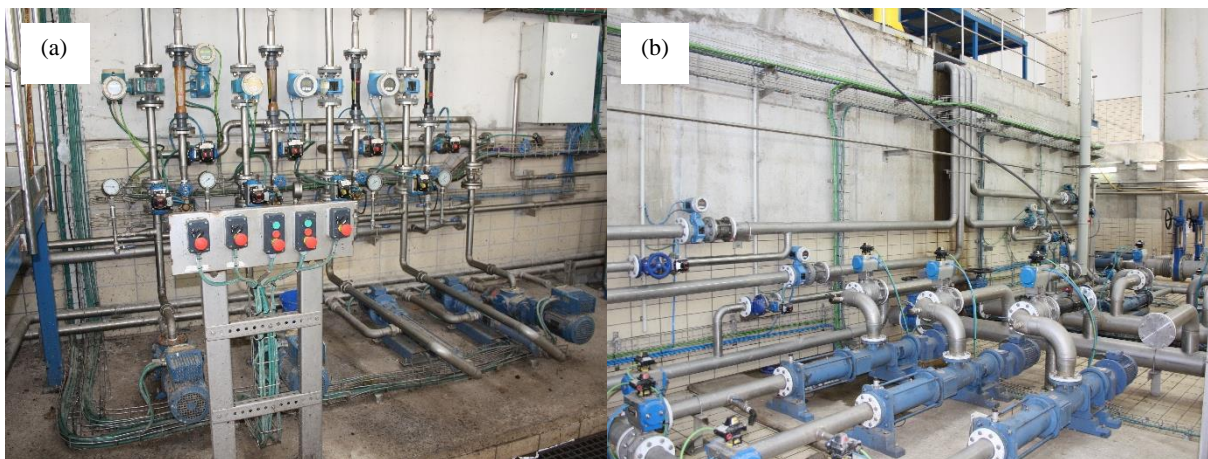


Figura 5.7. Deshidratación de fangos de los escenarios 2, 3 y 4. **a)** Bombas de polielectrolito **b)** Bombas helicoidales de impulsión de fango desde depósito tampón a bombas centrífugas (EDAR, 2016).

Bloque 9, CLEARGREEN.

Los centrados provenientes de deshidratación tienen un alto contenido en NH_4^+ y por tanto, es necesario su eliminación, en este caso mediante el proceso denominado CLEARGREEN, tipo batch en el cual se logra una eliminación cercana al 100% en forma de N gaseoso enviado a la atmósfera. Los centrados a la salida del CLEARGREEN, una vez disminuido su nivel de NH_4^+ , se envían por gravedad a los reactores biológicos a través del

“cyclor” formado por un elemento con toma flotante y tubería de conexión. El caudal de aire necesario a introducir en los reactores del CLEARGREEN se suministra mediante unos soplantes de émbolos rotativos, inyectando aire sólo durante un tiempo determinado del ciclo total de operación, un cierto porcentaje, al igual que el proceso de agitación en los reactores. Sin embargo, la agitación en el tanque de laminación es continua, pues el caudal de centrados también lo es. Mediante un sistema de recirculación y purga de fangos entre tanque de laminación y reactores, el fango en exceso captado se envía bombeado a los espesadores de flotación (fango terciario).

La Figura 5.8a muestra el tanque de reacción donde se aprecia claramente el “cyclor” flotando sobre la superficie del agua y las tuberías de inyección de aire a las parrillas de difusores sumergidas mientras la Figura 5.8b permite observar las carcassas insonorizantes que cubren los soplantes de émbolos rotativos para impulsión del aire necesario al CLEARGREEN situados en un edificio adyacente.

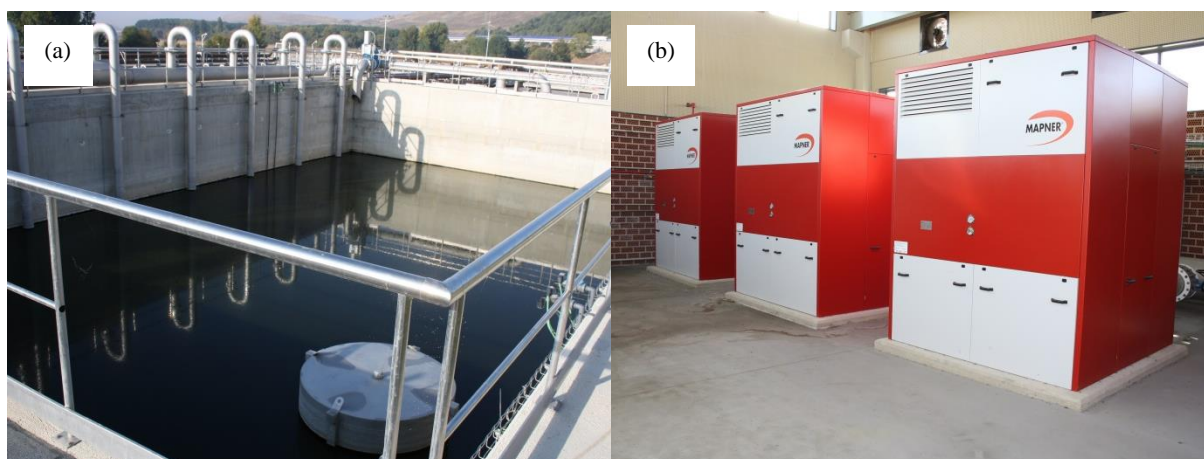


Figura 5.8. CLEARGREEN de los escenarios 2, 3 y 4. a) Reactor. b) Soplantes (EDAR, 2016).

5.3. BALANCE DE MASA Y ENERGÍA DE LA LÍNEA DE BIOGÁS.

Bloque 1, digestores.

a. Todo el fango primario y secundario se hidroliza, caso $X=0\%$.

Analizando los valores representados en la Tabla 5.2 para la producción específica de CH_4 y reducción de SV del fango de la referencia (Pérez-Elvira et al., 2008), se plantean a continuación las Ecuaciones 5.18-5.23 con objeto de calcular el porcentaje de CH_4 existente en el biogás, Por_{bi} (porcentaje medio de CH_4 presente en el biogás), a partir del fango primario y

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

secundario (Por_{bi-pr} , Por_{bi-se} , %) e igualmente, la densidad del biogás de origen primario y secundario (ρ_{bi-pr} , ρ_{bi-se} , kg/m^3).

$$Por_{bi-pr} \cdot Por_{CH4-pr} + Por_{bi-se} \cdot Por_{CH4-se} = Por_{bi} \quad (5.18)$$

$$\rho_{bi-pr} \cdot Por_{CH4-pr} + \rho_{bi-se} \cdot Por_{CH4-se} = \rho_{bi} \quad (5.19)$$

$$\frac{P_{CH4-pr-h}}{Por_{bi-pr}} = \frac{RSV_{pr-h}}{\rho_{bi-pr}} \quad (5.20)$$

$$\frac{P_{CH4-se-h}}{Por_{bi-se}} = \frac{RSV_{se-h}}{\rho_{bi-se}} \quad (5.21)$$

$$Por_{CH4-pr} = \frac{M_{SV-pr} \cdot \eta_{bc-pes} \cdot P_{CH4-pr-h}}{M_{SV-pr} \cdot \eta_{bc-pes} \cdot P_{CH4-pr-h} + M_{SV-se} \cdot \eta_{bc-pes} \cdot P_{CH4-se-h}} \quad (5.22)$$

$$Por_{CH4-se} = \frac{M_{SV-se} \cdot \eta_{bc-pes} \cdot P_{CH4-se-h}}{M_{SV-pr} \cdot \eta_{bc-pes} \cdot P_{CH4-pr-h} + M_{SV-se} \cdot \eta_{bc-pes} \cdot P_{CH4-se-h}} \quad (5.23)$$

donde Por_{CH4-pr} porcentaje volumétrico de CH_4 originado de los SV primarios (%), Por_{CH4-se} porcentaje volumétrico de CH_4 originado de los SV secundarios (%), ρ_{bi} la densidad del biogás de la mezcla resultante de ambos tipos de fangos (kg/m^3), $P_{CH4-pr-h}$ y $P_{CH4-se-h}$ la producción específica de CH_4 por kg de SV primario hidrolizado y secundario hidrolizado de entrada ($m^3 CH_4/kg$ SV entrada) y por último, RSV_{pr-h} y RSV_{se-h} , la reducción de SV del fango primario y secundario hidrolizados (%).

Las incógnitas son cuatro, Por_{bi-pr} , Por_{bi-se} , ρ_{bi-pr} y ρ_{bi-se} y el número de ecuaciones también cuatro, Ecuaciones 5.18-5.21, pues los parámetros Por_{CH4-pr} y Por_{CH4-se} de las Ecuaciones 5.22 y 5.23 se pueden calcular directamente, por lo que se trata de resolver este sistema lineal anterior de cuatro ecuaciones con cuatro incógnitas. Una vez obtenidos estos valores anteriores, aplicando las Ecuaciones 5.24-5.27 es posible calcular el flujo volumétrico de biogás (V_{bi-pr} , V_{bi-se} , m^3/h) y el flujo másico de biogás (M_{bi-pr} , M_{bi-se} , kg/h) según sea el fango, primario o secundario.

$$V_{bi-pr} = M_{SV-pr} \cdot \eta_{bc-pes} \cdot P_{CH4-pr-h} \quad (5.24)$$

$$V_{bi-se} = M_{SV-se} \cdot \eta_{bc-pes} \cdot P_{CH4-se-h} \quad (5.25)$$

$$M_{bi-pr} = \frac{V_{bi-pr}}{\rho_{bi-pr}} \quad (5.26)$$

$$M_{bi-se} = \frac{V_{bi-se}}{\rho_{bi-se}} \quad (5.27)$$

b. El fango primario no se hidroliza y el fango secundario sí, caso $X=100\%$.

En este caso, las Ecuaciones 5.18-5.27 son idénticas, resultando sólo modificadas los valores de los parámetros del fango primario, que ahora no se hidroliza, además de que dicho fango no sufre pérdida de SV en postpesado.

$$\frac{P_{CH4-pr}}{Por_{bi-pr}} = \frac{RSV_{pr}}{\rho_{bi-pr}} \quad (5.28)$$

$$Por_{CH4-pr} = \frac{M_{SV-pr} \cdot P_{CH4-pr}}{M_{SV-pr} \cdot P_{CH4-pr} + M_{SV-se} \cdot \eta_{bc-pes} \cdot P_{CH4-se-h}} \quad (5.29)$$

$$Por_{CH4-se} = \frac{M_{SV-se} \cdot \eta_{bc-pes} \cdot P_{CH4-se-h}}{M_{SV-pr} \cdot P_{CH4-pr} + M_{SV-se} \cdot \eta_{bc-pes} \cdot P_{CH4-se-h}} \quad (5.30)$$

$$V_{bi-pr} = M_{SV-pr} \cdot P_{CH4-pr} \quad (5.31)$$

donde P_{CH4-pr} es la producción específica de CH_4 por kg de SV primario de entrada ($m^3 CH_4/kg$ SV entrada), RSV_{pr} la reducción de SV del fango primario (%).

La Figura 5.9a muestra una serie de instalaciones para el agitación de biogás existentes en la cúpula de los digestores, válvula de vacío-sobrepresión y tuberías de las lanzas de biogás y la Figura 5.9b el compresor de paletas de agitación de biogás de los digestores de la EDAR de Burgos, donde se puede observar el sistema de refrigeración mediante agua de servicios generales ubicado al fondo y el pote de media presión para eliminación parcial del agua existente en el biogás, ubicado al frente del compresor.

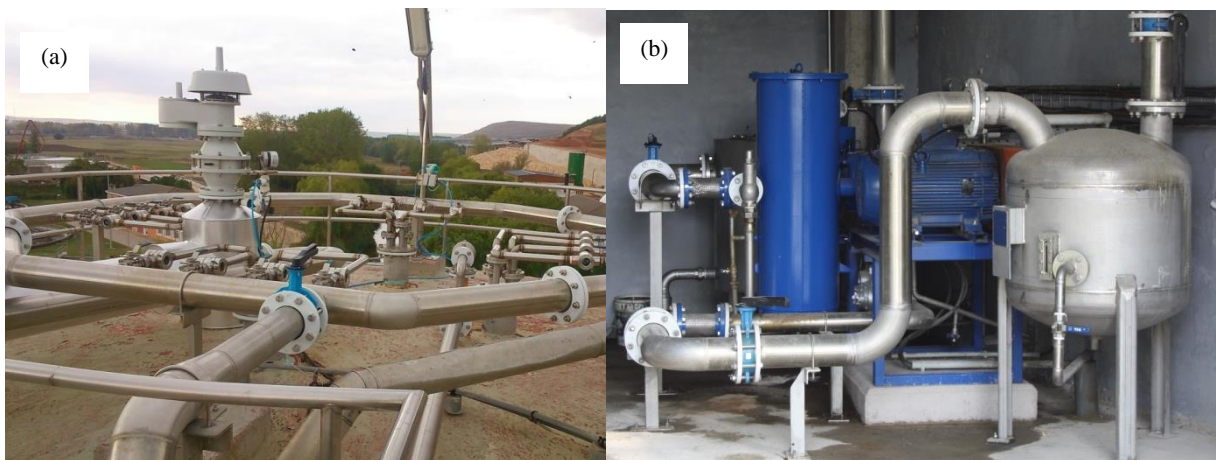
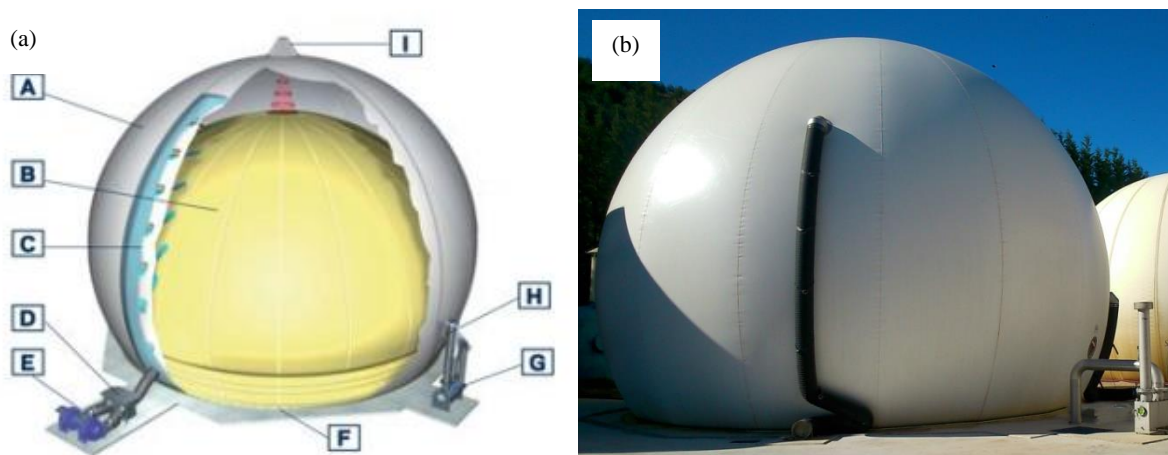


Figura 5.9. Agitación de biogás en digestores de los escenarios 2, 3 y 4. **a)** Instalaciones de en cúpula de digestores. **b)** Compresor de paletas de agitación de biogás (EDAR, 2016).

Bloque 2, gasómetros.

Los gasómetros del escenario 1 eran un total de 3 uds con una capacidad de 780 m³/ud, volumen total 2.340 m³, volumen total STP 2.106 m³, mientras que ahora se ha instalado un gasómetro adicional de 810 m³/ud, con lo que el volumen total instalado asciende a 3.150 m³ y el volumen total STP a 2.838 m³. Las características de este nuevo gasómetro son idénticas a los tres instalados del escenario 1. La capacidad total de energía térmica almacenada en ellos asciende ahora a 60.279 MJ mientras la presión de biogás en la red se mantiene en el mismo valor del escenario 1. En la Figura 5.10a se puede ver cada una de las partes de que está compuesto un gasómetro de doble membrana similar a los de la EDAR de Burgos (Sattler, 2014) y la Figura 5.10b se aprecia uno de los cuatro gasómetros existentes en esta EDAR, donde se puede observar también la soplante y la válvula de seguridad instaladas en la parte inferior de la derecha.



A, membrana exterior; B, membrana interior, C, sistema de flujo de aire; D, válvula de conservación de aire; E, soplante de aire de apoyo; F, anillo de anclaje; G, válvula de seguridad; H, mirilla e I, medición del nivel del depósito.

Figura 5.10. Gasómetros de los escenarios 2, 3 y 4. **a)** Esquema de un gasómetro de doble membrana (Sattler, 2014). **b)** Gasómetro instalado (EDAR, 2016).

Bloque 3, motogeneradores.

Los motogeneradores de biogás de la EDAR de Burgos son motores térmicos de ciclo Otto de cuatro tiempos, con turbocompresión y postenfriado del aire de admisión, de mezcla pobre (*lean burn*), con un sistema de encendido electrónico, colectores de gases de escape

refrigerados por agua del circuito principal y turbinas de gases acopladas a los turbocompresores. El sistema de control de carburación es de tipo inteligente y capaz de mantener el punto óptimo en las prestaciones y emisiones dentro del rango establecido ante oscilaciones en la composición del biogás, modificaciones del grado de carga o variaciones en las condiciones de suministro. Está formado por una válvula de control de combustible inteligente, dos carburadores tipo Venturi, colectores de admisión laterales con válvulas de seguridad por sobrepresión y válvulas de mariposa para control de la carburación, velocidad y grado de carga (EDAR, 2016).

Cada uno de los motogeneradores dispone de tres circuitos de refrigeración diferentes, que son los siguientes (EDAR, 2016):

- *Circuito principal*: refrigeración del bloque y culatas, temperatura de entrada del agua en el primario del intercambiador 90 °C, potencia nominal del intercambiador 299 kW, caudal de agua del circuito primario 80 m³/h y caudal de agua del secundario de enfriamiento en las torres de refrigeración, 40 m³/h para cada unidad.
- *Circuito auxiliar*: refrigeración del *intercooler* (intercambiador de refrigeración del aire admisión) y enfriador de aceite de lubricación, temperatura de entrada del agua en el primario del intercambiador 55 °C, potencia nominal del intercambiador 110 kW, caudal de agua del circuito primario 25 m³/h y caudal de agua del secundario de enfriamiento en las torres refrigeración, 30 m³/h para cada unidad.
- *Circuito de emergencia*: tiene por misión ayudar a la refrigeración del bloque y culatas en caso de que el circuito principal sea insuficiente. La temperatura de entrada del agua en el primario del intercambiador es variable, potencia nominal del intercambiador 99 kW, caudal de agua del circuito primario 25 m³/h, caudal de agua del secundario de enfriamiento en las torres refrigeración, 30 m³/h para cada unidad. Este circuito secundario está situado en serie con el secundario del circuito auxiliar, siendo sus primarios totalmente independientes.

Los tres circuitos se enfrían mediante sistemas cerrados de agua conectados a las torres de refrigeración existentes en la planta y están formados por intercambiadores de calor de placas, vasos de expansión, válvulas termostáticas, válvulas de tres vías y bombas de circulación de los circuitos primario y secundario. El circuito principal también proporciona energía térmica al agua de alimentación de la caldera en el intercambiador de precalentamiento de agua de alimentación mediante una derivación existente en el circuito secundario a las torres

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

de refrigeración y dispone de una bomba de impulsión independiente para este circuito, mientras que el circuito auxiliar disipa toda su potencia térmica en las torres de refrigeración al igual que en el escenario 1.

La EDAR dispone ahora de un total de cinco torres de refrigeración con una potencia térmica unitaria nominal de 274 kW/ud, lo que supone un total de 1.370 kW de capacidad nominal de refrigeración instalada (EDAR, 2016). Todos los datos de los parámetros de los motogeneradores Guascor SFGLD360s, denominados M₅₉₈, han sido suministrados por la referencia (EDAR, 2016). Las condiciones de referencia de todos los parámetros indicados son las ISO 3046/1: altitud 100 m, presión ambiente 100 kPa, temperatura ambiente 25 °C y humedad relativa 30%.

La potencia eléctrica ISO de los motogeneradores SFGLD360s es de 610 kW en estas condiciones, pero a la altitud de Burgos de 830 m, ésta se reduce a 598 kW, resultando un 2% de pérdida debido a la altitud. Además de estas cuatro condiciones ISO, el motogenerador tiene que cumplir con la condición de no sobrepasar una contrapresión máxima en los gases de escape de 450 mm c.d.a (columna de agua, equivalente a 10 kPa/c.d.a). En la Tabla 5.4 figuran los parámetros geométricos más importantes de cada motogenerador M₅₉₈.

Tabla 5.4. *Parámetros geométricos de los motogeneradores M₅₉₈ de los escenarios 2, 3 y 4.*

<i>Parámetros</i>	<i>Valores</i>
Cilindrada total (cm ³)	35.900
Número de cilindros (uds)	12 en V
Cilindrada unitaria (cm ³)	2.993
Diámetro pistón (cm)	15,2
Carrera (cm)	16,5
Relación carrera/diámetro	1,08
Area del pistón (cm ²)	181
Relación de compresión	11,6/1
Volumen cámara combustión (cm ³)	282

El modo de funcionamiento del control eléctrico habitual es en paralelo con la red, con lazo de control de importación de valores programable o por fijación de la consigna de potencia eléctrica por parte del operador de forma manual mientras su sincronización con la red se realiza mediante un control totalmente automático. La rampa de biogás para el control del suministro de combustible a los cilindros tiene una regulación de presión de 115-150 kPa. Dispone de un silenciador de los gases de escape de 30 dB de atenuación sonora y de una válvula distribuidora

de los gases de escape, con actuador motorizado de funcionamiento proporcional para el reparto del caudal de los gases a la zona de recuperación de calor de la caldera o directamente a la atmósfera a través de la chimenea (EDAR, 2016).

La Tabla 5.5 muestra el resto de parámetros de los M₅₉₈ en función del grado de carga: parámetros operativos, de funcionamiento, pérdidas, rendimientos, consumos, O₂ seco en los gases de escape, caudales máxicos de aire y gases y potencia térmica de los circuitos de refrigeración. Las tolerancias de estos motogeneradores son las mismas indicadas ya previamente en el apartado 4.7 para los tres motogeneradores del escenario 1.

Tabla 5.5. Resto de parámetros de los motogeneradores M₅₉₈ de los escenarios 2, 3 y 4.

Parámetros	Grado carga			
	100 %	80 %	60 %	40 %
Régimen de giro (rpm)	1.500	1.500	1.500	1.500
Dosado (%)	9,6	9,2	9,6	9,6
Velocidad lineal media del pistón (m/s)	8,3	8,3	8,3	8,3
Contrapresión máxima escape (mm cda)	450	450	450	450
Potencia mecánica indicada (kW)	617	494	370	247
Potencia eléctrica efectiva (cosφ=1) (kW)	598	478	357	236
Par efectivo (N·m)	3.807	3.043	2.273	1.502
Potencia específica efectiva (W/cm ³)	16,7	13,3	10	6,7
Carga térmica o potencia por unidad de área de pistón (kW/cm ²)	3,3	2,6	2	1,3
*Presión media efectiva (barg)	13,7	11	8,2	5,5
Pérdida potencia radiación (kW)	28	25	21	17
Pérdida potencia mecánicas (kW)	19	16	13	11
Pérdida potencia gases escape (25 °C) (kW)	476	406	330	252
Pérdida potencia gases escape (120 °C) (kW)	375	323	264	203
Temperatura gases escape (°C)	474	488	503	518
Caudal máxico aire admisión (kg/h)	3.030	2.510	1.970	1.460
Caudal máxico gases escape (húmedos) (kg/h)	3.320	2.740	2.160	1.600
Rendimiento mecánico (%)	40,3	38,8	36,6	32,9
Rendimiento eléctrico (cosφ=1) (%)	39,1	37,6	35,3	31,4
Consumo combustible (kW)	1.530	1.272	1.012	752
Oxígeno seco gases escape (%)	9	8,8	8,5	8,2
Pérdida potencia circuito principal agua (kW)	299	244	195	155
Pérdida potencia circuito auxiliar agua (kW)	110	103	96	81
Pérdida potencia intercooler (kW)	36	33	30	20
Pérdida potencia intercambiador aceite (kW)	74	70	66	61

*Barg equivale a 10⁵ Pa sin considerar la presión atmosférica

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

El alternador es la máquina eléctrica encargada de convertir la energía mecánica generada en los motores térmicos de biogás en energía eléctrica. Es un generador tipo síncrono con excitación AREP (Alternative Regulation Excitation Poly-phase), autoexcitado sin escobillas ni colectores y con cebado automático por medio de la tensión remanente. Permiten una variación del factor de potencia entre 0,8-1. Está conectado mecánicamente a los motores de biogás mediante un acoplamiento semielástico e instalados ambos sobre una robusta bancada metálica anclada al hormigón armado de la solera. Las características técnicas básicas de los alternadores acoplados a los motores de biogás figuran en la Tabla 5.6.

Tabla 5.6. *Parámetros básicos de los alternadores de los escenarios 2, 3 y 4.*

<i>Parámetros</i>	<i>Valores</i>
Potencia aparente (kVA)	753
Tensión (V)	400
Clase aislamiento	H
Frecuencia (Hz)	50
*Velocidad de giro (rpm)	1.500

**rpm, número de revoluciones por minuto*

La Figura 5.11a permite apreciar un motogenerador M₅₉₈ instalado y funcionando en la EDAR, mostrando en primer término la línea eléctrica para la evacuación de la energía generada y la Figura 5.11b los intercambiadores de calor de los circuitos de refrigeración principal y auxiliar y la bomba del circuito primario.

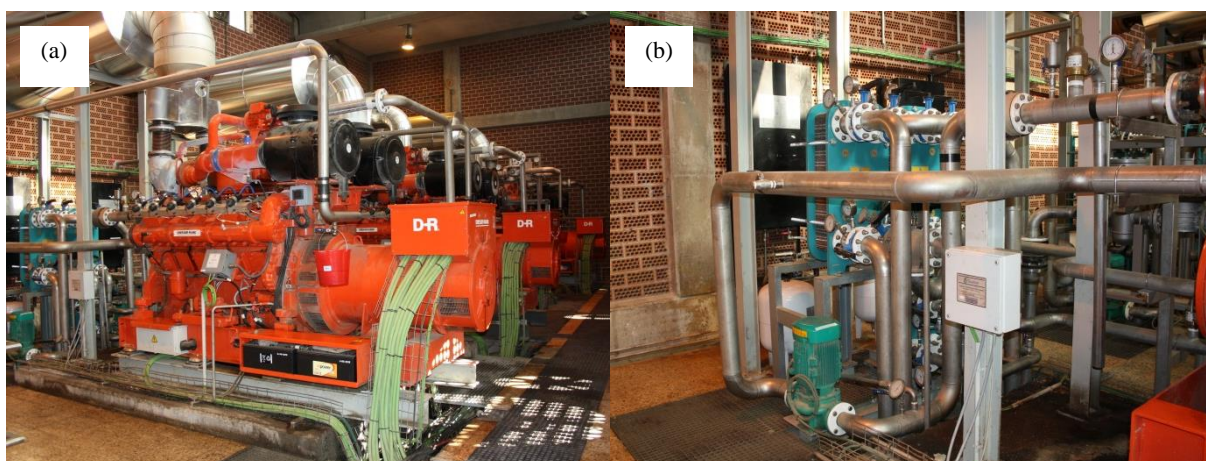


Figura 5.11. *Motogeneración de los escenarios 2, 3 y 4. a) Motogenerador Guascor SFGLD360s instalado y funcionando. b) Intercambiadores de calor de los circuitos de refrigeración principal y auxiliar (EDAR, 2016).*

Bloque 4, caldera de recuperación.

La caldera de recuperación es pirotubular horizontal mixta con aporte energético de los gases de escape procedentes de los motogeneradores y/o de un quemador de biogás que dispone la propia caldera. El cuerpo de la caldera está formado por un cilindro horizontal con un hogar ondulado hasta la *caja de fuego o cámara de inversión interior*, refrigerada por agua y dotada de cuatro pases de gases, donde los gases procedentes del quemador después de circular por el 1º paso, giran hacia el 2º paso y posteriormente hacia el 3º paso hasta la parte posterior de la caldera donde terminan su recorrido en la *caja de humos* y chimenea. El 4º paso es totalmente independiente y exclusivo para los gases de escape de los motogeneradores, siendo común el lado agua para los dos flujos de gases.

En este tipo de calderas, los gases calientes circulan por el interior de los tubos, estando limitadas a caudales máximos de 20.000 kg/h de vapor y presiones de 2.000 kPa (Sánchez-Naranjo, 2010; Sala-Lizarraga, 1999) no pudiéndose obtener vapor sobrecalentado, sin embargo, son más baratas y fáciles de limpiar que las acuotubulares.

Las partes principales en que se se puede dividir la caldera de recuperación pirotubular son: vaporizador, economizador, quemador, zona de recuperación de calor, chimenea, purgas de sales y lodos, sistema de tratamiento del agua alimentación (descalcificación, dosificación química y tanque de almacenamiento de agua descalcificada), intercambiador de calor del circuito refrigeración principal y bombas de agua de alimentación.

Los circuitos principales de la caldera son:

- *Circuito de agua-vapor*: formado por depósito de agua tratada, bombas de agua de alimentación, intercambiador de precalentamiento de agua de alimentación, economizador, vaporizador y vapor vivo a reactores.
- *Circuito de gases*: formado a su vez por el circuito 1, gases del quemador, vaporizador y chimenea y un circuito 2, gases de escape de los motogeneradores, vaporizador, economizador y chimenea.

Un aspecto muy importante a considerar en el diseño de estas calderas es la temperatura de salida de los gases de escape del economizador hacia la chimenea. Como el combustible es biogás, que contiene óxidos de azufre, la temperatura de salida de los gases debe ser mayor que la de condensación de los humos para evitar la formación de H_2SO_4 y que pueda corroer los tubos del economizador. Esta temperatura de los gases de escape de salida debe estar entre los

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

140-160 °C (Sánchez-Naranjo, 2010), adoptándose en esta tesis 142 °C. Por otro lado, la temperatura de salida de los gases del quemador al exterior, al no circular por el economizador, se corresponde justamente con la de salida del evaporador.

Existen dos parámetros muy importantes a tener en cuenta tanto en el diseño como en la operación de la caldera de recuperación:

- *Approach Point*: diferencia entre la temperatura de saturación del agua del vaporizador y la de salida del economizador. Suele tener valores entre 5-20 °C (Sánchez-Naranjo, 2010) y 6-17 °C (Fernández-Díez, 2017). Constituye uno de los parámetros de funcionamiento y debe tener un valor tal que, para todas las cargas térmicas no se produzca evaporación en el economizador. Cuanto menor valor tenga, mayores serán la producción de vapor, los costes de la caldera y la pérdida de carga.
- *Pinch-Point*: diferencia de temperatura entre los gases a la salida del vaporizador y la de saturación del agua. Suele tener valores entre 8-22 °C (Sánchez-Naranjo, 2010), 11-28 °C (Fernández-Díez, 2017), 5-25 °C (Villares-Martín, 2000) y 15-35 °C (Sala-Lizarraga, 1999). Constituye uno de los parámetros de diseño. Si es grande, la extracción de energía de los gases es baja y la superficie de intercambio necesaria es pequeña. Si es pequeño, los gases han cedido una proporción grande de su energía térmica, lo que requiere una superficie grande. Cuanto menor sea el pinch-point, mayor tamaño tendrá la caldera.

Los modos de funcionamiento posibles de este tipo de calderas son tres: sólo recuperación de calor, sólo quemador y mixto con recuperación de calor y quemador. Cuando la caldera funciona en modo *sólo recuperación calor*, se aprovecha únicamente la energía térmica de los gases de escape de los motogeneradores y circula todo el flujo másico de gases por el circuito vaporizador-economizador-chimenea. Con la caldera en funcionamiento *solo quemador*, la totalidad de la energía térmica necesaria es suministrada por los gases del quemador alimentado por biogás, siendo el recorrido de los gases el circuito vaporizador-chimenea, sin pasar por el economizador, por lo que en este caso, el agua de alimentación al vaporizador no es nuevamente precalentada en el economizador y tendrá una temperatura de 80 °C al entrar en el vaporizador, con la consiguiente pérdida energética y de rendimiento. Cuando la caldera funciona de *forma mixta*, la energía térmica se obtiene de los gases de escape de los motogeneradores y de los gases del quemador de biogás. Debido a que los gases del quemador sólo atraviesan el vaporizador y no el economizador, hay dos flujos independientes de gases:

del quemador y de escape de los motogeneradores. Estos dos flujos se unen finalmente en la chimenea y salen al exterior.

La Figura 5.12a muestra una caldera de recuperación horizontal pirotubular mixta, donde se puede divisar en la parte izquierda inferior el quemador de biogás, en la parte izquierda superior la entrada de gases, parte inferior derecha las bombas de agua de alimentación y parte superior derecha el economizador y la salida de gases hacia la chimenea. La Figura 5.12b visualiza otra caldera similar donde se aprecia en la parte superior izquierda el depósito de agua de alimentación tratado totalmente aislado térmicamente y situado a una altura de unos 5 m sobre el nivel del suelo.

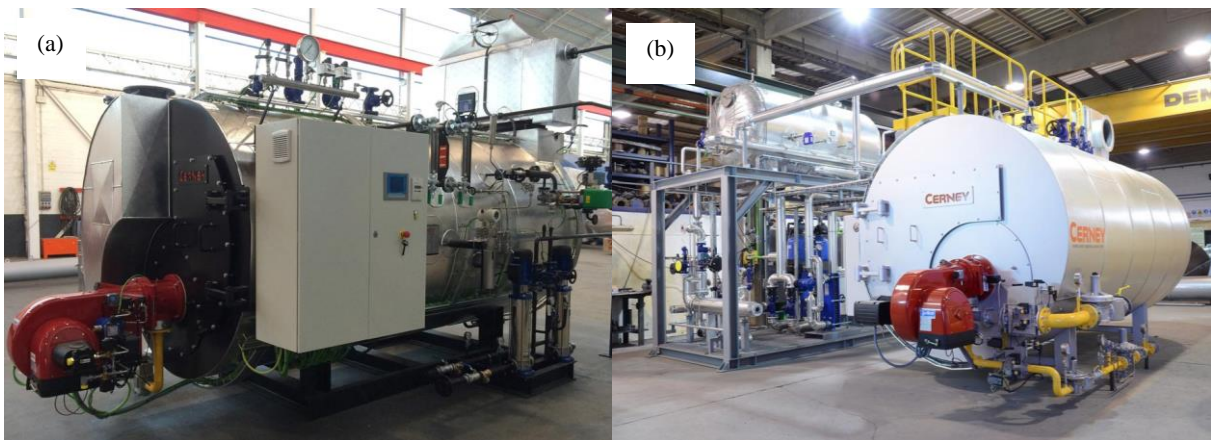


Figura 5.12. Calderas de recuperación del escenario 2. **a)** y **b)** Calderas de recuperación pirotubulares horizontales mixtas similares a la EDAR de Burgos (Cerney, 2019).

La Ecuación 5.32 permite calcular la potencia térmica necesaria de la caldera para suministrar el flujo másico de vapor vivo a la temperatura de saturación deseada. Esta ecuación se compone de cuatro sumandos: precalentamiento del agua de alimentación en el intercambiador del circuito principal, precalentamiento en el economizador, calentamiento en el vaporizador y cambio de estado agua-vapor en el vaporizador.

$$PT_{cr} = \frac{M_{aa} \cdot c_{p-agua} \cdot (T_{prec-aa} + T_{ec-aa} + T_{ev-aa}) + M_{vv} \cdot h_{vv-sat}}{3.600} \quad (5.32)$$

donde PT_{cr} es la potencia térmica total de la caldera de recuperación (kW), M_{aa} el flujo másico de agua de alimentación (kg/h), $T_{prec-aa}$ y T_{ec-aa} las temperaturas de precalentamiento del agua de alimentación en el intercambiador de agua de alimentación y en el economizador (°C), T_{ev-aa} la temperatura de evaporación del agua de alimentación (°C) y h_{vv-sat} la entalpía del vapor vivo saturado (kJ/kg). La potencia térmica efectiva de la caldera (PT_{cr-ef} , kW) está indicada en

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

la Ecuación 5.33, pues el agua de alimentación ya dispone de una temperatura de 80 °C a su entrada en ella.

$$PT_{cr-ef} = PT_{cr} - \frac{M_{aa} \cdot c_{p-agua} \cdot T_{prec-aa}}{3.600} \quad (5.33)$$

Punto de operación del sistema motogeneradores-caldera de recuperación.

Para efectuar los balances de masa y energía de la línea de biogás ha sido necesario calcular primeramente el “*punto de operación del sistema motogeneradores-caldera de recuperación*”, pues ambos equipos se encuentran ligados por el bucle formado por la potencia térmica de los gases de escape producidos en los motogeneradores y aprovechados en la caldera. El “*punto de operación*” de esta tesis se define como el valor del reparto del consumo del biogás producido en los digestores entre motogeneradores y caldera de recuperación de forma que el sistema pueda funcionar en continuo y constituye el parámetro fundamental para determinar la generación de energía eléctrica y el autoconsumo de biogás en la caldera.

La Figura 5.13 muestra el esquema de operación de la línea de biogás donde se puede observar la aportación de energía térmica por parte de los gases de escape a la caldera de recuperación, de forma que, de cuanto más energía dispongan, menor será el consumo de biogás en la caldera.

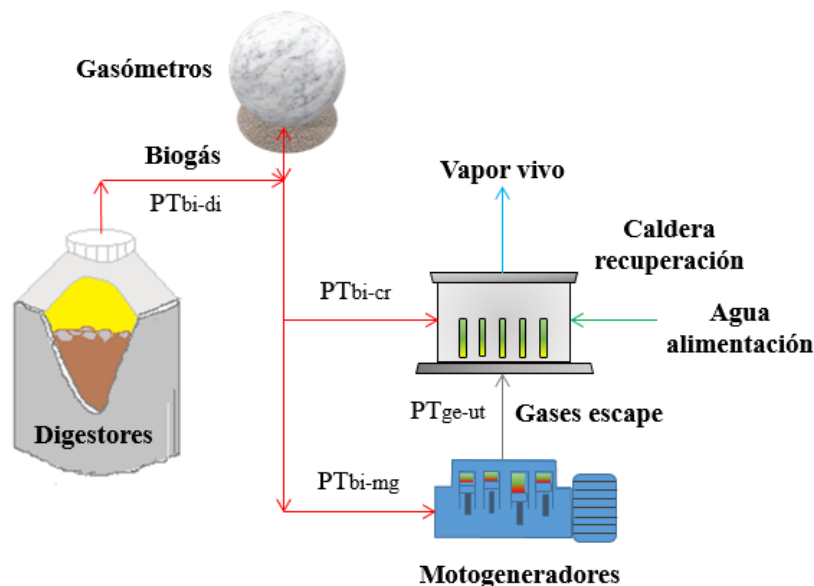


Figura 5.13. Cálculo del punto de operación del sistema motogeneradores-caldera.

En las tecnologías batch, el biogás producido en los digestores se consume íntegramente en los motogeneradores y la caldera de recuperación, aunque los gasómetros tienen la

particularidad de que suministran biogás a la caldera en la etapa de inyección de vapor y lo recuperan en la etapa de no inyección. En las tecnologías continuas, los gasómetros únicamente almacenan y mantienen la presión de la red de biogás, ejerciendo las mismas funciones que en la digestión anaerobia del escenario 1.

El cálculo del punto de operación responde siempre a la resolución analítica de las ecuaciones de las siguientes dos rectas:

- *Recta de consumo de biogás en la caldera de recuperación.*
- *Recta de consumo de biogás en el sistema motogeneradores-caldera de recuperación.*

La recta de consumo de biogás en la caldera depende de la potencia útil de los gases de escape de los motogeneradores, por lo que, antes de proceder a efectuar el planteamiento de dichas rectas, se van a establecer las ecuaciones que permitan calcular dicha potencia térmica útil de los gases de escape. Al operar los motogeneradores Guascor de biogás con un dosado (relación masa combustible/masa aire, %) real del 9,6% (EDAR, 2016), lo que supone un exceso de aire de combustión del 53% sobre el estequiométrico y con un contenido medio de O₂ en los gases de escape del 8,6%, se puede admitir con la suficiente exactitud que la entalpía de los gases de escape es prácticamente igual a la del aire en las mismas condiciones, pues estos gases están formados principalmente por N₂ seguido muy de lejos por CO₂, O₂ y trazas pequeñas de vapor de agua, con unos valores del calor específico muy similares al del aire todos ellos a estas temperaturas, excepto el vapor de agua, afectándole muy poco al ser pequeña su composición porcentual en dichos gases.

La ecuación de cálculo del calor específico del aire de la NASA (Abu-Nada et al., 2006) aporta unos resultados prácticamente exactos de este parámetro a todas las temperaturas, sin embargo la fórmula simplificada reportada por Lozano (Lozano, 2014) mediante la Ecuación 5.34 para la entalpía específica de los gases de escape y considerando el intervalo de temperaturas de funcionamiento de 474-518 °C, se ha considerado que esta ecuación resulta lo suficientemente aproximada para todos los cálculos que es necesario realizar, siendo la que se ha adoptado en esta tesis. Las Ecuaciones 5.35 y 5.36 permiten calcular las entalpías específicas de los gases de escape de entrada y salida de la caldera mientras que por medio de la Ecuación 5.37 es posible obtener la potencia térmica útil de los gases de escape.

$$h_{ge} = 1,03 \cdot T_{ge} + 1,18 \cdot 10^{-4} \cdot T_{ge}^2 \quad (5.34)$$

$$h_{ge-en} = 1,03 \cdot T_{ge-en} + 1,18 \cdot 10^{-4} \cdot T_{ge-en}^2 \quad (5.35)$$

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

$$h_{ge-sa} = 1,03 \cdot T_{ge-sa} + 1,18 \cdot 10^{-4} \cdot T_{ge-sa}^2 \quad (5.36)$$

$$PT_{ge-ut} = \frac{N_{mg} \cdot M_{ge} \cdot (h_{ge-en} - h_{ge-sa})}{3.600} \quad (5.37)$$

donde h_{ge} y T_{ge} son la entalpía específica (kJ/kg) y temperatura de los gases de escape (°C), h_{ge-en} y h_{ge-sa} la entalpía específica de los gases de escape de entrada y salida a la caldera (kJ/kg), T_{ge-en} y T_{ge-sa} la temperatura de los gases de escape de entrada y salida (°C), PT_{ge-ut} la potencia térmica útil de los gases de escape (kW), N_{mg} el número de motogeneradores (uds) y M_{ge} el flujo másico de los gases de escape por motogenerador (kg/h)

Tecnologías tipo batch.

a. Ciclo batch.

Las Ecuaciones 5.38 y 5.39 corresponden a la “*recta de consumo de la caldera de recuperación*” del ciclo batch, con nomenclatura en minúsculas.

$$pt_{bi-cr} = \frac{pt_{cr} - \eta_{cr} \cdot pt_{ge-ut} - pt_{aa}}{\eta_{qu}} \quad \text{para } 0 \leq t \leq t_{iny} \text{ (etapa inyección)} \quad (5.38)$$

$$pt_{bi-cr} = 0 \quad \text{para } t_{iny} \leq t \leq t_{ciclo} \text{ (etapa no inyección)} \quad (5.39)$$

donde pt_{bi-cr} es el biogás consumido en el quemador de la caldera (kW), pt_{cr} la potencia térmica de la caldera (kW), η_{cr} el rendimiento de la caldera (%), pt_{aa} la potencia térmica del agua de alimentación a caldera (kW) y η_{qu} el rendimiento del quemador de la caldera (%).

Las Ecuaciones 5.40 y 5.41 representan la “*recta de consumo de biogás del sistema motogeneradores y caldera de recuperación*” ciclo batch. La Ecuación 5.42 permite calcular el tiempo de inyección de vapor vivo en los reactores (t_{iny} , min), la Ecuación 5.43 el tiempo total del ciclo (t_{ciclo} , min), la Ecuación 5.44 el tiempo de no inyección de vapor del ciclo (t_{no-iny} , min) y las Ecuación 5.45 la igualdad de la energía suministrada y recuperada por los gasómetros en cada ciclo (kJ).

$$PT_{bi-di} + *pt_{bi-gas} = PT_{bi-mg} + pt_{bi-cr} \quad \text{para } 0 \leq t \leq t_{iny} \text{ (etapa inyección)} \quad (5.40)$$

$$PT_{bi-di} - **pt_{bi-gas} = PT_{bi-mg} + 0 \quad \text{para } t_{iny} \leq t \leq t_{ciclo} \text{ (etapa no inyección)} \quad (5.41)$$

$$t_{iny} = m_{vv-cr-no} \cdot 60 \cdot m_{vv} \quad (5.42)$$

$$t_{ciclo} = \frac{m_{ST-re} \cdot N_{re} \cdot 60}{M_{ST-re}} \quad (5.43)$$

$$t_{iny} + t_{no-iny} = t_{ciclo} \quad (5.44)$$

$$*pt_{bi-gas} \cdot t_{iny} = **pt_{bi-gas} \cdot t_{no-iny} \quad (5.45)$$

donde pt_{bi-di} es la potencia térmica del biogás generado en los digestores (kW), $*pt_{bi-gas}$ la potencia térmica del biogás cedido por los gasómetros durante la etapa de inyección (kW), $**pt_{bi-gas}$ la potencia térmica del biogás cedido por los gasómetros durante la etapa de no inyección (kW), m_{ST-re} la masa de ST en el reactor por batch (kg/batch), $m_{vv-cr-no}$ el flujo másico nominal de vapor de la caldera (kg/h), m_{vv} la masa de vapor inyectado (kg/batch), N_{re} el número de reactores (uds), M_{ST-re} el flujo másico de ST en reactores (kg/h), t es un tiempo genérico (min), t_{iny} y t_{no-iny} los tiempos de inyección de vapor vivo en reactores y de no inyección (min). PT_{bi-di} y PT_{bi-mg} nunca son parámetros tipo batch pues siempre operan de forma continua. El paso de un parámetro batch a ciclo medio consiste en multiplicar por el factor (t_{iny}/t_{total}) . Para calcular el punto de operación durante la etapa de inyección, se trata de resolver el sistema de cuatro Ecuaciones 5.38, 5.40, 5.41 y 5.45 con cuatro incógnitas pt_{bi-cr} , pt_{bi-mg} , $*pt_{bi-gas}$ y $**pt_{bi-gas}$, de las cuales, las dos primeras constituyen el punto de operación tipo batch.

b. Ciclo medio.

La Ecuación 5.46 representa la “*recta de consumo de biogás de la caldera de recuperación*” del ciclo medio, con nomenclatura en mayúsculas.

$$PT_{bi-cr} = \frac{PT_{cr} - \eta_{cr} \cdot PT_{ge-ut} - PT_{aa}}{\eta_{qu}} \quad (5.46)$$

La Ecuación 5.47 se corresponde con la “*recta de consumo de biogás en el sistema motogeneradores-caldera de recuperación*” del ciclo medio.

$$PT_{bi-di} = PT_{bi-mg} + PT_{bi-cr} \quad (5.47)$$

Las soluciones PT_{bi-mg} y PT_{bi-cr} al sistema de dos Ecuaciones 5.46 y 5.47 con dos incógnitas constituye el punto de operación del ciclo medio tipo batch.

Las ecuaciones de cálculo del punto de operación de las tecnologías continuas son exactamente las mismas del ciclo medio indicadas anteriormente, Ecuaciones 5.46 y 5.47.

5.4. RESULTADOS DE LOS BALANCES.

En este apartado se han planteado las ecuaciones necesarias para calcular los parámetros de operación de cada unidad de hidrólisis térmica correspondiente al bloque 3 de la línea de

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

fangos. Las ecuaciones planteadas para las tecnologías batch han correspondido a los ciclos batch y medio, pues a partir de este último se pueden comparar los parámetros obtenidos para estas tecnologías con las restantes, ya que son continuas. En cada uno de las ocho unidades de hidrólisis térmica analizadas, se han considerado siempre las siguientes condiciones de operación: el flujo másico de ST se mantiene constante, no se considera la acción de los gases de proceso ni tampoco los autoconsumos totales de energía eléctrica del proceso. Para el proceso de cálculo de los parámetros energéticos de los motogeneradores del bloque 4 de la línea de biogás, se muestran a continuación las líneas de tendencia cuyas ecuaciones han sido necesarias para el cálculo del balance de masa y energía de la línea de biogás, variando sus valores desde un mínimo técnico de operación correspondiente a un grado de carga del 40% (EDAR, 2016) hasta su valor máximo a plena carga del 100%, aunque en esta tesis, el máximo real adoptado ha sido del 90%.

Actuando de esta forma, se ha conseguido un funcionamiento en “*tiempo real*” de todo el sistema de la línea de biogás, lo que significa que los rendimientos eléctrico y térmico en los motogeneradores varían en función del grado de carga acontecido en cada momento. Este hecho además tiene un carácter muy importante en los puntos de acoplamiento entre dos o más motogeneradores, pues en ese momento, el rendimiento eléctrico disminuye de forma importante y brusca y como consecuencia, también su producción de energía eléctrica, aunque por otro lado, su energía térmica aumenta.

La Figura 5.14a indica las líneas de tendencia en función del grado de carga de la potencia eléctrica generada, consumo de biogás y rendimiento eléctrico, la Figura 5.14b las de potencia térmica de refrigeración del circuito principal y del auxiliar, la Figura 5.14c las pérdidas mecánicas y por radiación, la Figura 5.14d la potencia térmica de los gases de escape a 25 y 120 °C, la Figura 5.14e los flujos másicos de aire y gases y finalmente, la Figura 5.14f la temperatura de los gases de escape. Se puede observar en todos los casos que el coeficiente de determinación está muy cercano a la unidad, por lo que se puede asegurar que la variación de todos estos parámetros es prácticamente lineal con el grado de carga. Todos los parámetros anteriores aumentan su valor con el grado de carga excepto la temperatura de los gases de escape, que sin embargo disminuye un 8,5% entre los valores comprendidos entre el 40-100%. Esta es la principal causa de que el rendimiento eléctrico tenga un bajo valor ante grados de carga de pequeña magnitud. Aunque esta temperatura sea elevada a bajos niveles de grado de carga, la energía térmica presente en los gases es sin embargo pequeña dado que el flujo másico de gases también lo es.

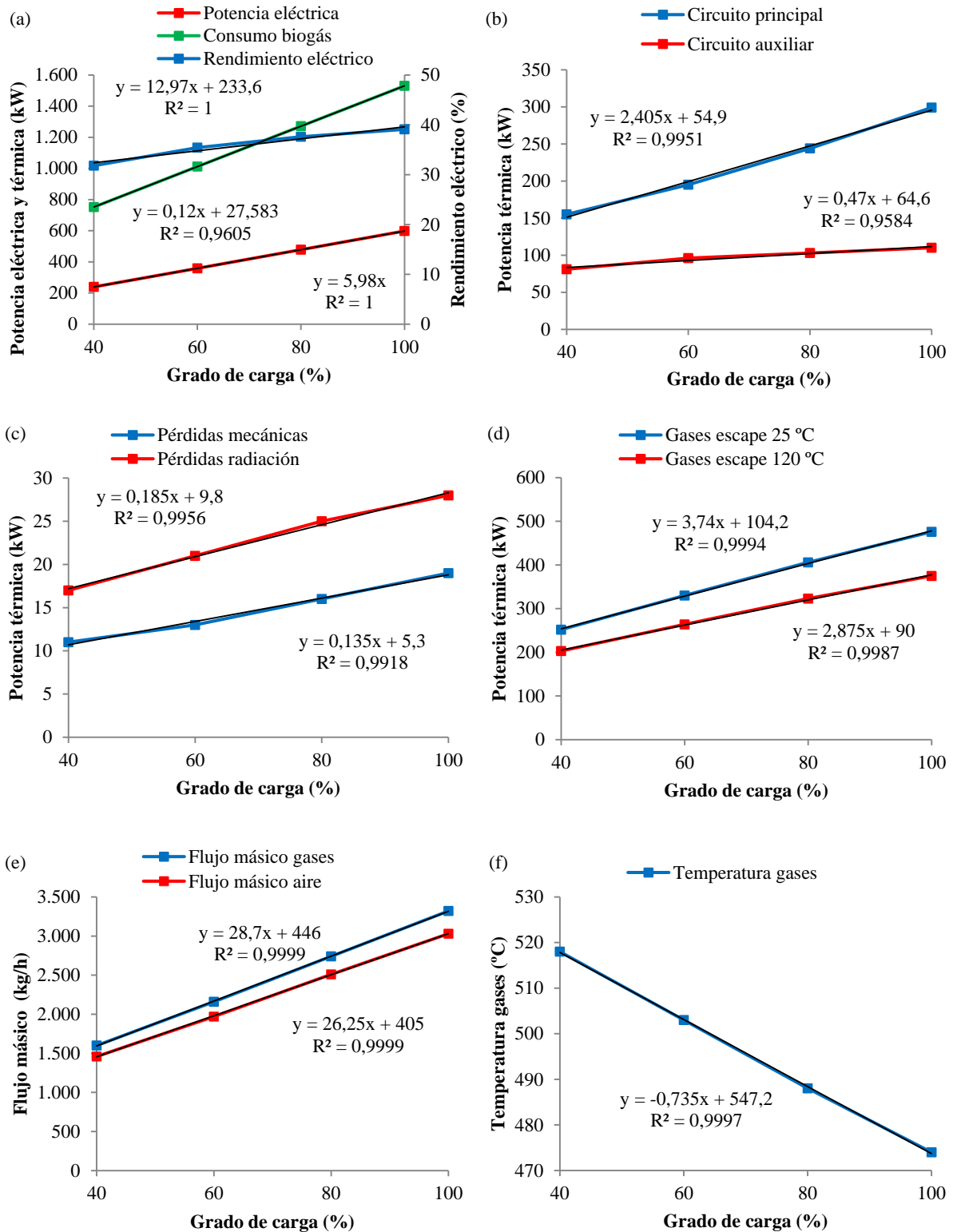


Figura 5.14. Líneas de tendencia de los parámetros de los motogeneradores de los escenarios 2, 3 y 4. **a)** Potencia eléctrica, consumo de biogás y rendimiento eléctrico. **b)** Pérdidas de potencia térmica en el circuito refrigeración principal y auxiliar. **c)** Pérdidas mecánicas y radiación. **d)** Potencia térmica gases escape a 25 y 120 °C. **e)** Flujo másico de gases y aire. **f)** Temperatura de los gases de escape.

5.4.1. Tecnología Cambi.

La Figura 5.15 presenta el esquema de proceso y la nomenclatura de cada una de las variables que intervienen en el desarrollo de la etapa de cálculo del balance de masa y energía de la unidad de hidrólisis térmica Cambi para los ciclos batch y medio.

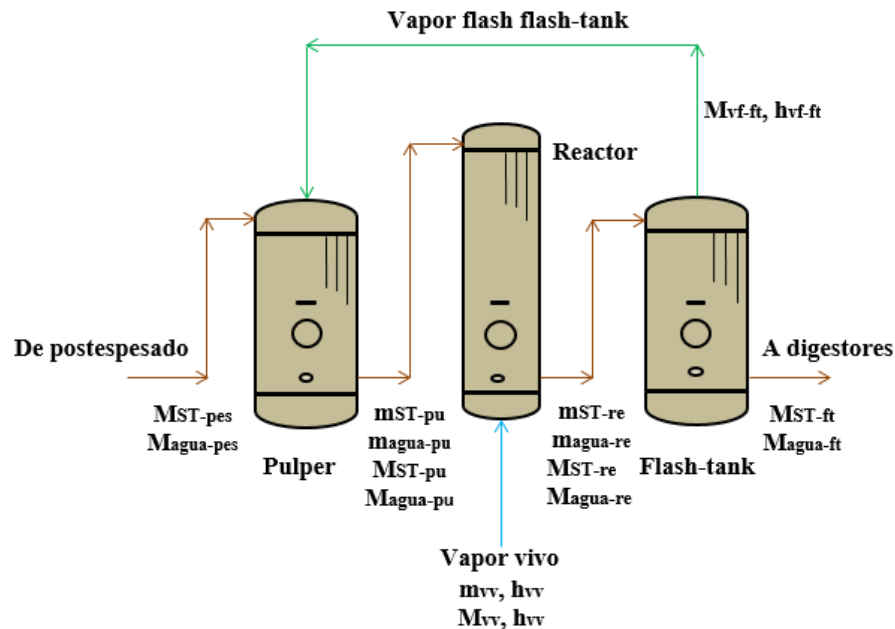


Figura 5.15. Esquema de la unidad de hidrólisis térmica Cambi para el planteamiento de las ecuaciones de cálculo del ciclo batch y medio.

A continuación, se indican en primer lugar las ecuaciones de cálculo de la unidad de hidrólisis térmica Cambi ciclo batch y a continuación las del ciclo medio, con el propósito de obtener todos los valores de los parámetros que definen completamente el proceso.

a. Ecuaciones del ciclo batch.

Las ecuaciones del ciclo batch son exactamente las mismas que para el ciclo medio, con la única diferencia de que el ciclo batch parte de los valores conocidos de ciertos parámetros de los reactores de cada batch (m, kg/batch). La masa total saliente de fango del reactor tiene un valor constante de 6.300 kg/batch con una concentración de ST del 12,8%, resultando una masa de ST de 776 kg/batch (m_{ST-re}) y una masa de agua a la salida del reactor de 5.524 kg/batch ($m_{agua-re}$). El reactor es el único elemento que opera en régimen batch mientras que, tanto el pulper como el flash-tank lo hacen de forma continua gracias a la constante modificación del nivel del fango presente en ellos.

b. Ecuaciones del ciclo medio.

Ecuaciones exteriores.

La Ecuación 5.48 representa el balance de masa y la Ecuación 5.49 el de energía de la unidad de hidrólisis térmica y ambas constituyen las denominadas “*ecuaciones exteriores*” de cálculo del ciclo medio. Para obtener estas ecuaciones, se trata de aislar completamente la unidad de hidrólisis térmica y considerar únicamente aquellas variables que interactúen con el exterior, sin tener en cuenta lo que ocurra en su interior. El sistema aislado de esta forma debe estar totalmente en equilibrio másico y energético.

$$M_{ST-pes} + M_{agua-pes} + M_{vv} = M_{ST-ft} + M_{agua-ft} \quad (5.48)$$

$$M_{ST-pes} \cdot c_{p-ST} \cdot T_0 + M_{agua-pes} \cdot c_{p-agua} \cdot T_0 + M_{vv} \cdot h_{vv} = M_{ST-ft} \cdot c_{p-ST} \cdot T_{ft} + M_{agua-ft} \cdot c_{p-agua} \cdot T_f \quad (5.49)$$

donde M_{ST-pes} y M_{ST-ft} son los flujos másicos de ST del fango de entrada al pulper y de salida del flash-tank (kg/h), $M_{agua-pes}$ y $M_{agua-ft}$ los flujos másicos de entrada de agua del fango al pulper y de salida del flash-tank (kg/h), M_{vv} el flujo másico de vapor vivo de entrada al reactor (kg/h), T_0 y T_{ft} las temperaturas de fango de entrada al pulper y del flash-tank (°C) y h_{vv} la entalpía específica del vapor vivo de entrada a los reactores (kJ/kg·°C). De este sistema lineal de dos ecuaciones lineales, las incógnitas a despejar son M_{vv} y $M_{agua-ft}$ siendo todas las demás variables, parámetros conocidos de la tecnología Cambi.

Ecuaciones del flash-tank.

La Ecuación 5.50 muestra el balance de masa y la Ecuación 5.51 el de energía del flash-tank.

$$M_{ST-re} + M_{agua-re} = M_{ST-ft} + M_{agua-ft} + M_{vf-ft} \quad (5.50)$$

$$M_{ST-re} \cdot c_{p-ST} \cdot T_{re} + M_{agua-re} \cdot c_{p-agua} \cdot T_{re} = M_{ST-ft} \cdot c_{p-ST} \cdot T_{ft} + M_{agua-ft} \cdot c_{p-agua} \cdot T_{ft} + M_{vf-ft} \cdot h_{vf-ft} \quad (5.51)$$

donde M_{ST-re} es el flujo másico de ST del fango de salida al reactor (kg/h), M_{ag-re} el flujo másico de entrada de agua al reactor (kg/h), M_{vf-ft} el flujo másico de vapor flash del flash-tank (kg/h), h_{vf-ft} la entalpía específica del vapor flash del flash-tank (kJ/kg·°C) y T_{re} la temperatura del fango de entrada al reactor (°C). Las incógnitas a despejar son en este caso $M_{agua-re}$ y M_{vf-ft} .

Ecuaciones del reactor.

La Ecuación 5.52 muestra el balance de masa y la Ecuación 5.53 el de energía de los reactores.

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

$$M_{ST-pu} + M_{agua-pu} + M_{vv} = M_{ST-re} + M_{agua-re} \quad (5.52)$$

$$M_{ST-pu} \cdot c_{p-ST} \cdot T_{pu} + M_{agua-pu} \cdot c_{p-agua} \cdot T_{pu} + M_{vv} \cdot h_{vv} = M_{ST-re} \cdot c_{p-ST} \cdot T_{re} + M_{agua-re} \cdot c_{p-agua} \cdot T_{re} \quad (5.53)$$

donde M_{ST-pu} es el flujo másico de ST del fango de salida del pulper (kg/h), $M_{agua-pu}$ el flujo másico de salida de agua del pulper (kg/h) y T_{re} la temperatura del fango de entrada al reactor (°C). Las incógnitas a obtener son $M_{agua-pu}$ y T_{pu} .

Ecuaciones del pulper.

La Ecuación 5.54 muestra el balance de masa y la Ecuación 5.55 el de energía del pulper.

$$M_{ST-pes} + M_{agua-pes} + M_{vf-ft} = M_{ST-pu} + M_{agua-pu} \quad (5.54)$$

$$M_{ST-pes} \cdot c_{p-ST} \cdot T_0 + M_{agua-pes} \cdot c_{p-ag} \cdot T_0 + M_{vf-ft} \cdot h_{vf-ft} = M_{ST-pu} \cdot c_{p-ST} \cdot T_{pu} + M_{agua-pu} \cdot c_{p-agua} \cdot T_{pu} \quad (5.55)$$

Todos los parámetros ya son conocidos, ya que estas dos ecuaciones son combinación lineal de las anteriores.

c. Ecuaciones de paso de ciclo batch a ciclo medio.

La Ecuación 5.56 permite transformar un parámetro de flujo másico del ciclo batch a ciclo medio mientras mediante la aplicación de la Ecuación 5.57 es posible obtener el tiempo del ciclo de operación de los reactores, totalmente similar a la Ecuación 5.43, pero en este caso particularizada para la tecnología Cambi.

$$Par_{ciclo-medio} = \frac{N_{re} \cdot 60 \cdot Par_{ciclo-batch}}{t_{ciclo}} \quad (5.56)$$

$$t_{ciclo} = \frac{m_{ST-pu} \cdot N_{re} \cdot 60}{M_{ST-pu}} \quad (5.57)$$

donde $Par_{ciclo-medio}$ y $Par_{ciclo-batch}$ corresponde a un parámetro de flujo másico del ciclo batch y medio y m_{ST-pu} la masa de ST por batch introducida en el reactor (kg/batch).

Se ha apreciado anteriormente que, resolviendo en primer lugar las ecuaciones exteriores se pueden calcular todo el resto de parámetros del proceso mediante la resolución “*en cascada*” de sistemas de dos ecuaciones con dos incógnitas planteados para cada tanque en particular. Este método “*en cascada*” mediante las ecuaciones exteriores y de cada tanque que conforma el proceso es totalmente válido cuando se conoce la temperatura de salida del fango de la hidrólisis térmica y no existen intercambiadores de calor, como en las tecnologías Cambi, Biothelys, Haarslev, Aqualysis y tH₄⁺. En el caso de Turbotec, Lysotherm y Exelys que sí disponen de intercambiadores, el método a aplicar requiere la resolución global de un sistema

de “n” ecuaciones con “n” incógnitas en función del número de intercambiadores presentes en el proceso.

En la Figura 5.16a se puede observar el precalentamiento del fango postespesado en el pulper mediante vapor flash procedente del flash-tank y el calentamiento en el reactor del fango con vapor vivo proveniente de la caldera de recuperación y los dos puntos de acercamiento establecidos: *punto de acercamiento 1*, diferencia de temperatura entre vapor vivo y reactor (°C) y *punto de acercamiento 2*, diferencia de temperatura entre vapor flash del flash-tank y pulper (°C). Las líneas que constituyen el vapor flash y el vivo tienen sus extremos sobre la base tanto del precalentamiento de 15-93 °C como del calentamiento de 93-165 °C e indican el incremento total de temperatura y de entalpía que realizan con su aportación energética al fango postespesado y precalentado. Para simplificar, en este gráfico se ha considerado que el fango se asemeja aproximadamente al agua, con un calor específico de 4,186 kJ/kg y que éste no varía con la temperatura. La Figura 5.16b muestra la evolución de la temperatura del fango en cada uno de los tres elementos que componen la unidad de hidrólisis térmica y las temperaturas del vapor flash, vapor vivo, y del punto de mezcla de fango una vez hidrolizado con el agua de dilución.

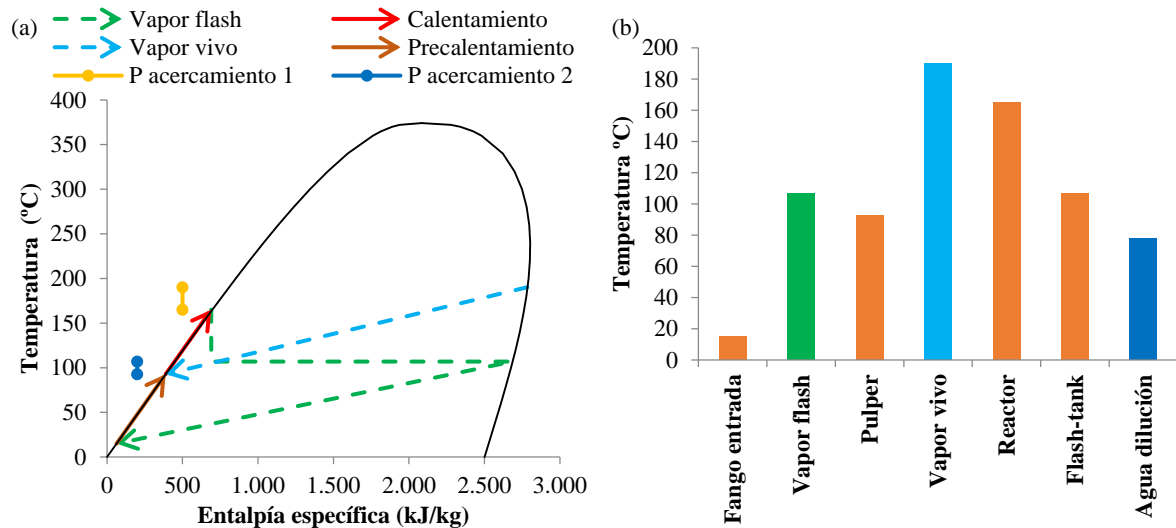


Figura 5.16. Diagramas de precalentamiento y calentamiento del fango de la tecnología Cambi. **a)** Temperatura-entalpía específica. **b)** Evolución de la temperatura del fango y vapor.

Se puede comprobar la expansión isoentálpica del vapor flash del flash-tank y el gran aumento de entalpía específica adquirido por dicho vapor al cambiar de fase. Por otro lado, al resultar un título del vapor de pequeño valor, el flujo másico y la potencia térmica

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

correspondiente son bajos. Cuanta más diferencia de presiones exista entre reactor y flash-tank, mayor será la potencia térmica del vapor flash, sin embargo, la calidad térmica de este vapor disminuye mucho al hacerlo su temperatura.

Los valores aplicados de la reducción de SV del fango hidrolizado al ser digerido anaeróbicamente en los digestores han sido del 60% para el fango primario y 64% para el fango secundario resultando una reducción de SV media ponderada para el fango mixto del 61,9%, valores válidos además de para Cambi, también para las tecnologías Biothelys, Exelys y Haarslev. La tecnología tH_4^+ presenta unos valores de reducción de SV más elevada que la de las cuatro tecnologías anteriores, resultando también diferentes los valores de la concentración del fango digerido y de los centrados de deshidratación, siendo el volumen relativo de digestores, coeficiente de carga volumétrico y TRH de igual valor a los anteriores, por pertenecer únicamente estos parámetros calculados en el anillo de mezcla a la entrada a los digestores.

Las consideraciones realizadas sobre la producciones energética y específica del biogás para la tecnología Cambi son válidas también para las tecnologías de hidrólisis térmica convencional Biothelys, Exelys y Haarslev, constituyendo la tecnología tH_4^+ un caso especial dentro de las de tipo convencional, por el hecho de disponer de una reducción de SV y una producción específica de biogás más elevada que las anteriores, por lo que sus resultados son analizados en el apartado correspondiente a esta tecnología.

La producción específica de CH_4 por unidad de SV de fango primario de entrada en la digestión anaerobia convencional se ha considerado de $0,315 \text{ m}^3/\text{kg}$ y para el fango hidrolizado como $0,378 \text{ m}^3/\text{kg}$, un 20% más elevado. A su vez, para el fango secundario los valores aplicados son de $0,196$ y $0,314 \text{ m}^3/\text{kg}$ respectivamente, un 60% más elevado (Pérez-Elvira et al., 2008). Sin embargo, al hidrolizar ambos tipos de fangos, la producción específica del primario supera a la del secundario en un 20%.

Los resultados obtenidos de los parámetros ambientales y del biogás producido en los digestores para la tecnología Cambi se presentan en la Tabla 5.7, mostrándose también los resultados para otras tecnologías cuando los valores sean idénticos. Para el cálculo del volumen relativo de la digestión se ha tomado como referencia el valor del volumen con respecto a la hidrólisis térmica convencional Cambi.

Tabla 5.7. Parámetros ambientales y del biogás obtenido en los digestores de la tecnología Cambi.

<i>Parámetros</i>	<i>Valores obtenidos</i>	<i>Tecnologías</i>
Volumen relativo digestión con HT respecto digestión anaerobia (%)	33	
Volumen relativo digestión con HT respecto HT convencional Cambi (%)	100	Cambi, Biothelys, Exelys, Haarslev y tH4 ⁺
Coefficiente carga volumétrico (kg SV/m ³ ·d)	4,6	
Tiempo retención hidráulica (d)	17,2	
Porcentaje CH ₄ biogás fango primario (%)	62,6	Cambi, Biothelys, Exelys, Turbotec, Haarslev, Lysotherm, Aqualysis y tH4 ⁺
Porcentaje CH ₄ biogás fango secundario (%)	62,2	
Densidad biogás fango primario (kg/m ³)	0,99	
Densidad biogás fango secundario (kg/m ³)	1,27	
Densidad biogás fango mixto (kg/m ³)	1,11	
Reducción SV (%)	61,9	
Flujo másico biogás fango primario (kg/h)	348	
Flujo másico biogás fango secundario (kg/h)	338	
Flujo másico biogás fango mixto (kg/h)	686	
Flujo volumétrico biogás fango primario (m ³ /h)	350	
Flujo volumétrico biogás fango secundario (m ³ /h)	267	
Flujo volumétrico biogás fango mixto (m ³ /h)	617	
Potencia térmica biogás fango primario (kW)	2.064 (56,7%)	Cambi, Biothelys, Exelys y Haarslev
Potencia térmica biogás fango secundario (kW)	1.576 (43,3%)	
Potencia térmica biogás fango mixto (kW)	3.640 (100%)	
Producción específica biogás por SV primarios eliminados (m ³ /t SV)	1.006	
Producción específica biogás por SV secundarios eliminados (m ³ /t SV)	790	
Producción específica biogás por SV fango mixto eliminado (m ³ /t SV)	900	
Producción específica CH ₄ fango mixto (m ³ /t SV)	0,347	

HT, hidrólisis térmica

Con relación a la línea de biogás, si bien el porcentaje medio de contenido de CH₄ en el biogás es de 62,4%, este valor para el biogás originado a partir del fango primario es ligeramente mayor (62,6%) que el derivado del fango secundario (62,4%). Se observa que la densidad del biogás de origen primario (0,99 kg/m³) es menor del secundario (1,27 kg/m³), lo que genera flujos volumétricos de biogás también diferentes.

Los gases de proceso del pulper se envían hacia la tubería de entrada de fango hidrolizado a los digestores y abandonan el pulper por su parte superior (no considerados en el escenario 2). La entrada del vapor flash del flash-tank de vapor vivo se introduce en el pulper por la parte superior y en el reactor aproximadamente a 1/4 de la altura del depósito mediante varias toberas. Aunque el nivel de fango del pulper y del flash-tank varíe constantemente, el flujo másico de fango de entrada al pulper y de salida del flash-tank son constantes siempre en el punto de diseño, pero no iguales. La concentración del fango varía según el tanque en que se

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

encuentre, pues la cantidad de agua se modifica en función de la entrada de vapor vivo o de entrada-salida de vapor flash en el tanque considerado, permaneciendo constante el flujo másico de ST del fango a lo largo de los tres tanques de la unidad de hidrólisis térmica.

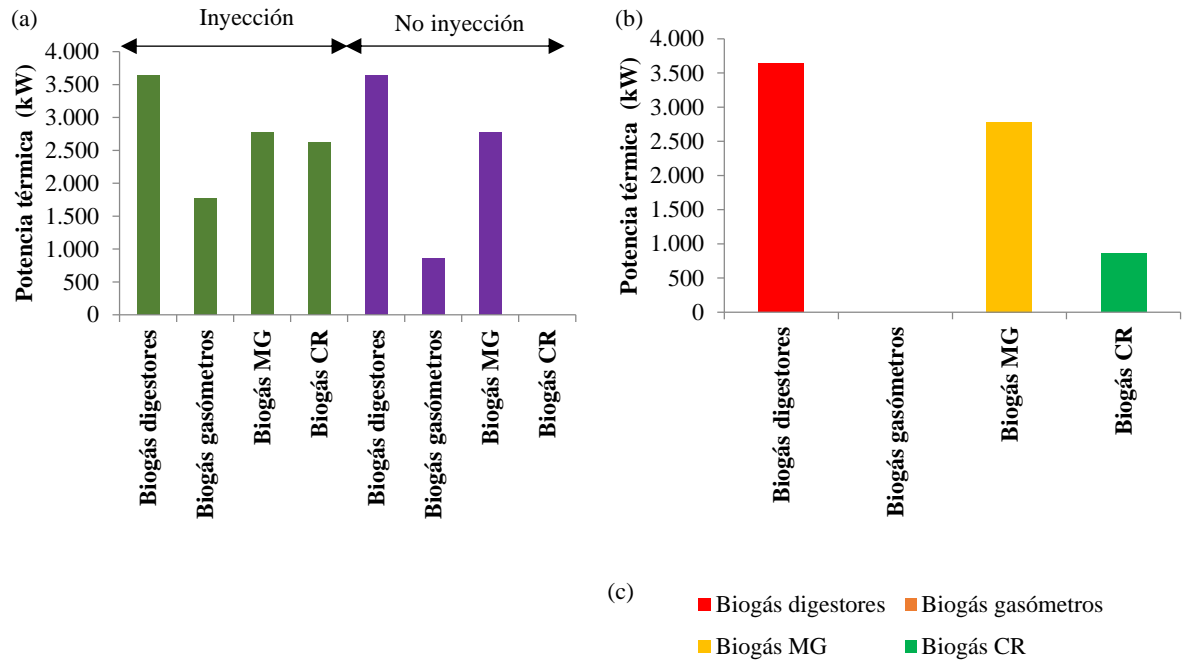
La puesta en marcha o *start-up* de los digestores con fango hidrolizado suele durar entre dos y tres meses, ya que la tecnología de hidrólisis térmica elimina toda la biología activa del fango entrante, incluidos los microorganismos necesarios para el proceso de digestión. El fango hidrolizado libera cantidades muy altas de NH_3 que puede conducir a unas concentraciones en los digestores de hasta 3.000 mg/L de este compuesto. Concentraciones más altas pueden generar inhibición siendo necesario controlar la concentración de NH_3 . Debido al aumento de la carga orgánica del digestor, el tiempo de duración del start-up es de 100 días con un 3%/día de incremento de flujo másico entrante de fango (Bond et al., 2013) o 3-5%/día (Astbury, 2009).

En el análisis de las tecnologías tipo batch, Cambi y Biothelys, se han tenido en cuenta dos ciclos totalmente diferentes:

- *Ciclo batch*: ciclo real compuesto por la etapa de inyección de vapor y la etapa de no inyección en los reactores (llenado, reacción y vaciado), que sumadas constituyen el tiempo total del ciclo batch en ellos.
- *Ciclo medio*: ciclo ficticio que comprende el valor de la media aritmética ponderada de los distintos valores del ciclo batch particularizados a lo largo del ciclo completo. Sin embargo, va a ser el ciclo medio y no el batch el que sirva para poder comparar entre sí las tecnologías batch con las restantes tecnologías continuas.

La Figura 5.17a visualiza el balance de energía de la línea de biogás de la tecnología Cambi, para un ciclo completo batch, inyección y no-inyección. Se puede observar la aportación de 1.770 kW por parte de los gasómetros en la etapa de inyección y el almacenamiento en ellos de 858 kW durante la etapa de no inyección en la que el consumo de biogás en la caldera es nulo. Por otro lado, tanto la producción de biogás como su consumo en los motogeneradores no varían en ninguno de los dos periodos, manteniéndose constantes en 3.640 y 2.782 kW, mientras que la caldera de recuperación pasa de consumir 2.628 kW en la etapa de inyección a cero en la etapa de no inyección. La potencia total aportada durante la etapa de inyección asciende a 5.410 kW (3.640+1.770 kW) siendo igual a la consumida (2.782+2.628 kW) mientras en la etapa de no inyección resulta una aportación de 3.640 kW (3.640 kW) y un consumo de 3.640 kW igualmente (2.782+858 kW). La Figura 5.17b indica el mismo balance para el ciclo medio, donde se puede comprobar cómo el aporte global de energía térmica por

parte de los gasómetros es nulo y que el valor de la potencia térmica media de la caldera es igual al valor de la potencia aportada por los gasómetros durante la etapa de no inyección, con un valor de 858 kW, mientras que la Figura 5.17c presenta los resultados porcentuales obtenidos para el ciclo medio, donde se observa que un 23,6% del biogás generado se consume en la caldera y sólo un 76,4% en los motogeneradores.



Resultados del balance de energía térmica de la línea de biogás: producción de biogás en los digestores y suministro-almacenamiento de los gasómetros al sistema y su consumo en los motogeneradores y caldera de recuperación para un ciclo completo batch, durante las etapas de inyección de vapor vivo y no-inyección.

Figura 5.17. Balance de energía de la línea de biogás de la tecnología Cambi. **a)** Ciclo batch, inyección y no inyección de vapor en valores absolutos. **b)** Ciclo medio en valores absolutos. **c)** Ciclo medio en valores porcentuales. (MG, motogeneradores; CR, caldera de recuperación).

A continuación, se indican en la Tabla 5.8 los valores de ciertos parámetros energéticos obtenidos para esta tecnología, distinguiendo entre ciclo batch y ciclo medio. Se puede comprobar tanto la igualdad de valores de la potencia térmica del vapor vivo y la de la caldera como de la suma de la potencia aportada por gases de escape, agua de alimentación y quemador

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

de la caldera. La Tabla 5.9 muestra los resultados obtenidos del balance de generación de energía eléctrica y los rendimientos asociados al proceso.

Tabla 5.8. *Parámetros energéticos de los ciclos batch y medio de la tecnología Cambi.*

<i>Parámetros</i>	<i>Valores ciclo batch</i>	<i>Valores ciclo medio</i>
Tiempo ciclo (min)	64,6	
Tiempo inyección (min)	21,1	
Tiempo no inyección (min)	43,5	
Energía térmica biogás suministrado gasómetros (MJ)	2.241	
Potencia térmica biogás suministrado gasómetros (kW)	1.770	
Tiempo suministro biogás gasómetros (min)	21,1	
Energía térmica biogás recuperado gasómetros (MJ)	2.241	
Potencia térmica biogás recuperado gasómetros (kW)	858	
Tiempo recuperación biogás gasómetros (min)	43,5	
Flujo másico vapor vivo (kg/h)	4.200	1.371
Potencia térmica vapor vivo (kW)	3.248	1.060
Potencia térmica recuperada gases escape (kW)	532	174
Potencia térmica agua alimentación (kW)	391	128
Potencia térmica quemador caldera (kW)	2.325	759
Potencia térmica caldera (kW)	3.248	1.060

Tabla 5.9. *Balance de generación de energía eléctrica y rendimientos de la tecnología Cambi.*

<i>Parámetros</i>	<i>Valores obtenidos</i>
Número motogeneradores en operación (uds)	2
Grado carga (%)	89,2
Potencia eléctrica generada (kW)	1.067
Energía eléctrica diaria generada (MWh)	25,6
Energía eléctrica anual generada (MWh)	9.348
Rendimiento eléctrico proceso (%)	29,3
Rendimiento térmico proceso (%)	15,9
Rendimiento energético proceso (%)	45,2
Factor aprovechamiento energía útil proceso (%)	45,2

En la Figura 5.18 se encuentra representado el diagrama de flujo y el balance de masa y energía de la línea de fangos de la tecnología Cambi. Únicamente está representada la unidad

de hidrólisis térmica con los valores resultantes del ciclo medio (no del ciclo batch) con objeto de poder ser comparada esta tecnología con todas las demás.

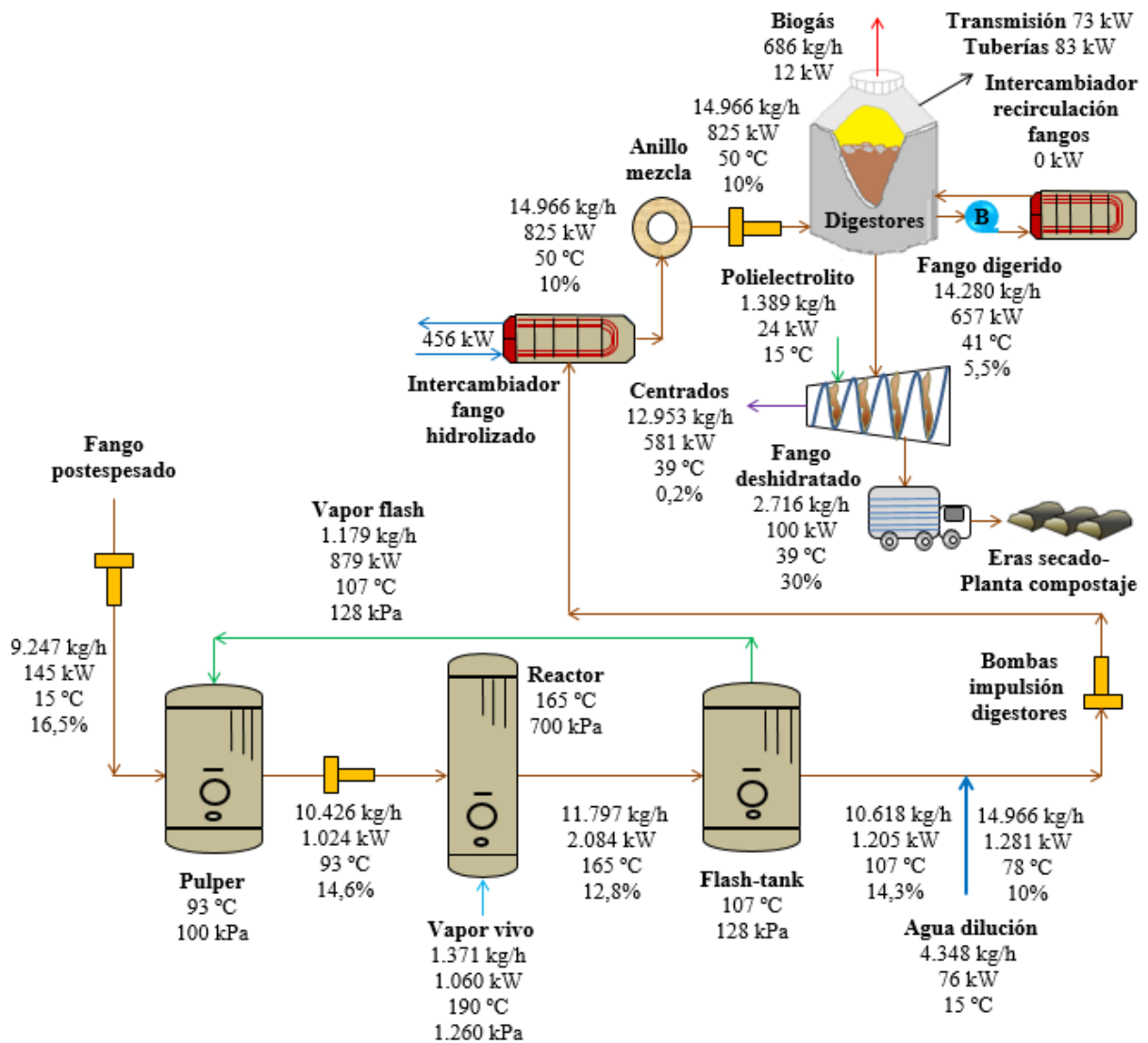


Figura 5.18. Diagrama de operación, parámetros y balance de masa y energía de la línea de fangos del ciclo medio de la tecnología Cambi.

El fango de salida del flash-tank con una concentración del 14,3% se mezcla con agua de dilución hasta que alcanza una concentración del 10% siendo bombeado a continuación mediante las bombas de alimentación de fango a los digestores hasta el intercambiador de fango hidrolizado, donde su temperatura disminuirá hasta los 50 °C por medio de una cesión de energía térmica de 456 kW realizada en el intercambiador de fango hidrolizado con el circuito de refrigeración de agua de servicios generales a 15 °C de la EDAR. El valor obtenido de la temperatura de entrada del fango a los digestores de 50 °C es la necesaria para mantener en los digestores su temperatura de operación de 41 °C y poder absorber las pérdidas de energía

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

térmica acontecidas por transmisión, tuberías e intercambiadores de calor y el biogás generado en los digestores. La Tabla 5.10 indica por un lado los valores de los parámetros específicos obtenidos a partir de la etapa de cálculo establecida anteriormente y por otro los valores de referencia, con el objeto de poder ser comparados entre sí.

Tabla 5.10. *Parámetros específicos obtenidos y de referencia de la tecnología Cambi.*

Parámetros	Valores obtenidos	Valores referencia	Referencias
*Consumo específico vapor vivo (kg/t ST)	942 (16,5%)	1.000 (16,5%)	(ARCADIS, 2016)
		900 (16,5%)	(Panter et al., 2013)
		850 (17%)	(Nilsen et al., 2016)
		909 (16,5%)	(Baldi, 2015)
		900 (16,5%)	(Mills et al, 2011)
Coefficiente carga volumétrico (kg SV/m³·d)	4,6	6	(Cambi1, 2017)
		5-7	(Kleiven et al., 2007)
		6	(Degremont AEAS, 2013)
		5-7	(Arant et al., 2013)
		>6	(Nilsen et al., 2016)
		>60	(Kleiven et al., 2007)
Reducción SV (%)	61,9	55-65	(Abu-Orf, 2010)
		60	(Arant et al., 2013)
		65	(Astbury, 2009)
		63	(Wilson et al., 2012)
		59	(Nilsen et al., 2016; Barber2, 2016)
Tiempo retención hidráulica (d)	17,2	12-15	(ARCADIS, 2016)
		10-15	(Arant et al., 2013)
		12-15	(Kleiven et al., 2007)
Incremento producción biogás (%)	32,8	30-50	(Kleiven et al., 2007)
		40	(Pérez-Elvira et al., 2008)
		40	(Hii et al., 2013)
		30	(Knight, 2014)
Producción específica biogás (m³/t ST)	412	454	(Nilsen et al., 2016)
		454	(Barber2, 2016)
		394	(ARCADIS, 2016)
		450	(Mills et al., 2013)
Producción específica biogás por SV eliminados (m³/t SV)	900	750-1.000	(Fernandes, 2010)
		900-1.100	(Del Campo, 2017)
		750-1.120	(Daza-Donoso, 2012)
Potencia eléctrica específica (kWh/t ST)	712	970	(Nilsen et al., 2016)
		970	(Barber2, 2016)
		877	(ARCADIS, 2016)
		860	(Chauzy3, 2016)
		680	(Mills et al., 2013)
Incremento generación energía eléctrica (%)	16,9	20	(Abelleira et al., 2015)
		29,9	(Del Campo, 2017)
		20	(Chauzy3, 2016)
		17	(Mills et al., 2013)

* Los valores del consumo específico de vapor vivo entre paréntesis (%) indican la concentración en ST del fango

Como se puede observar, los valores obtenidos en esta tesis para la EDAR de Burgos y los valores referenciados coinciden en general de forma bastante óptima. Un parámetro específico muy importante es la generación específica de energía eléctrica, sin embargo, los resultados elevados de ciertos valores referenciados dependen de varios factores que se analizan más adelante en el capítulo 6. Indicar aquí que es muy corriente encontrar en muchas referencias el valor de este parámetro sin tener en cuenta el autoconsumo de biogás en la caldera de recuperación siendo alimentada ésta con gas natural importado de la red, con lo cual, el valor de este parámetro resulta ser mucho más elevado.

5.4.2. Tecnología Biothelys.

El proceso de cálculo es totalmente similar al de la tecnología Cambi, partiendo de las ecuaciones exteriores, aunque un poco más complejo al operar esta tecnología con reactores que hacen doble función de precalentamiento y calentamiento del fango, algo que en la tecnología Cambi lo hacían pulper y reactor separadamente. En las ecuaciones se realiza el cambio de nomenclatura de flash-tank por buffer-tank. Para los reactores se han planteado dos etapas de cálculo: *primera*, inyección de vapor flash desde reactor 1 al 2, y *segunda*, inyección de vapor vivo de la caldera en el reactor 2. No es necesario plantear las ecuaciones de proceso del buffer tank, pues éste es un tanque cuya única labor es amortiguar el flujo batch de fango entrante de los reactores para conseguir una salida constante, por lo que no experimenta variación de masa ni variación de energía, siendo las condiciones del fango a la salida las mismas que a la entrada.

La Figura 5.19 representa el diagrama de operación de llenado-vaciado de fango en los reactores 1 y 2, considerando un volumen de 22,8 m³ de capacidad total semejantes a los de la planta de Esholt (que dispone de 6 uds), en la que se encuentra en funcionamiento una unidad de este tipo. Se ha considerado un llenado máximo del 53%, valor muy aproximado al reportado del 50% por la referencia (Abu-Orf, 2010), con un ciclo total de 150 minutos para cada reactor y donde se pueden ver cada una de las siete etapas que lo conforman y la completa igualdad de operación entre los dos reactores: *primera*, llenado reactor 1; *segunda*, precalentamiento con vapor flash enviado del reactor 2 al reactor 1; *tercera*, calentamiento mediante vapor vivo del reactor 1; *cuarta*, reacción reactor 1; *quinta*, precalentamiento con vapor flash enviado del reactor 1 a reactor 2; *sexta*, vaciado del reactor 1 a buffer-tank y *séptima*, tiempo de parada. Se puede observar que Cambi disponía de un total de cinco etapas de operación de los reactores y Biothelys un total de siete.

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

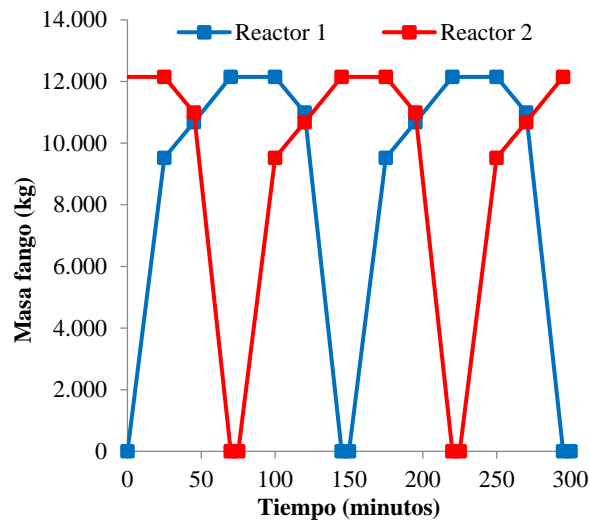


Figura 5.19. Diagrama de operación de los reactores de la tecnología Biothelys.

La Figura 5.20a visualiza el diagrama de temperatura de precalentamiento y calentamiento del fango en los reactores en función de la entalpía específica. A pesar de las diferencias tecnológicas con Cambi en cuanto a la sustitución de pulper, reactor y flash-tank por dos reactores, el proceso termodinámico de funcionamiento de ambos ciclos es totalmente igual, salvo la temperatura del vapor flash que es de 110 °C en Biothelys y 107 °C en Cambi. La Figura 5.20b permite observar la evolución de temperatura del fango en cada uno de los elementos que conforman la unidad de hidrólisis térmica de esta tecnología, además de la del vapor vivo, vapor flash y punto de inyección de agua de dilución.

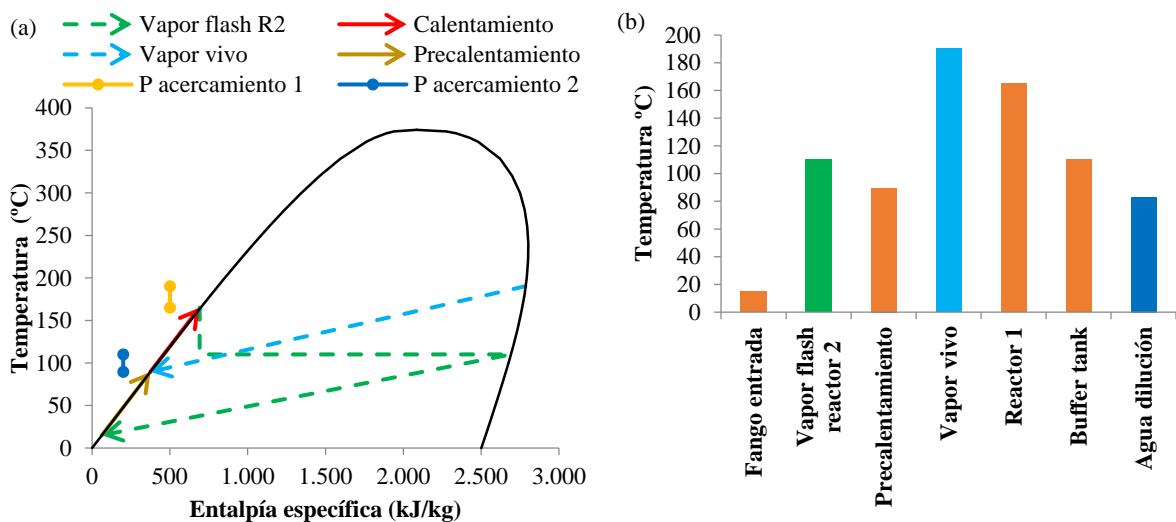
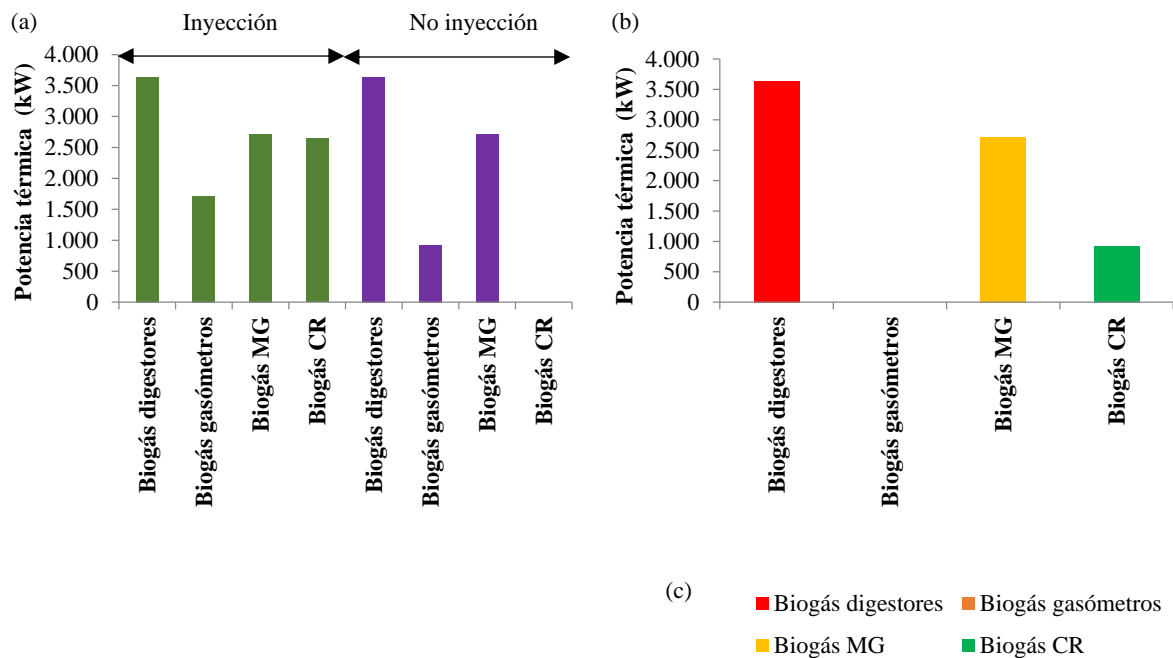


Figura 5.20. Diagramas de precalentamiento y calentamiento del fango de la tecnología Biothelys. **a)** Temperatura-entalpía específica. **b)** Evolución de la temperatura del fango y vapor en los tanques. (R2, reactor 2).

La Figura 5.21a muestra el balance de biogás para esta tecnología con funcionamiento ciclo batch y la Figura 5.21b para el ciclo medio. Se observa un incremento del biogás consumido en la caldera de recuperación del 7,7% con respecto a Cambi, sin duda producto de que el fango postespesado es introducido con una concentración de ST menor, 16% para Biothelys frente al 16,5% de Cambi además de que la temperatura del vapor flash en Biothelys de 110 °C sea mayor que la de Cambi con 107 °C, pues cuanto más alta sea la temperatura del vapor flash menor será su potencia térmica total y menos podrá incrementar la temperatura del pulper. Esto es debido a que al aumentar la temperatura del flash-tank, la entalpía específica del vapor flash aumenta muy poco comparado con la disminución del valor del flujo másico, de forma que la potencia térmica disminuye de forma importante. La Figura 5.21c muestra los resultados del ciclo medio de forma porcentual.



Resultados del balance de energía térmica de la línea de biogás: producción de biogás en los digestores y suministro-almacenamiento de los gasómetros al sistema y su consumo en los motogeneradores y caldera de recuperación para un ciclo completo batch, etapas de inyección de vapor vivo y no-inyección.

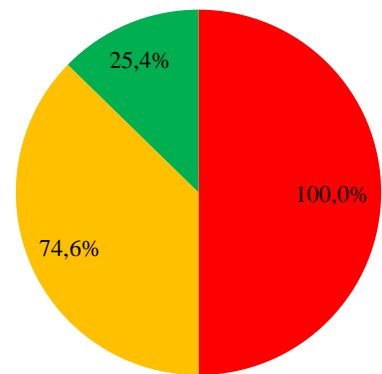


Figura 5.21. Balance de energía de la línea de biogás de la tecnología Biothelys. **a)** Ciclo batch. **b)** Ciclo medio. **c)** Ciclo medio con valores porcentuales.

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

En la Tabla 5.11 se indican una serie de valores de parámetros energéticos obtenidos para esta tecnología, distinguiendo entre ciclo batch y medio al igual que para la tecnología Cambi. Se puede observar que en el ciclo batch, los valores del flujo másico de vapor vivo, la potencia térmica del agua de alimentación y la potencia térmica de la caldera de recuperación son idénticos a los valores obtenidos de la tecnología Cambi, pues en un batch estos tres parámetros son siempre constantes para las condiciones de diseño establecidas, sin embargo, son diferentes los parámetros del ciclo medio, influenciados por los tiempos del ciclo batch. La Tabla 5.12 muestra los resultados obtenidos del balance de generación de energía eléctrica y los rendimientos del proceso.

Tabla 5.11. *Parámetros energéticos de los ciclos batch y medio de la tecnología Biothelys.*

<i>Parámetros</i>	<i>Valores ciclo batch</i>	<i>Valores ciclo medio</i>
Tiempo ciclo (min)	64	
Tiempo inyección (min)	22,4	
Tiempo no inyección (min)	41,6	
Energía térmica biogás suministrado gasómetros (MJ)	2.305	
Potencia térmica biogás suministrado gasómetros (kW)	1.715	
Tiempo suministro biogás gasómetros (min)	22,4	
Energía térmica biogás recuperado gasómetros (MJ)	2.305	
Potencia térmica biogás recuperado gasómetros (kW)	924	
Tiempo recuperación biogás gasómetros (min)	41,6	
Flujo másico vapor vivo (kg/h)	4.200	1.470
Potencia térmica vapor vivo (kW)	3.248	1.137
Potencia térmica recuperada gases escape (kW)	521	183
Potencia térmica agua alimentación (kW)	391	137
Potencia térmica quemador caldera (kW)	2.336	818
Potencia térmica caldera (kW)	3.248	1.137

Tabla 5.12. *Balance de generación de energía eléctrica y rendimientos de la tecnología Biothelys.*

<i>Parámetros</i>	<i>Valores obtenidos</i>
Número motogeneradores en operación (uds)	2
Grado carga (%)	86,7
Potencia eléctrica generada (kW)	1.037
Energía eléctrica diaria generada (MWh)	24,9
Energía eléctrica anual generada (MWh)	9.080
Rendimiento eléctrico proceso (%)	28,5
Rendimiento térmico proceso (%)	15,9
Rendimiento energético proceso (%)	44,4
Factor aprovechamiento energía térmica útil proceso (%)	46

La Figura 5.22 ilustra el diagrama operativo del proceso Biothelys insertado dentro del proceso de la EDAR, parámetros, balance de masa y energía, concentraciones y temperaturas de la línea de fangos (Gurieff et al., 2011). Al igual que la tecnología Cambi, al ser también una tecnología batch, se han representado únicamente los valores resultantes del ciclo medio.

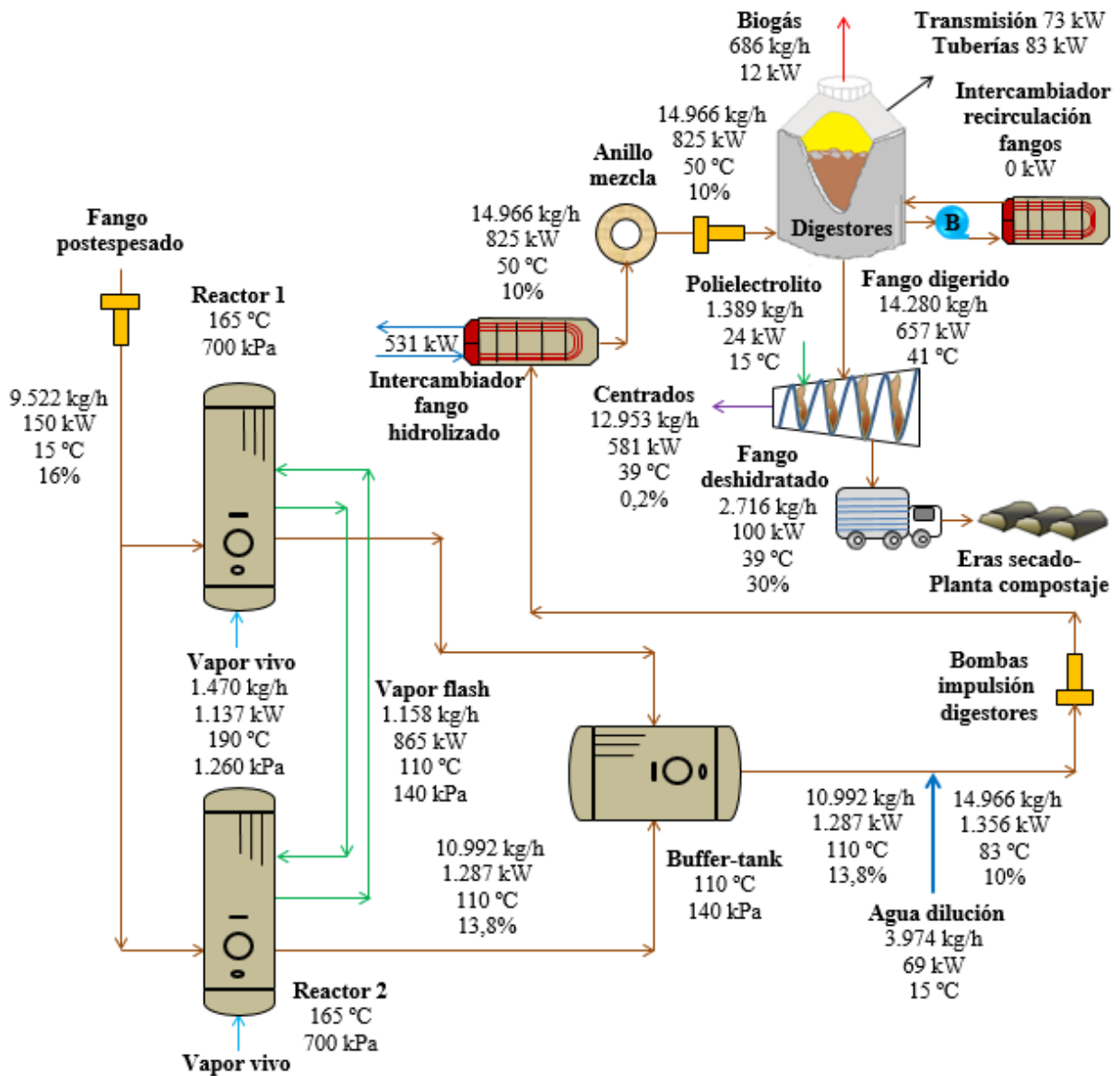


Figura 5.22. Diagrama de operación, parámetros, balance de masa y energía de la línea de fangos del ciclo medio de la tecnología Biothelys.

Se observa los dos reactores operando en paralelo enviando vapor flash uno al otro para precalentar el fango dentro del mismo reactor y posteriormente calentarlo mediante vapor vivo. La Tabla 5.13 indica por un lado los valores de los parámetros específicos obtenidos a partir de la etapa de cálculo establecida y por otro los valores de referencia, con el objeto de comparación.

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

Tabla 5.13. Parámetros específicos obtenidos y de referencia de la tecnología Biothelys.

Parámetros	Valores obtenidos	Valores referencia	Referencias
Consumo específico vapor vivo (kg/t ST)	1.011	1.100	(Humphreys, 2015)
Coefficiente carga volumétrico (kg SV/m ³ ·d)	4,6
Reducción SV (%)	61,9	55	(Kleiven, 2014)
		55-65	(Chauzy, 2012)
		59	(Humphreys, 2015)
Tiempo retención hidráulica (d)	17,2	15	(Abu-Orf, 2010)
		...	(Humphreys, 2015)
		...	(Chauzy, 2012)
Incremento producción biogás (%)	32,8	43	(Chauzy, 2012)
Producción específica biogás (m ³ /t ST)	412
Producción específica biogás por SV eliminados (m ³ /t SV)	900	851	(Humphreys, 2015)
Potencia eléctrica específica (kWh/t ST)	692
Incremento generación energía eléctrica (%)	13,6	30-50	(Veolia Water, 2011)
		43	(Chauzy, 2012)

5.4.3. Tecnología Exelys.

En este caso, al no conocerse la temperatura de salida del fango hidrolizado en el recuperador de energía, las ecuaciones exteriores de la unidad de hidrólisis térmica no son suficientes para calcular los parámetros del proceso y por tanto, no es aplicable el método “*en cascada*” mediante la resolución de sistemas de dos ecuaciones con dos incógnitas anteriormente aplicado, necesiéndose además realizar un balance de energía a cada intercambiador existente. El balance de masa no es necesario realizarlo, pues los intercambiadores no son de mezcla, sino de contacto y el flujo másico se conserva constante. Sin embargo, el condensador-mezclador estático, al ser un intercambiador de mezcla, sí necesita el planteamiento de la ecuación de balance de masa. La Figura 5.23 muestra un diagrama de flujo con las variables que intervienen en el proceso de cálculo de la tecnología Exelys.

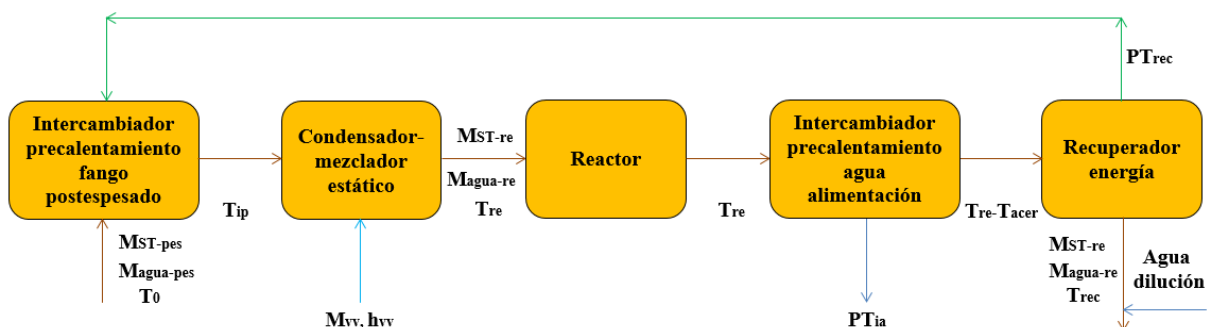


Figura 5.23. Diagrama de flujo para el cálculo de la unidad hidrólisis térmica de la tecnología Exelys.

Ecuación del intercambiador de precalentamiento de fango postpesado.

La Ecuación 5.58 presenta el balance de energía de este intercambiador, no siendo necesario el planteamiento del balance de masa, pues ésta se conserva a su paso por él.

$$\frac{(M_{ST-pes} \cdot c_{p-ST} + M_{agua-pes} \cdot c_{p-agua}) \cdot T_0}{3.600} + PT_{rec} = \frac{(M_{ST-pes} \cdot c_{p-ST} + M_{agua-pes} \cdot c_{p-agua}) \cdot T_{ip}}{3.600} \quad (5.58)$$

donde PT_{rec} es la potencia térmica enviada desde el recuperador de energía (kW) y T_{ip} la temperatura alcanzada por el fango a la salida del citado intercambiador (°C).

Ecuaciones del condensador-mezclador estático.

La Ecuaciones 5.59 y 5.60 representan el balance de masa y energía del condensador-mezclador estático.

$$M_{ST-pes} + M_{agua-pes} + M_{vv} = M_{ST-re} + M_{agua-re} \quad (5.59)$$

$$M_{ST-pes} \cdot c_{p-ST} \cdot T_{ip} + M_{agua-pes} \cdot c_{p-agua} \cdot T_{ip} + M_{vv} \cdot h_{vv} = M_{ST-re} \cdot c_{p-ST} \cdot T_{re} + M_{agua-re} \cdot c_{p-agua} \cdot T_{re} \quad (5.60)$$

donde M_{ST-re} y $M_{agua-re}$ son los flujos máscicos de ST y agua a la salida del mezclador estático (kg/h) y T_{re} la temperatura del fango a la salida del condensador-mezclador estático (°C).

Ecuaciones del reactor.

Los parámetros de salida coinciden totalmente con los del condensador-mezclador estático, pues la misión del reactor tubular es lograr que el fango disponga del tiempo de reacción establecido operando tipo flujo pistón, manteniendo tanto el flujo máscico como la temperatura.

Ecuaciones del intercambiador de precalentamiento del agua de alimentación.

La Ecuación 5.61 muestra el balance de energía y la Ecuación 5.62 el valor de la potencia térmica de este intercambiador. La entrada del agua de alimentación se produce a 80 °C, mientras que la salida del intercambiador a contracorriente se fuerza para que sea la máxima posible hasta un valor de la temperatura del fango de salida de los reactores menos el punto de acercamiento.

$$\frac{(M_{ST-re} \cdot c_{p-ST} + M_{agua-re} \cdot c_{p-agua}) \cdot T_{re}}{3.600} = \frac{(M_{ST-re} \cdot c_{p-ST} + M_{agua-re} \cdot c_{p-agua}) \cdot (T_{re} - T_{acer})}{3.600} + PT_{ia} \quad (5.61)$$

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

$$PT_{ia} = \frac{M_{vv} \cdot c_{p-agua} \cdot (T_{s-aa} - T_{e-aa})}{3.600} \quad (5.62)$$

donde T_{acer} es la temperatura mínima de acercamiento ($^{\circ}C$), PT_{ia} es la potencia térmica del intercambiador de precalentamiento de agua de alimentación (kW), T_{e-aa} y T_{s-aa} las temperaturas de entrada y salida del agua de alimentación del anterior intercambiador ($^{\circ}C$).

Ecuaciones del recuperador de energía.

La Ecuación 5.63 indica el balance de energía del recuperador de energía.

$$\frac{(M_{ST-re} \cdot c_{p-ST} + M_{agua-re} \cdot c_{p-agua}) \cdot (T_{re} - T_{acer})}{3.600} = \frac{(M_{ST-re} \cdot c_{p-ST} + M_{agua-re} \cdot c_{p-agua}) \cdot T_{rec}}{3.600} + PT_{rec} \quad (5.63)$$

donde T_{rec} es la temperatura del fango a la salida del recuperador de energía ($^{\circ}C$).

Para obtener todos los parámetros de este proceso, se trata de resolver un sistema de seis ecuaciones con seis incógnitas: M_{vv} , $M_{agua-re}$, T_{rec} , PT_{rec} , T_{ip} y PT_{ia} .

La Figura 5.24a visualiza la evolución de la temperatura de precalentamiento y calentamiento del fango en función de la entalpía específica. El precalentamiento del fango a la entrada del reactor es ahora producido por un intercambiador de calor y no mediante vapor flash como en los dos casos anteriores, por lo que no existe punto de acercamiento 2. La Figura 5.24b indica la evolución de temperatura del fango a lo largo de los componentes de la hidrólisis térmica.

A diferencia de las tecnologías anteriores, Cambi y Biothelys, el fango postespesado se precalienta mediante el intercambiador de precalentamiento de fango postespesado que toma energía térmica del fango una vez hidrolizado a partir del recuperador de energía. Este reactor consiste en una larga tubería por la cual fluye el fango a baja velocidad, de forma que opera en condiciones de flujo pistón, necesitando de una presión adicional que suministra una bomba de cavidad progresiva para vencer la pérdida de carga que representa la presencia de varios intercambiadores en la dirección del flujo de fango hidrolizado. Si el flujo de fango de entrada varía y la longitud del reactor es constante, la forma de adaptarse el proceso a estas variaciones consiste en modificar el tiempo de reacción admisible de 20-30 min, lo que significa una posibilidad de regulación de flujo másico del orden del 50%. Otra forma posible de adaptación a las condiciones variables sería el funcionamiento de varios reactores en paralelo, de diferente longitud, etc.

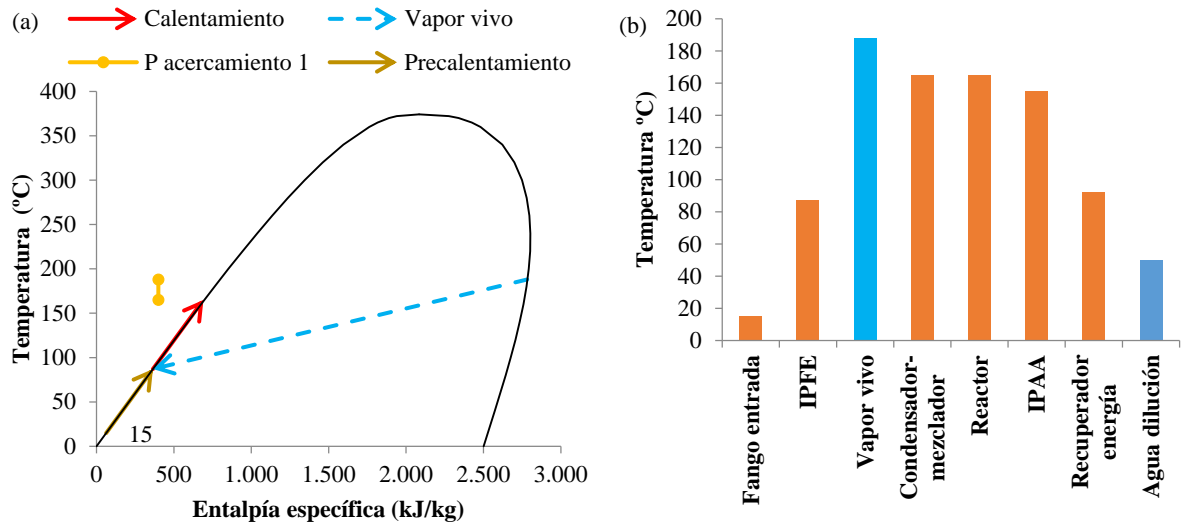


Figura 5.24. Diagramas de precalentamiento y calentamiento del fango de la tecnología Exelys. **a)** Temperatura-entalpía específica. **b)** Evolución de la temperatura del fango y vapor. (IPFE, intercambiador precalentamiento fango espesado; IPAA, intercambiador precalentamiento agua alimentación).

La Figura 5.25a ilustra el balance de energía de la línea de biogás, donde se observa que todo el biogás producido en los digestores es consumido en los motogeneradores, 3.640 kW, siendo nulo su consumo en la caldera de recuperación, por lo tanto, la generación de energía eléctrica es máxima, funcionando ahora tres motogeneradores en paralelo en vez de dos como en las tecnologías Cambi y Biothelys. La Figura 5.25b indica los valores de este mismo balance de energía, pero ahora de forma porcentual.

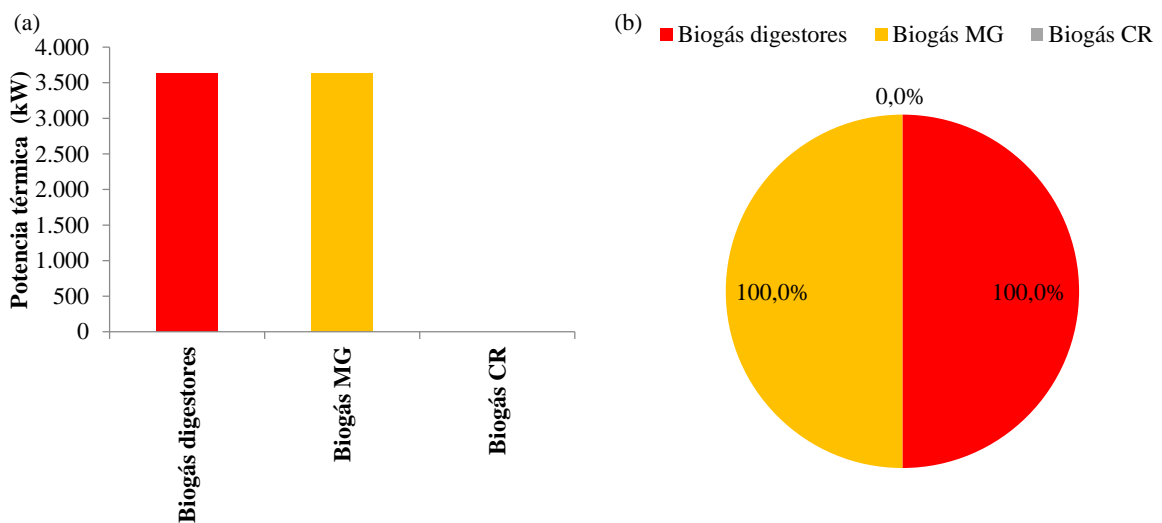


Figura 5.25. Balance de energía de la línea de biogás de la tecnología Exelys. **a)** En valores absolutos. **b)** En valores porcentuales.

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

A diferencia de las tecnologías batch anteriores, Cambi y Biothelys, Exelys es una tecnología continua, por lo que ya no dispone de ciclo batch y los resultados acontecidos son para el ciclo continuo. También se observa otra diferencia como es que el consumo de biogás en la caldera de recuperación es nulo, debido a dos causas: por un lado, bajo consumo de vapor vivo y por otro, aprovechamiento de la energía de los gases de escape durante el 100% del tiempo de funcionamiento.

En la Tabla 5.14 se indican una serie de valores de parámetros energéticos obtenidos para esta tecnología de tipo continuo. En esta tecnología y para todas las de tipo continuo, los gasómetros ya no necesitan ahora suministrar biogás a la caldera para luego recuperarlo otra vez como en las tecnologías batch, sino que la caldera consume ahora de una forma totalmente continua el biogás y los gasómetros no tienen ninguna misión específica cuando operan en estado estacionario. La Tabla 5.15 muestra los resultados obtenidos del balance de generación de energía eléctrica y los rendimientos del proceso completo.

Tabla 5.14. *Parámetros energéticos de la tecnología Exelys.*

<i>Parámetros</i>	<i>Valores obtenidos</i>
Flujo másico vapor vivo (kg/h)	869
Potencia térmica vapor vivo (kW)	671
Potencia térmica recuperada gases escape (kW)	515
Potencia térmica agua alimentación (kW)	157
Potencia térmica quemador caldera (kW)	0
Potencia térmica caldera (kW)	671

Tabla 5.15. *Balance de generación de energía eléctrica y rendimientos de la tecnología Exelys.*

<i>Parámetros</i>	<i>Valores obtenidos</i>
Número motogeneradores en operación (uds)	3
Grado carga (%)	75,5
Potencia eléctrica generada (kW)	1.354
Energía eléctrica diaria generada (MWh)	32,5
Energía eléctrica anual generada (MWh)	11.862
Rendimiento eléctrico proceso (%)	37,2
Rendimiento térmico proceso (%)	15,9
Rendimiento energético proceso (%)	53,1
Factor aprovechamiento energía útil proceso (%)	33,6

El valor obtenido de 1.354 kW de potencia eléctrica generada es el valor máximo que es posible alcanzar para el punto de diseño establecido, pues todo el biogás se consume en los motogeneradores. La Figura 5.26 representa el diagrama de operación del proceso Exelys dentro del proceso de la EDAR, parámetros, balance de masa y energía, concentraciones y temperaturas de la línea de fangos. El esquema operativo del conjunto de la unidad de hidrólisis térmica procede de la referencia (Chauzy, 2012).

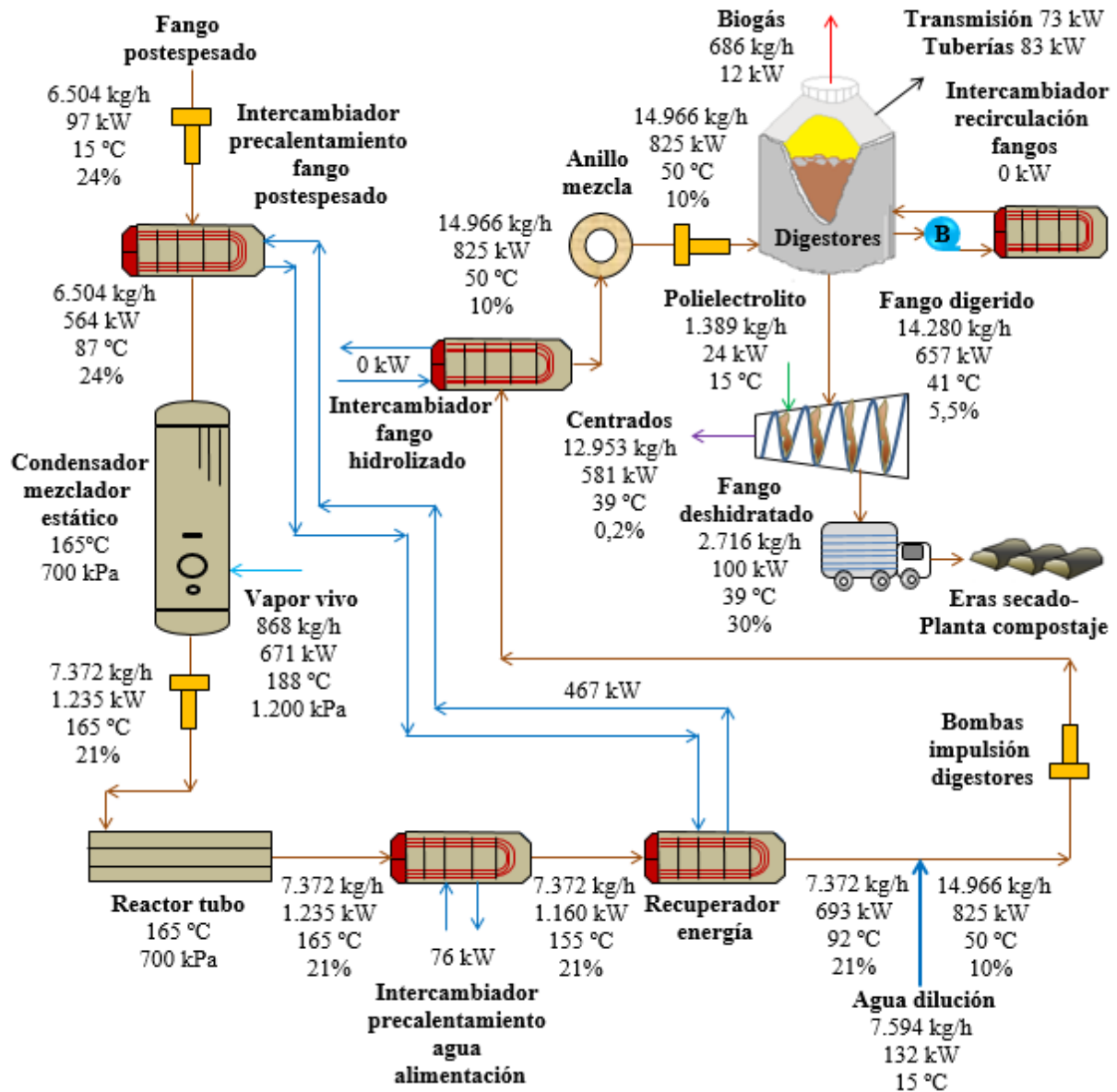


Figura 5.26. Diagrama de operación, parámetros y balance de masa y energía de la línea de fangos de la tecnología Exelys.

En el diagrama se pueden observar varias peculiaridades que tiene esta tecnología, la separación entre calentamiento y periodo de reacción al llevar se a cabo en equipos diferentes, el segundo precalentamiento del agua de alimentación y el sistema de recuperación de energía

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

a partir del fango hidrolizado. Se observa que la cesión de energía térmica en el intercambiador de fango hidrolizado es nula, pues se ha optimizado al máximo la aportación de energía al agua de alimentación y al fango postespesado.

La Tabla 5.16 indica por un lado los valores de los parámetros específicos obtenidos a partir de la etapa de cálculo establecida y por otro los valores de referencia, con el objeto de poder ser comparados.

Tabla 5.16. Parámetros específicos obtenidos y de referencia de la tecnología Exelys.

Parámetros	Valores obtenidos	Valores referencia	Referencias
Consumo específico vapor vivo (kg/t ST)	597	750 1.100	(Gilbert et al., 2015) (Abu-Orf y Goss, 2012)
Coefficiente carga volumétrico (kg SV/m ³ ·d)	4,6
Reducción SV (%)	61,9	31 59	(Veolia Water, 2011) (Gilbert et al., 2015)
Tiempo retención hidráulica (d)	17,2	18 15	(Abu-orf y Goss, 2012) (Chauzy, 2012)
Incremento producción biogás (%)	32,8	43 30-50	(Chauzy, 2012) (Veolia Water, 2018)
Producción específica biogás (m ³ /t ST)	412
Producción específica biogás por SV eliminados (m ³ /t SV)	900	0,936 0,815	(Abu-Orf y Goss, 2012) (Gilbert et al., 2015)
Potencia eléctrica específica (kWh/t ST)	903
Incremento generación energía eléctrica (%)	48,3	43	(Chauzy, 2012)

5.4.4. Tecnología Turbotec.

En esta tecnología, igualmente que Cambi y Biothelys, las ecuaciones exteriores permiten calcular el flujo másico de vapor vivo y de agua de salida del buffer 2, pues se conoce la temperatura de este fango. Sin embargo, no son suficientes para calcular todos los parámetros del proceso mediante la resolución de sistemas consecutivos “*en cascada*” de dos ecuaciones con dos incógnitas, debido a la presencia de varios intercambiadores de calor de contacto, por lo que es necesario realizar un balance de energía a cada uno de ellos y además, de masa y energía al “*mobius mix separator*” y al reactor, ya que son de mezcla. Las ecuaciones exteriores se plantean de la misma manera que para Cambi, por lo que se detallan solo las ecuaciones necesarias de las unidades específicas de esta tecnología. La Figura 5.27 presenta un diagrama de flujo con las variables que intervienen en el proceso de cálculo de la tecnología Turbotec.

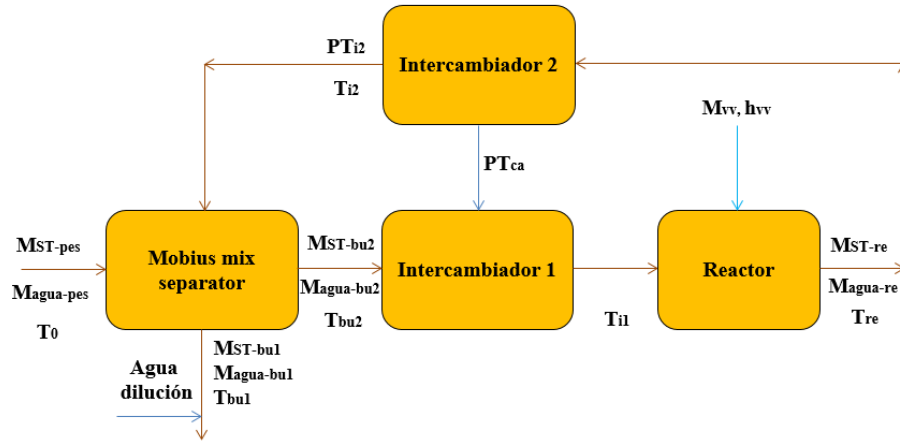


Figura 5.27. Diagrama de flujo para el cálculo de la unidad de hidrólisis térmica de la tecnología Turbotec.

Ecuaciones del mobius mix separator.

La Ecuación 5.64 indica la relación existente entre el flujo másico de agua a la salida del tanque buffer 2 y a la entrada del buffer 1 (Pereboom et al., 2014). Por otro lado, las Ecuaciones 5.65 y 5.66 constituyen el balance de masa y energía de este intercambiador de mezcla.

$$M_{\text{agua-bu2}} = 0,9815 \cdot M_{\text{agua-bu1}} \quad (5.64)$$

$$M_{\text{ST-pes}} + M_{\text{agua-pes}} + M_{\text{ST-re}} + M_{\text{agua-re}} = M_{\text{ST-bu1}} + M_{\text{agua-bu1}} + M_{\text{ST-bu2}} + M_{\text{agua-bu2}} \quad (5.65)$$

$$\frac{(M_{\text{ST-pes}} \cdot c_{p\text{-ST}} + M_{\text{agua-pes}} \cdot c_{p\text{-agua}}) \cdot T_0}{3.600} + PT_{i2} = \frac{(M_{\text{ST-bu1}} \cdot c_{p\text{-ST}} + M_{\text{agua-bu1}} \cdot c_{p\text{-agua}}) \cdot T_{bu1}}{3.600} + \frac{(M_{\text{ST-bu2}} \cdot c_{p\text{-ST}} + M_{\text{agua-bu2}} \cdot c_{p\text{-agua}}) \cdot T_{bu2}}{3.600} \quad (5.66)$$

donde $M_{\text{agua-bu1}}$ y $M_{\text{agua-bu2}}$ son los flujos másicos de agua del fango en los tanques buffer 1 y 2 (kg/h), $M_{\text{ST-bu1}}$ y $M_{\text{ST-bu2}}$ son los flujos másicos de ST del fango en los tanques buffer 1 y 2 (kg/h), $M_{\text{ST-re}}$ y $M_{\text{agua-re}}$ son los flujos másicos de ST y de agua en el reactor (kg/h), PT_{i2} la potencia térmica del fango a la salida del intercambiador 2 (kW), PT_{ca} la potencia térmica del circuito regenerativo de agua (kW), T_{bu1} y T_{bu2} son las temperaturas del fango en los tanques buffer 1 y 2 (°C).

Ecuaciones del intercambiador 2.

La Ecuación 5.67 indica la relación entre la potencia térmica del intercambiador 2 (PT_{i2} , kW) y la de salida de la hidrólisis térmica (Pereboom et al., 2014). Asimismo, la Ecuación 5.68

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

muestra la potencia térmica de salida del intercambiador 2 y la Ecuación 5.69 el valor de la potencia térmica del circuito de agua de precalentamiento.

$$PT_{i2} = \frac{[M_{ST-bu2} \cdot c_{p-ST} + (M_{agua-bu2} + M_{vv}) \cdot c_{p-agua}] \cdot T_{re}}{3.600 \cdot 1,4453} \quad (5.67)$$

$$PT_{i2} = \frac{(M_{ST-re} \cdot c_{p-ST} + M_{agua-re} \cdot c_{p-agua}) \cdot T_{i2}}{3.600} \quad (5.68)$$

$$PT_{ca} = \frac{[M_{ST-bu2} \cdot c_{p-ST} + (M_{agua-bu2} + M_{vv}) \cdot c_{p-agua}] \cdot T_{re}}{3.600} - PT_{i2} \quad (5.69)$$

donde T_{i2} es la temperatura de salida del fango en el intercambiador 2 (°C).

Ecuaciones del intercambiador 1.

La Ecuación 5.70 representa el balance de energía del intercambiador 1.

$$\frac{(M_{ST-bu2} \cdot c_{p-ST} + M_{agua-bu2} \cdot c_{p-agua}) \cdot T_{bu2}}{3.600} + PT_{ca} = \frac{(M_{ST-bu2} \cdot c_{p-ST} + M_{agua-bu2} \cdot c_{p-agua}) \cdot T_{i1}}{3.600} \quad (5.70)$$

donde T_{i1} es la temperatura de salida del fango en el intercambiador 1 (°C).

Ecuaciones del reactor.

Las Ecuaciones 5.71 y 5.72 constituyen las ecuaciones de balance de masa y energía del reactor.

$$M_{ST-bu2} + M_{agua-bu2} + M_{vv} = M_{ST-re} + M_{agua-re} \quad (5.71)$$

$$M_{ST-bu2} \cdot c_{p-ST} \cdot T_{i1} + M_{agua-bu2} \cdot c_{p-agua} \cdot T_{i1} + M_{vv} \cdot h_{vv} = M_{ST-re} \cdot c_{p-ST} \cdot T_{re} + M_{agua-re} \cdot c_{p-agua} \cdot T_{re} \quad (5.72)$$

Se trata de resolver un sistema de nueve ecuaciones con nueve incógnitas: M_{vv} , $M_{agua-bu1}$, $M_{agua-bu2}$, $M_{agua-i2}$, PT_{i2} , T_{bu2} , T_{i2} , PT_{ca} y T_{i1} .

Se han establecido un total de tres condiciones de diseño adicionales para poder calcular todos los parámetros de este proceso. Los valores indicados a continuación de estas tres condiciones adicionales han sido calculados en base a datos reales de los diagramas de balance de masa y energía de la planta en funcionamiento actual de Venlo (Holanda), de tecnología Turbotec (Pereboom et al., 2014) el factor 0,9815, relación entre flujos máscicos de agua en tanque buffer 1 y buffer 2 de la Ecuación 5.64, el factor 1,4453, relación entre potencia térmica fango entrada y salida intercambiador 2 de la Ecuación 5.67 y el valor de la temperatura del fango a la salida del tanque buffer 1, con un valor de 55,6 °C.

Bloque 6, anillo de mezcla.

Motivado por el hecho de que esta tecnología hidroliza sólo fango secundario, el fango primario se impulsa directamente sin hidrolizar al anillo de mezcla. De esta forma, el flujo másico de ST del fango a hidrolizar en los reactores es sólo el 45% del total (36,4% del flujo volumétrico), el correspondiente al fango secundario, mientras el restante 55% de los ST del fango primario (63,6% del flujo volumétrico) no se hidroliza.

Estas son las variaciones acontecidas en el anillo para esta tecnología comparada con las de todo el fango hidrolizado:

- La concentración del fango de entrada es menor del 10% como en las tecnologías de fango primario y secundario hidrolizado, resultando un valor del 6,1%.
- La producción de biogás es menor, debido a que el porcentaje específico de producción de CH₄ del fango primario (0,378 Nm³/kg SV) es inferior al del mismo hidrolizado (0,315 Nm³/kg SV), un 16,7% inferior.
- La reducción de SV del fango hidrolizado (60%) es mayor que la del mismo sin hidrolizar (50%), un 16,7% menor, por lo que resulta que los SV y por tanto los ST presentes en el fango digerido son mayores.
- Se necesita la incorporación de energía térmica a través del intercambiador de recirculación de fangos para alcanzar la temperatura adecuada del fango en los digestores.

En la Figura 5.28a se observa la existencia de dos precalentamientos por intercambiadores de calor y un calentamiento por medio de vapor vivo, lo que convierte esta tecnología, al igual que Exelys en un sistema mixto. La Figura 5.28b representa la evolución de la temperatura del fango en cada elemento de la unidad de la hidrólisis térmica, temperatura del vapor vivo y del punto de mezcla del fango con el agua de dilución. En este proceso, el fango secundario postespesado es bombeado directamente al mobius mix separator con una concentración de 11%. Una vez introducido el fango en el mobius mix separator, se mezclan los fangos postespesados no hidrolizados a 15 °C (100 kPa) y los fangos hidrolizados a 97 °C (100 kPa), produciéndose la separación entre la fracción fina de fango del circuito hacia los digestores y la fracción gruesa que fluye hacia el circuito de la unidad de hidrólisis térmica (Sustec, 2011).

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

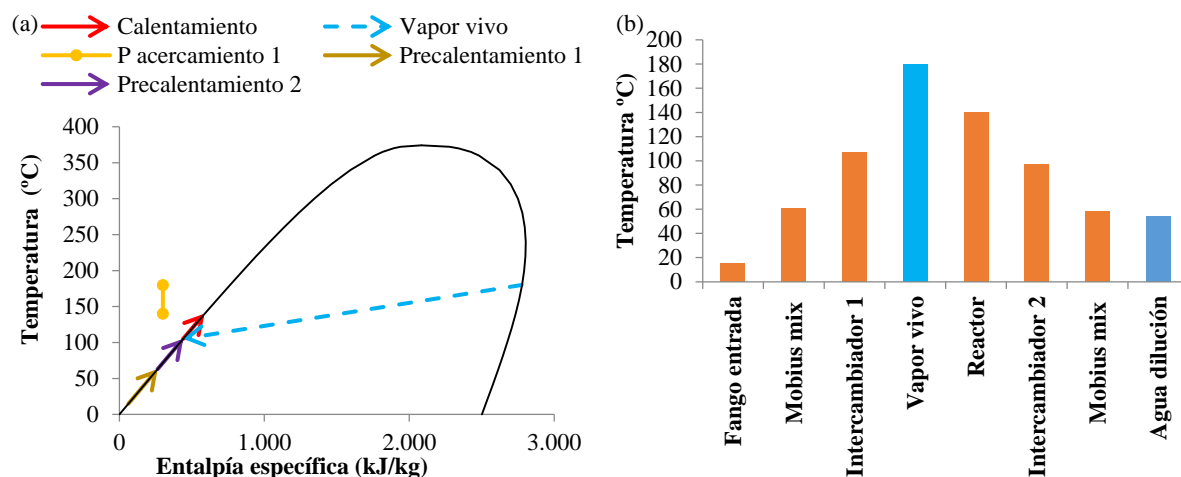


Figura 5.28. Diagramas de precalentamiento y calentamiento del fango de la tecnología Turbotec. **a)** Temperatura-entalpía específica. **b)** Evolución de la temperatura del fango y vapor.

Los resultados obtenidos de los parámetros ambientales y del biogás producido en los digestores se presentan en la Tabla 5.17.

Tabla 5.17. Parámetros ambientales y del biogás en los digestores de la tecnología Turbotec.

Parámetros	Valores obtenidos	Tecnologías
Volumen relativo digestión con HT respecto digestión anaerobia (%)	66	
Volumen relativo digestión con HT respecto HT convencional Cambi (%)	200	
Coefficiente carga volumétrico (kg SV/m ³ ·d)	2,3	
Tiempo retención hidráulica (d)	20,6	
Reducción SV (%)	56,7	
Flujo másico biogás fango primario (kg/h)	298	
Flujo másico biogás fango secundario (kg/h)	338	
Flujo másico biogás fango mixto (kg/h)	636	
Flujo volumétrico biogás fango primario (m ³ /h)	300	Turbotec, Lysotherm y Aqualysis
Flujo volumétrico biogás fango secundario (m ³ /h)	267	
Flujo volumétrico biogás fango mixto (m ³ /h)	567	
Potencia térmica biogás fango primario (kW)	1.791 (53%)	
Potencia térmica biogás fango secundario (kW)	1.589 (47%)	
Potencia térmica biogás fango mixto (kW)	3.380	
Producción específica biogás por SV primarios eliminados (m ³ /t SV)	1.006	
Producción específica biogás por SV primarios eliminados (m ³ /t SV)	789	
Producción específica biogás por SV fango mixto eliminados (m ³ /t SV)	891	
Producción específica CH ₄ fango mixto (m ³ /t SV)	0,315	

El valor del TRH resultante depende de si operan uno o dos digestores, al igual que el coeficiente de carga volumétrico y el volumen relativo de digestores. El caudal de entrada de fango a los digestores era de 14,5 m³/h para las tecnologías de fango primario y secundario

hidrolizado y de 24,1 m³/ para las tecnologías sólo fango secundario hidrolizado, un 66,2% superior. Ante este último valor, se ha optado por considerar la operación de dos digestores en las tecnologías sólo fango secundario hidrolizado. En esta tecnología, al hidrolizarse sólo el fango secundario, se tiene que aplicar la reducción de SV al fango primario de valor 50% (frente al 60% del primario hidrolizado) y al fango secundario hidrolizado de valor 64%, con lo que el resultado total para el fango mixto una vez mezclados ambos fangos en el anillo de mezcla es del 56,7%, un 8,4% inferior a las tecnologías con hidrólisis térmica convencional.

La aportación del fango primario sin hidrolizar que se realiza en esta tecnología presenta una producción específica de CH₄ menor que si el fango estuviera hidrolizado, por lo que la producción de biogás va a ser menor a la de las tecnologías que hidrolizan tanto el primario como el secundario. Tomando como referencia estas últimas tecnologías, la producción específica de CH₄ del fango mixto alcanza un valor de 0,315 m³/kg, un 9,2% inferior al valor de 0,347 m³/kg y la proporción de biogás producido ha sido de 53/47% comparado con el valor de 57/43% anterior. Por otra parte, la producción de biogás decrece un 7,1% desde 3.640 a 3.380 kW mientras que la producción específica de biogás por SV destruido disminuye también un 1%, pasando de 900 a 891 m³/kg SV. Estas indicaciones son también aplicables para las tecnologías Lysotherm y Aqualysis ya que pertenecen al mismo grupo que turbotec.

La Figura 5.29a ilustra el balance de energía de la línea de biogás donde se puede apreciar el consumo total del biogás producido en los digestores por parte de los motogeneradores y nulo de la caldera de recuperación. La Figura 5.29b muestra a su vez el balance de energía de esta línea en valores porcentuales.

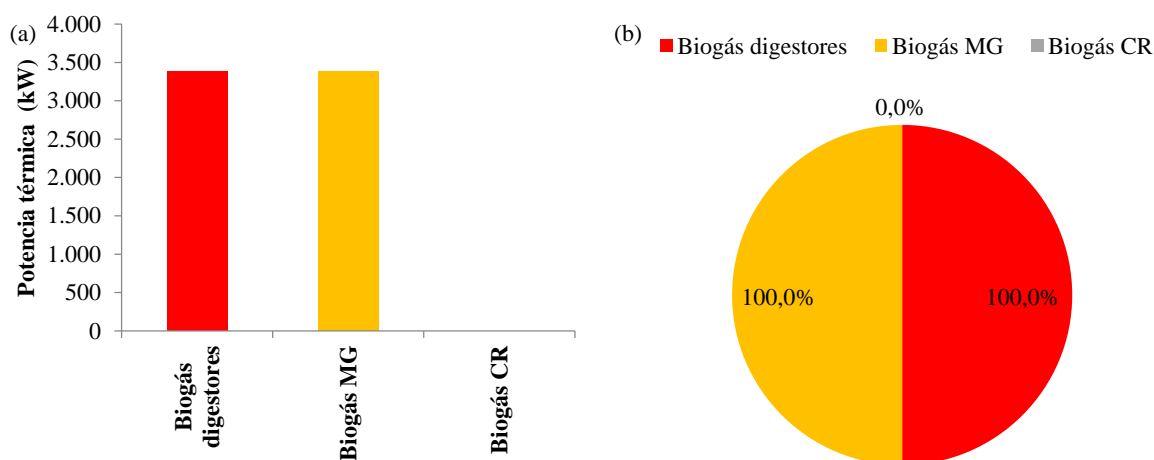


Figura 5.29. Balance de energía de la línea de biogás de la tecnología Turbotec. **a)** Valores absolutos. **b)** Valores porcentuales.

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

La potencia térmica que se necesita aportar en el intercambiador de recirculación de fangos es de 714 kW a suministrar por el circuito de refrigeración principal de los motogeneradores. La potencia máxima que pueden aportar los tres motogeneradores en su circuito principal es de 647 kW, prácticamente igual al requerido (-9,4%), pero que llama la atención sobre este tipo de tecnologías, en cuanto a la necesidad de ajustar las necesidades de térmicas de los digestores, sobre todo en los meses de invierno. Esta tecnología necesitaría de la instalación de algún elemento adicional al proceso para lograr esos 67 kW adicionales, como por ejemplo un intercambiador de vapor-agua del circuito principal, generando vapor extra en la caldera sin consumo de biogás, pues únicamente se aprovecha un 39,4% de la energía útil de los gases de escape para generar el vapor vivo y el resto se pierde. Aunque en principio, la aportación únicamente de 67 kW adicionales parece una cantidad muy pequeña, el problema se acrecienta en los meses de invierno ante la baja temperatura ambiente y del propio fango. Este problema también acontece en las tecnologías Lysotherm y Aqualysis. En la Tabla 5.18 se indican una serie de valores de otros parámetros energéticos obtenidos para el ciclo continuo y la Tabla 5.19 muestra los resultados obtenidos del balance de generación de energía eléctrica y los rendimientos del proceso.

Tabla 5.18. *Parámetros energéticos obtenidos de la tecnología Turbotec.*

<i>Parámetros</i>	<i>Valores obtenidos</i>
Flujo másico vapor vivo (kg/h)	382
Potencia térmica vapor vivo (kW)	294
Potencia térmica recuperada gases escape (kW)	258
Potencia térmica agua alimentación (kW)	36
Potencia térmica quemador caldera (kW)	0
Potencia térmica caldera (kW)	294

Tabla 5.19. *Balance de generación de energía eléctrica y rendimientos de la tecnología Turbotec.*

<i>Parámetros</i>	<i>Valores obtenidos</i>
Número motogeneradores en operación (uds)	3
Grado de carga (%)	68,8
Potencia eléctrica generada (kW)	1.234
Energía eléctrica diaria generada (MWh)	29,6
Energía eléctrica anual generada (MWh)	10.810
Rendimiento eléctrico proceso (%)	36,5
Rendimiento térmico proceso (%)	29,6
Rendimiento energético proceso (%)	66,1
Factor aprovechamiento energía útil proceso (%)	62

En esta tecnología se genera una potencia eléctrica de 1.234 kW, valor que se encuentra por debajo del obtenido con la tecnología Exelys, un 8,9% inferior. Esto es debido a que el fango sin hidrolizar tiene una producción específica de CH₄ inferior al hidrolizado. La Figura 5.30 visualiza el diagrama de funcionamiento del proceso Turbotec insertado dentro del proceso de la EDAR, los parámetros, el balance de masa y energía, concentraciones y temperaturas de la línea de fangos. La unidad de hidrólisis térmica está representada según la referencia (Pereboom et al., 2014).

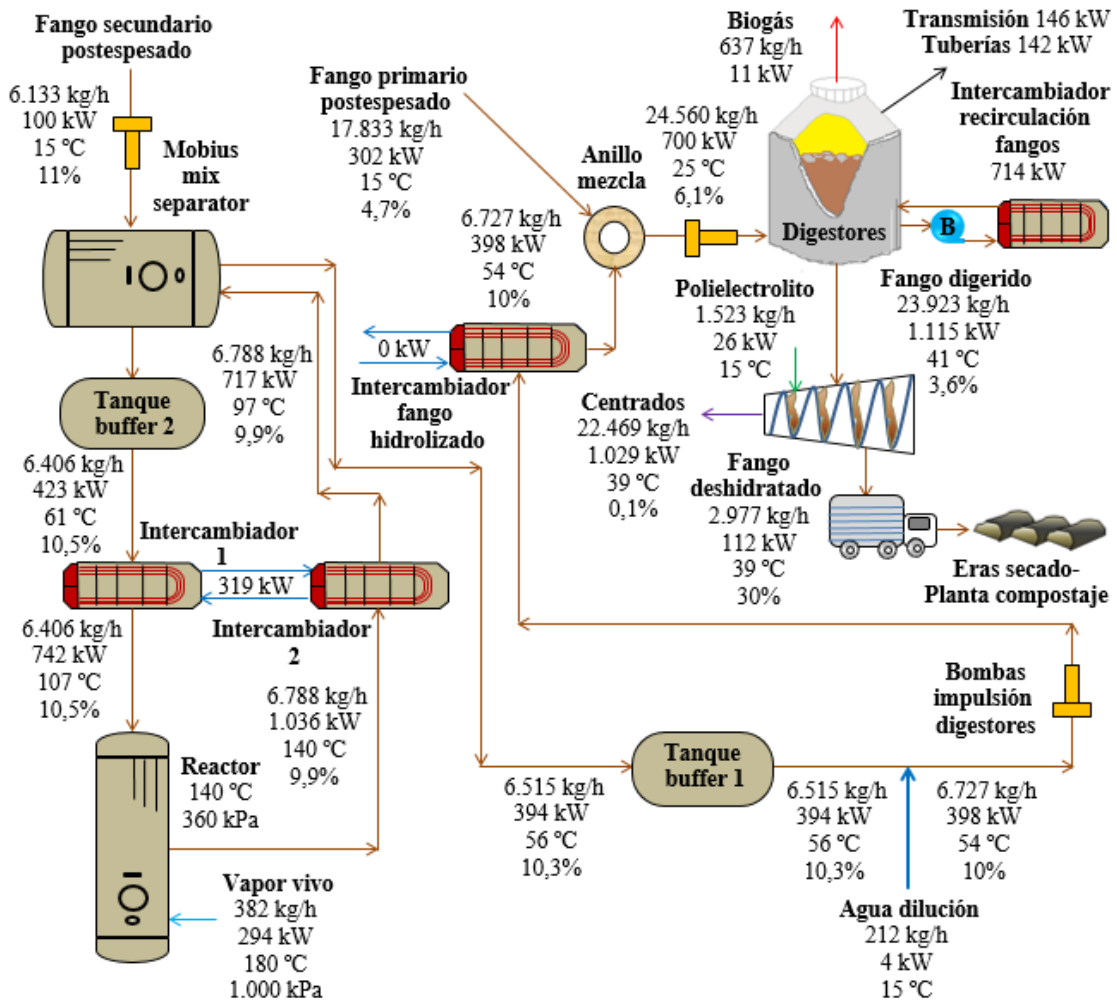


Figura 5.30. Diagrama de operación, parámetros y balance de masa y energía de la línea de fangos de la tecnología Turbotec.

Para esta tecnología, el balance de masa y energía de la línea de fangos se considera hasta la entrada del fango a los digestores (a diferencia de los tres anteriores), pues se incorpora el fango primario sin hidrolizar en el anillo de mezcla junto con el fango secundario hidrolizado antes de entrar en los digestores. Es necesaria la aportación de energía térmica en los intercambiadores de recirculación de fangos, algo que en las tecnologías con fango primario y

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

secundario hidrolizado no era necesario. La Tabla 5.20 indica por un lado los valores de los parámetros específicos obtenidos a partir de la etapa de cálculo establecida y por otro los valores de referencia, con el objeto de poder ser comparados.

Tabla 5.20. *Parámetros específicos obtenidos y de referencia de la tecnología Turbotec.*

<i>Parámetros</i>	<i>Valores obtenidos</i>	<i>Valores referencia</i>	<i>Referencias</i>
		690	(Spinosa et al., 2011)
Consumo específico vapor vivo (kg/t ST)	585	745	(Pereboom et al., 2014)
		690	(Sustec, 2015)
Coefficiente carga volumétrico (kg SV/m ³ ·d)	2,3	4-5	(Sustec, 2015)
Reducción SV (%)	56,7		...
		20	(Pereboom et al., 2014)
Tiempo retención hidráulica (d)	20,6	15	(Sustec, 2013)
		12	(Spinosa et al., 2011)
		30-50	(Spinosa et al., 2011)
Incremento producción biogás (%)	20,2	30-35	(Pereboom et al., 2014)
		50	(Sustec, 2013)
		30-35	(Sustec, 2015)
Producción específica biogás (m ³ /t ST)	378
Producción específica biogás por SV eliminados (m ³ /t SV)	890
Potencia eléctrica específica (kWh/t ST)	813
Incremento generación energía eléctrica (%)	35,2	30-35	(Sustec, 2015)

5.4.5. Tecnología Haarslev.

El proceso de cálculo es totalmente similar a la tecnología Cambi, al obtener el precalentamiento mediante vapor flash. La Figura 5.31a permite visualizar el precalentamiento del fango en el precalentador mediante vapor flash del economizador y el doble calentamiento con vapor vivo efectuado en presurizador y el reactor. Se puede observar la existencia del nuevo *punto de acercamiento 3* entre la temperatura del vapor vivo y la del presurizador. La Figura 5.31b muestra la evolución de la temperatura del fango desde su entrada en el precalentador hasta su salida por el refrigerador, temperatura de los vapores flash, vapor vivo y punto de mezcla con el agua de dilución. El vapor flash obtenido en el refrigerador en condiciones de vacío sirve para extraer los gases no condensables del fango en el condensador refrigerado mediante un circuito de agua. De la misma manera, según las condiciones de vacío que se adopten en el refrigerador se puede regular la temperatura del fango hidrolizado enviado a los digestores considerando también la acción del agua de dilución necesaria para disminuir la concentración del fango y la viscosidad.

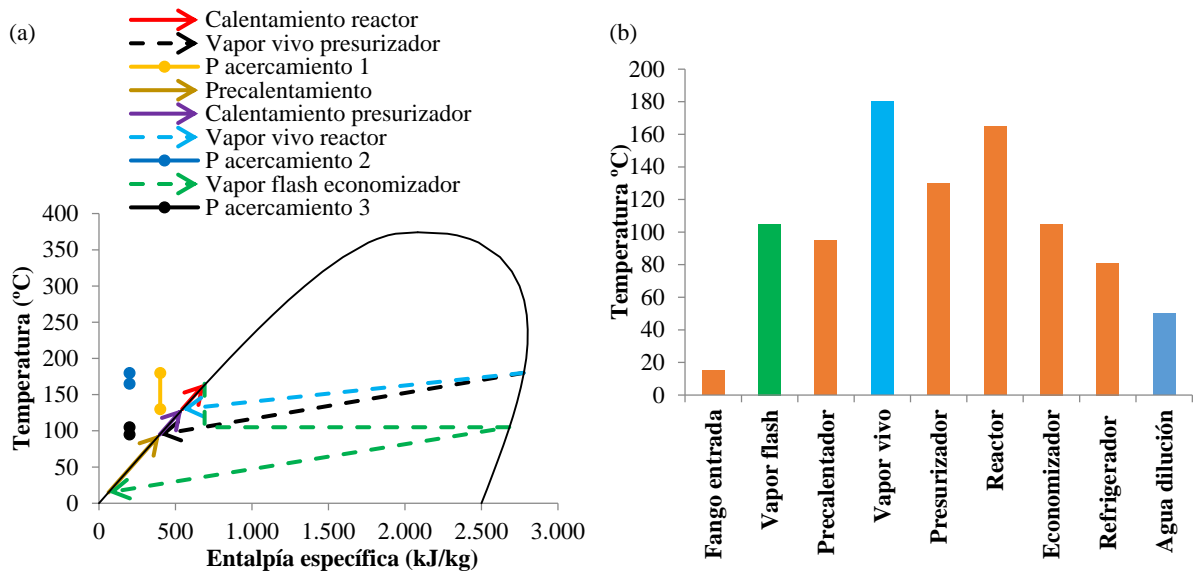


Figura 5.31. Diagramas de precalentamiento y calentamiento del fango de la tecnología Haarslev. **a)** Temperatura-entropía específica. **b)** Evolución de la temperatura del fango y del vapor.

La Figura 5.32a representa el balance de energía de la línea de biogás. Se aprecia el pequeño consumo de biogás en la caldera de recuperación con 40 kW, prácticamente nulo, gracias a la elevada concentración de ST del fango de entrada y al aprovechamiento total de la energía de los gases de escape, caracterizadas éstas precisamente por el consumo nulo o bajo consumo de biogás en la caldera. La Figura 5.32b muestra el balance de energía de la línea de biogás de una forma porcentual, donde se aprecia que la caldera consume un 1,1% del biogás producido en los digestores.

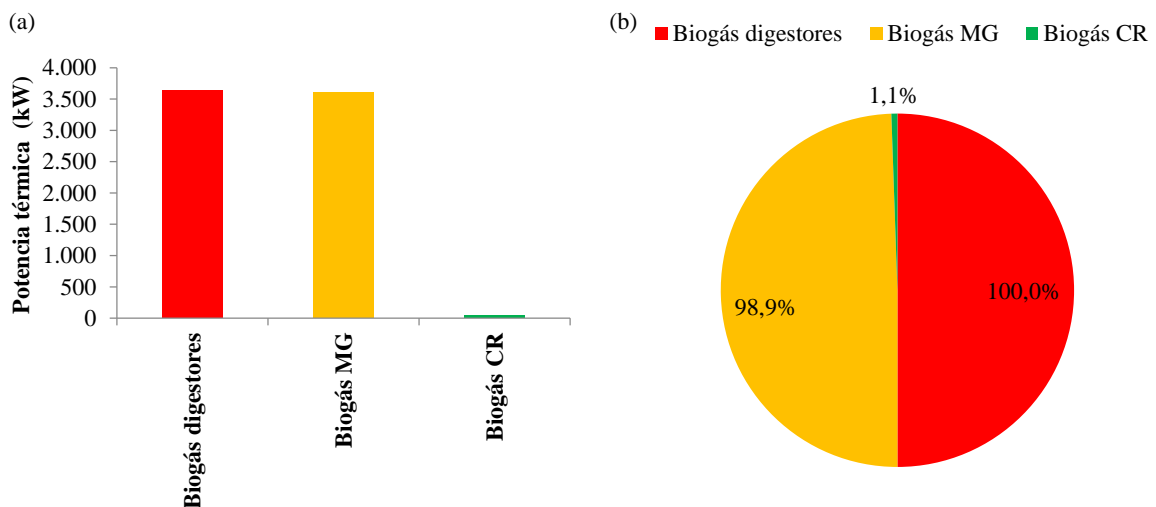


Figura 5.32. Balance de energía de la línea de biogás de la tecnología Haarslev. **a)** En valores absolutos. **b)** En valores porcentuales.

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

En la Tabla 5.21 se indican una serie de valores de otros parámetros energéticos obtenidos para el ciclo continuo. La Tabla 5.22 muestra los resultados obtenidos del balance de generación de energía eléctrica y los rendimientos del proceso completo. La generación de energía eléctrica ha alcanzado un 98,7% de la máxima posible, 1.354 kW, con un consumo en la caldera únicamente del 1,3%, por lo que con esta tecnología se han conseguido unos buenos resultados.

Tabla 5.21. *Parámetros energéticos obtenidos de la tecnología Haarslev.*

<i>Parámetros</i>	<i>Valores obtenidos</i>
Flujo másico vapor vivo (kg/h)	1.093
Potencia térmica vapor vivo (kW)	843
Potencia térmica recuperada gases escape (kW)	102
Potencia térmica agua alimentación (kW)	35
Potencia térmica quemador caldera (kW)	35
Potencia térmica caldera (kW)	843

Tabla 5.22. *Balance de generación de energía eléctrica y rendimientos de la tecnología Haarslev.*

<i>Parámetros</i>	<i>Valores obtenidos</i>
Número motogeneradores en operación (uds)	3
Grado carga (%)	74,5
Potencia eléctrica generada (kW)	1.336
Energía eléctrica diaria generada (MWh)	32,1
Energía eléctrica anual generada (MWh)	11.703
Rendimiento eléctrico proceso (%)	36,7
Rendimiento térmico proceso (%)	15,9
Rendimiento energético proceso (%)	52,6
Factor aprovechamiento energía útil proceso (%)	33,9

La Figura 5.33 permite observar el diagrama operativo del proceso Haarslev, los parámetros, el balance de masa y energía, concentraciones y temperaturas de la línea de fangos. El esquema de proceso de la unidad de hidrólisis térmica se ha representado según la referencia (Haarslev, 2017).

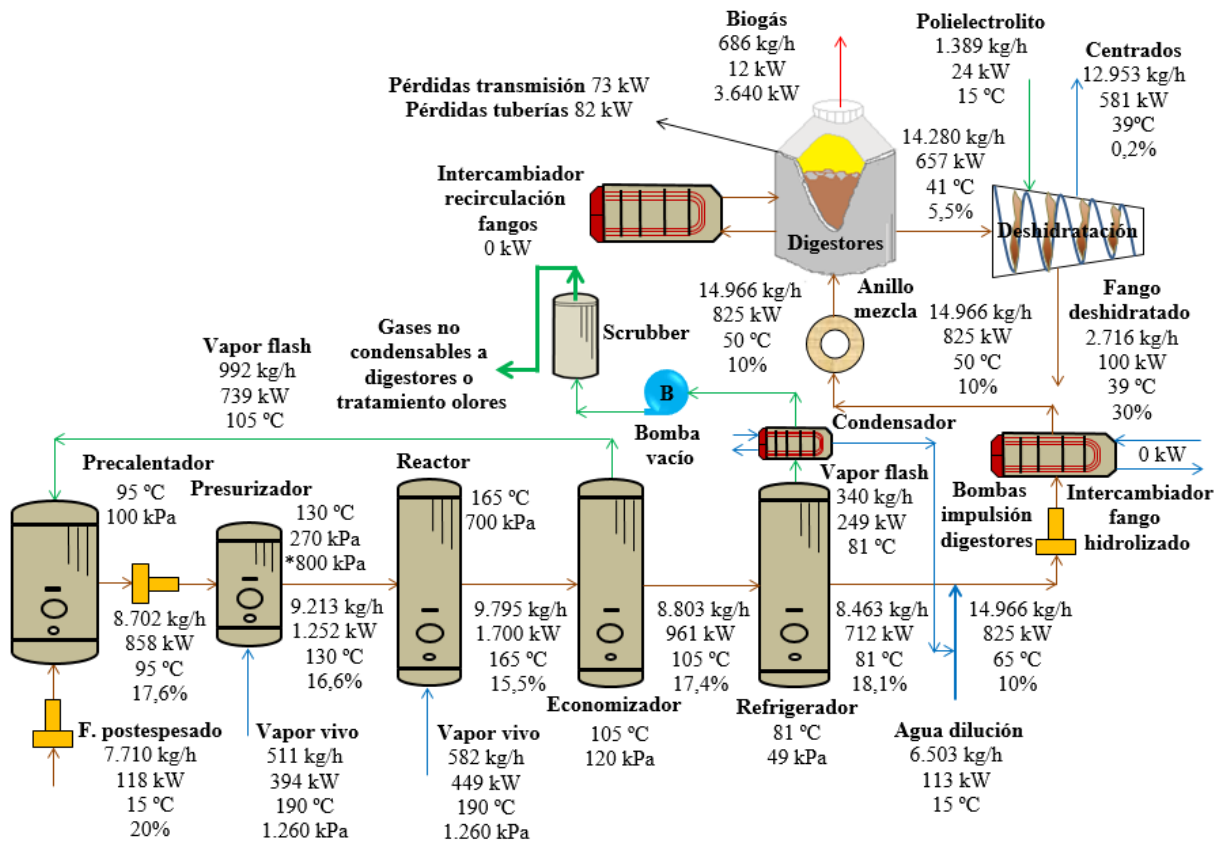


Figura 5.33. Diagrama de operación, parámetros y balance de masa y energía de la línea de fangos de la tecnología Haarslev.

Se observa en el refrigerador la salida de 340 kg/h de vapor flash hacia el condensador. Sin embargo, por falta de datos debidamente referenciados sobre el porcentaje de gases no condensables creados en él, se ha supuesto que el 100% de este vapor flash es enviado al scrubber, no retornando para unirse con el agua de dilución los gases condensables que se han convertido en líquido. Por otro lado, las condiciones de diseño del refrigerador son de 60 °C y 20 kPa, pero no son de aplicación en este caso, pues la temperatura del fango después del agua de dilución sería de sólo 38 °C, necesiándose entonces la aportación de energía térmica en los digestores para conseguir la temperatura adecuada de digestión. Por lo tanto, para que la temperatura del fango de entrada a los digestores sea de 50 °C, las condiciones en el refrigerador deben ser de 81 °C y 49 kPa, siendo de esta forma nula la refrigeración del fango en el intercambiador de fango hidrolizado ya que ésta es una de las ventajas de esta tecnología y la única que la presenta.

La Tabla 5.23 indica por un lado los valores de los parámetros específicos obtenidos a partir de la etapa de cálculo establecida y por otro los valores de referencia, con el objeto de ser comparados.

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

Tabla 5.23. Parámetros específicos obtenidos y de referencia de la tecnología Haarslev.

Parámetros	Valores obtenidos	Valores referencia	Referencias
Consumo específico vapor vivo (kg/t ST)	751	170 kg/m ³ fango	(Haarslev, 2014)
		978 kg/t ST (16,5%)	(Haarslev, 2014)
		705 kg/t ST (22%)	(Mah, 2017)
Coefficiente carga volumétrico (kg SV/m ³ ·d)	4,6
Reducción SV (%)	61,9	60	(Haarslev, 2014)
Tiempo retención hidráulica (d)	17,2
Incremento producción biogás (%)	32,8	25	(Haarslev, 2017)
Producción específica biogás (m ³ /t ST)	412
Producción específica biogás por SV eliminados (m ³ /t SV)	900
Potencia eléctrica específica (kWh/t ST)	891
Incremento generación energía eléctrica (%)	46,3

5.4.6. Tecnología Lysotherm.

Corresponde a un proceso con fango primario sin hidrolizar y fango secundario hidrolizado, con las mismas ecuaciones que Turbotec en los “puntos frontera” del proceso, arqueta de fangos mixtos y anillo de mezcla. La Figura 5.34a permite observar la etapa de precalentamiento del fango mediante el circuito regenerativo de agua y la etapa de calentamiento con el circuito de aceite térmico, no existiendo ningún punto de acercamiento representado, porque la aportación de energía térmica es mediante aceite. Sin embargo, sí que existe el punto de acercamiento entre las temperaturas del aceite térmico y del reactor tubular cuyo valor es de 17 °C. La Figura 5.34b indica la variación de la temperatura en los distintos elementos de la unidad de hidrólisis térmica.

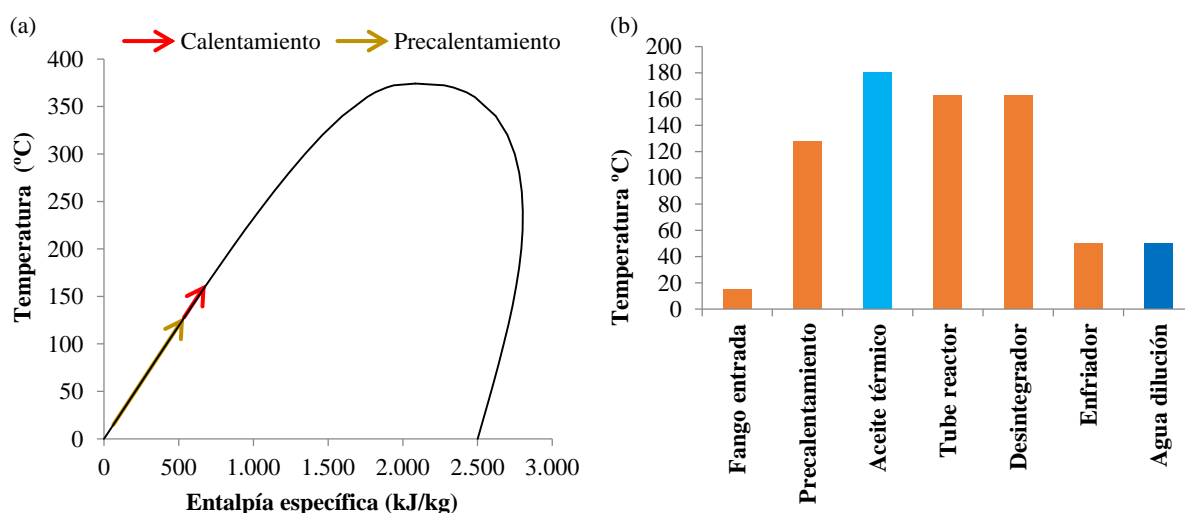


Figura 5.34. Diagramas de precalentamiento y calentamiento del fango de la tecnología Lysotherm. **a)** Temperatura-entalpía específica. **b)** Evolución de la temperatura del fango y del vapor.

La Figura 5.35a ilustra el balance de energía de la línea de biogás donde se puede volver a apreciar el consumo nulo de biogás en la caldera de recuperación. Sin embargo, esta tecnología presenta una producción de biogás de 3.380 kW, un 7,1% inferior a las tecnologías de fango primario y secundario hidrolizado Cambi, Biothelys y Exelys. La Figura 5.35b representa el mismo balance, pero en valores porcentuales. Los valores de este balance son idénticos a los de la tecnología Turbotec, con todo el biogás disponible para ser quemado en los motogeneradores, fruto del precalentamiento inicial efectuado sobre el fango postespesado secundario crudo.

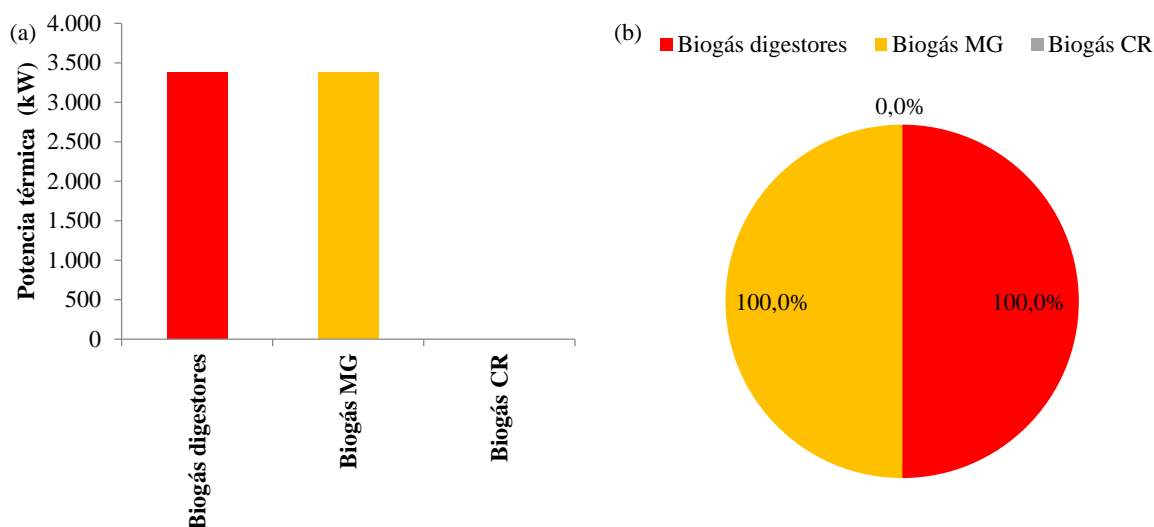


Figura 5.35. Balance de energía de la línea de biogás de la tecnología Lysotherm. **a)** En valores absolutos. **b)** En valores porcentuales.

En la Tabla 5.24 se indican una serie de valores de otros parámetros energéticos obtenidos para el ciclo continuo. La Tabla 5.25 muestra los resultados obtenidos del balance de generación de energía eléctrica y los rendimientos del proceso.

Tabla 5.24. Parámetros energéticos obtenidos de la tecnología Lysotherm.

Parámetros	Valores obtenidos
Flujo másico vapor vivo (kg/h)	328
Potencia térmica vapor vivo (kW)	254
Potencia térmica recuperada gases escape (kW)	210
Potencia térmica agua alimentación (kW)	44
Potencia térmica quemador caldera (kW)	0
Potencia térmica caldera (kW)	254

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

Tabla 5.25. Balance de generación de energía eléctrica y rendimientos de la tecnología Lysotherm.

Parámetros	Valores obtenidos
Número motogeneradores en operación (uds)	3
Grado carga (%)	68,8
Potencia eléctrica generada (kW)	1.234
Energía eléctrica diaria generada (MWh)	29,6
Energía eléctrica anual generada (MWh)	10.810
Rendimiento eléctrico proceso (%)	36,5
Rendimiento térmico proceso (%)	29,6
Rendimiento energético proceso (%)	66,1
Factor aprovechamiento energía útil proceso (%)	62

La Figura 5.36 proporciona una visión del diagrama operativo del proceso Lysotherm, parámetros, balance de masa y energía, concentraciones y temperaturas de la línea de fangos. Esquema del proceso de la unidad de hidrólisis térmica según la referencia (Geraats, 2015).

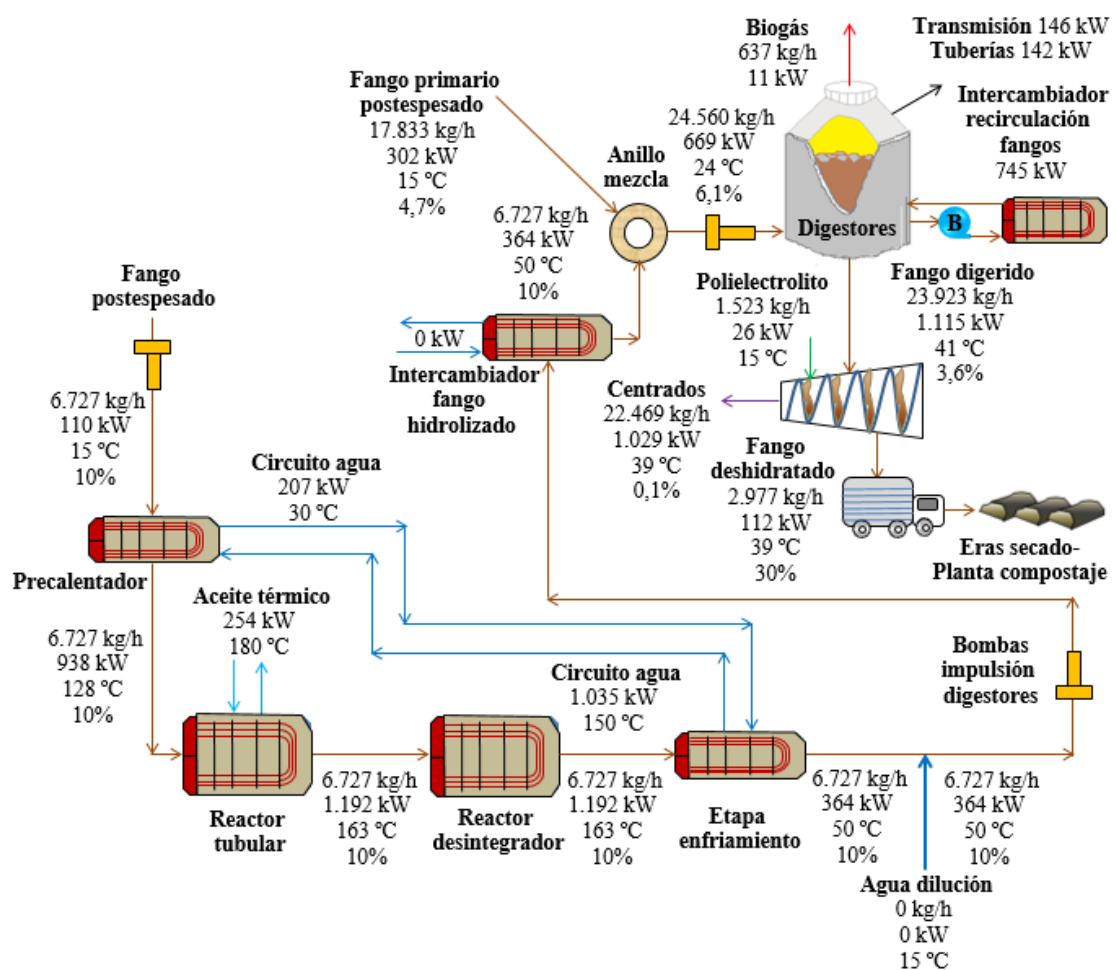


Figura 5.36. Diagrama de operación, parámetros, balance de masa y energía de la línea de fangos de la tecnología Lysotherm.

El aceite térmico a 180 °C se envía desde el intercambiador de la caldera de recuperación hasta el reactor tubular. Al igual que las tecnologías Exelys y Turbotec dispone de un circuito regenerativo exterior de agua para precalentamiento del fango postespesado antes de ser introducido en el reactor tubular. Se observa una pequeña diferencia en la potencia térmica y temperatura de entrada en el anillo y en el valor de la potencia térmica del intercambiador de recirculación de fangos con respecto a Turbotec.

La Tabla 5.26 indica por un lado los valores de los parámetros específicos obtenidos a partir de la etapa de cálculo establecida y por otro los valores de referencia, con el objeto de poder ser comparados.

Tabla 5.26. *Parámetros específicos obtenidos y de referencia de la tecnología Lysotherm.*

<i>Parámetros</i>	<i>Valores obtenidos</i>	<i>Valores referencia</i>	<i>Referencias</i>
Consumo específico vapor vivo (kg/t ST)	501
Coefficiente carga volumétrico (kg SV/m ³ ·d)	2,3
Reducción SV (%)	56,7	>50%	(Eliquo Water Energy, 2016)
Tiempo retención hidráulica (d)	20,6	15-20 15	(Buchmüller y Geraats, 2015) (Geraats, 2015)
Incremento producción biogás (%)	20,2	>50% 20%	(Eliquo Water Energy, 2016) (Buchmüller y Geraats, 2015)
Producción específica biogás (m ³ /t ST)	378	400	(Geraats, 2015)
Producción específica biogás por SV eliminados (m ³ /t SV)	890
Potencia eléctrica específica (kWh/t ST)	813
Incremento generación energía eléctrica (%)	35,2	28,9	(Geraats, 2015)

5.4.7. Tecnología Aqualysis.

La Figura 5.37a muestra el precalentamiento del fango de entrada postespesado por medio del vapor flash del flash-tank y el calentamiento mediante vapor vivo procedente de la caldera en el reactor. La Figura 5.37b indica la variación de la temperatura en cada uno de los elementos de la unidad de hidrólisis térmica. Como se puede observar, estos diagramas son idénticos al de la tecnología Cambi, con la única diferencia de que Aqualysis es un proceso continuo. Como consecuencia de que la concentración del fango postespesado de entrada es menor que la de Cambi, 16% frente a 16,5%, el consumo de vapor vivo es un poco más elevado, las concentraciones en los tanques un poco menores y la temperatura del fango después del agua de dilución un poco mayor, 81 °C frente a 79 °C de Cambi.

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

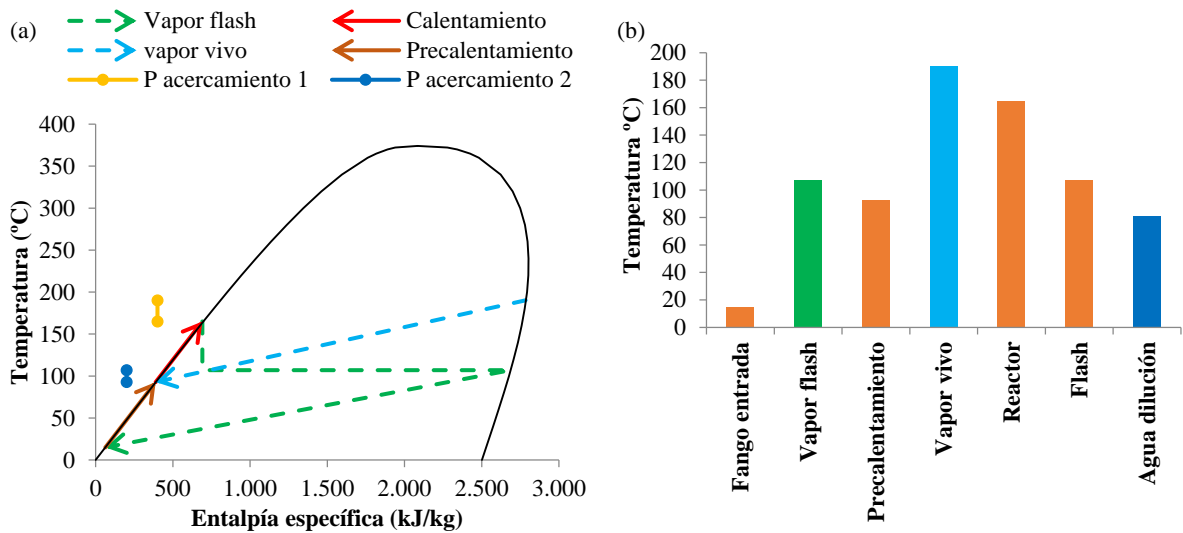


Figura 5.37. Diagramas de precalentamiento y calentamiento del fango de la tecnología Aqualysis. **a)** Temperatura-entalpía específica. **b)** Evolución de la temperatura del fango y del vapor.

La Figura 5.38a permite visualizar el balance de la línea de biogás donde se aprecia el consumo del 100% del biogás producido en los motogeneradores y el consumo nulo en la caldera de recuperación. Es necesario indicar que la producción de biogás en esta tecnología es de 3.380 kW, un 7,1% inferior a las tecnologías con fango primario y secundario hidrolizado e igual a las tecnologías Turbotec y Lysotherm. La Figura 5.38b indica los resultados del balance pero de forma porcentual.

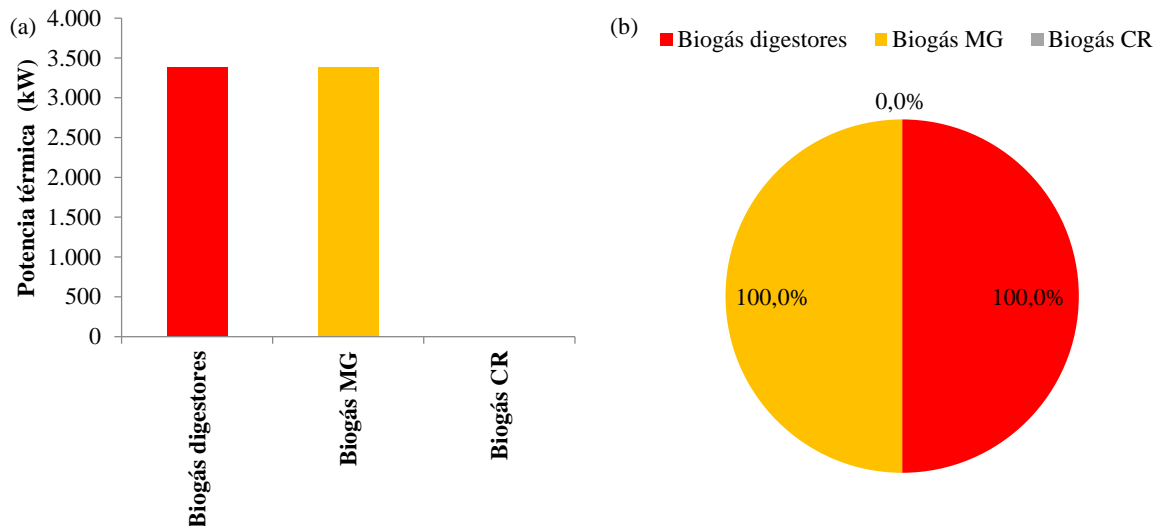


Figura 5.38. Balance de energía de la línea de biogás de la tecnología Aqualysis. **a)** En valores absolutos. **b)** En valores porcentuales.

En la Tabla 5.27 se indican una serie de valores de otros parámetros energéticos obtenidos para el ciclo continuo, mientras la Tabla 5.25 muestra los resultados obtenidos del balance de generación de energía eléctrica, los rendimientos y el factor de aprovechamiento de la energía térmica útil del proceso.

Tabla 5.27. *Parámetros energéticos obtenidos de la tecnología Aqualysis.*

<i>Parámetros</i>	<i>Valores obtenidos</i>
Flujo másico vapor vivo (kg/h)	636
Potencia térmica vapor vivo (kW)	492
Potencia térmica recuperada gases escape (kW)	433
Potencia térmica agua alimentación (kW)	59
Potencia térmica quemador caldera (kW)	0
Potencia térmica caldera (kW)	492

Tabla 5.28. *Balance de generación de energía eléctrica y rendimientos de la tecnología Aqualysis.*

<i>Parámetro</i>	<i>Valores obtenidos</i>
Número motogeneradores en operación (uds)	3
Grado carga (%)	68,8
Potencia eléctrica generada (kW)	1.234
Energía eléctrica diaria generada (MWh)	29,6
Energía eléctrica anual generada (MWh)	10.810
Rendimiento eléctrico proceso (%)	36,5
Rendimiento térmico proceso (%)	29,6
Rendimiento energético proceso (%)	66,1
Factor aprovechamiento energía útil proceso (%)	62

La Figura 5.39 muestra el diagrama operativo del proceso Aqualysis, los parámetros, el balance de masa y energía, concentraciones y temperaturas de la línea de fangos. El esquema de proceso de la unidad de hidrólisis térmica está representado según la referencia (Rouge et al., 2014). Al igual que lo indicado para la Figura 5.37, en este diagrama de proceso representado también se puede observar que es completamente idéntico a Cambi excepto funcionalmente en que Aqualysis únicamente hidroliza el fango secundario y en la aportación del fango primario sin hidrolizar que se une al anterior en el anillo de mezcla.

5.4.8. Tecnología tH₄⁺.

El cálculo de esta tecnología es idéntico al de Cambi para ciclo medio, con la salvedad de que dispone de algunos elementos adicionales, pero las ecuaciones son totalmente similares. La temperatura de trabajo de la hidrólisis térmica se encuentra entre dos límites (Fernández-Polanco y González-Calvo, 2015): si la temperatura es del orden de los 100 °C, el tiempo de retención o reacción es muy elevado, mayor de una hora mientras si la temperatura es mayor de 180 °C, se originan reacciones secundarias de degradación, reacciones de Maillard, formándose compuestos recalcitrantes no biodegradables e incluso tóxicos que hagan disminuir la biodegradabilidad de los sólidos.

La Figura 5.40a muestra el precalentamiento y calentamiento del fango en el tanque de carga por medio del vapor flash del flash-tank a partir del cual, el fango se dirige a los presurizadores, donde es precalentado de nuevo por vapor flash del reactor a 165 °C (700 kPa) con el fin de elevar la temperatura del fango hasta 149 °C (460 kPa). Se pueden observar dos diferencias con respecto a otras tecnologías, una es que el calentamiento se realiza a una temperatura de 207 °C, valor muy superior a la temperatura de reacción de la hidrólisis térmica, 165 °C, y otra porque tiene dos circuitos de vapor flash a diferentes temperaturas y presiones: vapor flash del reactor y vapor flash del flash-tank. La Figura 5.40b permite visualizar la variación de la temperatura a lo largo de los elementos de la unidad de hidrólisis térmica.

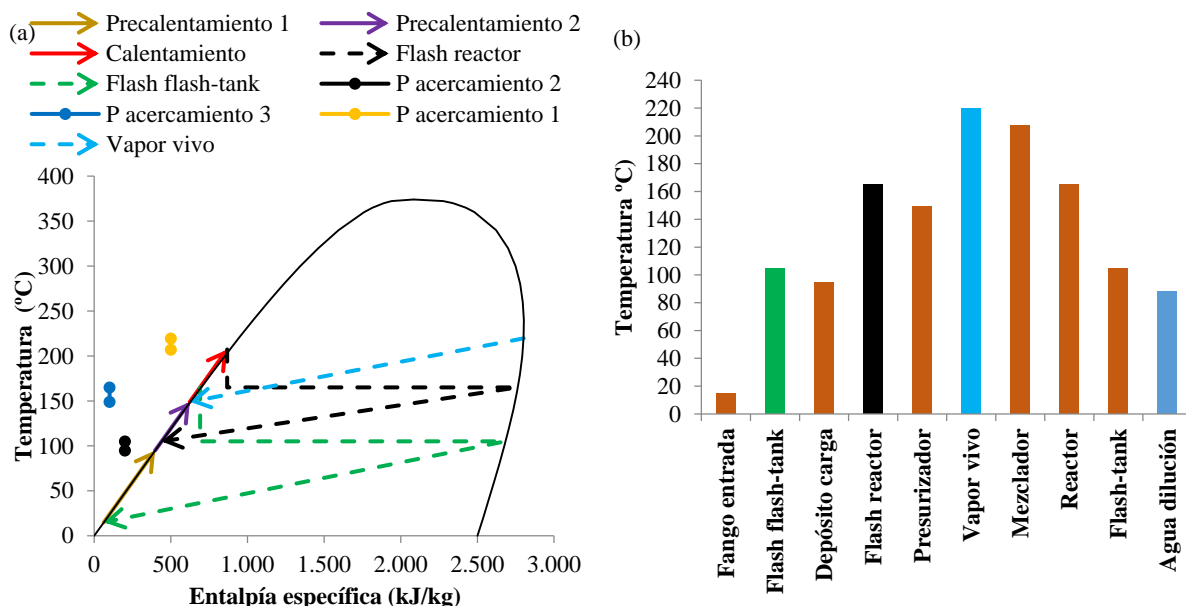


Figura 5.40. Diagramas de precalentamiento y calentamiento del fango de la tecnología tH₄⁺. **a)** Temperatura-entropía específica. **b)** Evolución de la temperatura del fango y vapor.

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

La tecnología Cambi dispone en la mayoría de sus plantas de reactores de 6-12 m³ y pulper-flash-tank de 15-34 m³, la tecnología tH₄⁺ para una capacidad de tratamiento de 500.000 h.e, los depósitos de carga y presurizador son aproximadamente de 5 m³, el reactor de 2 m³ y el flash-tank de 2 m³, lo que da una idea del ahorro conseguido con esta tecnología en el equipamiento necesario (Fernández-Polanco y González-Calvo, 2015).

La reducción de SV para esta tecnología resulta tener un valor del 70% para el fango primario, 74,7% para el secundario y 72,2% para el mixto, valores un 16,6% mayores que los de las tecnologías Cambi, Biothelys, Exelys y Haarslev y un 27,3% superior a las tecnologías Turbotec, Lysotherm y Aqualysis. Este hecho va a originar que la producción de biogás se incremente igualmente en los mismos porcentajes, siendo la tecnología que presenta la máxima reducción de SV y producción de biogás como consecuencia de la elevación de temperatura llevada a cabo sobre el fango durante un pequeño periodo de tiempo. Como hecho negativo, hay que considerar que esta acción también requiere de una mayor aportación de energía térmica.

Los resultados obtenidos de los parámetros ambientales y del biogás producido en los digestores se presentan en la Tabla 5.30.

Tabla 5.30. *Parámetros ambientales y biogás obtenido en los digestores de la tecnología tH₄⁺.*

<i>Parámetros</i>	<i>Valores obtenidos</i>	<i>Tecnologías</i>
Reducción SV (%)	72	
Flujo másico biogás fango primario (kg/h)	406	
Flujo másico biogás fango secundario (kg/h)	394	
Flujo másico biogás fango mixto (kg/h)	800	
Flujo volumétrico biogás fango primario (m ³ /h)	384	
Flujo volumétrico biogás fango secundario (m ³ /h)	336	
Flujo volumétrico biogás fango mixto (m ³ /h)	720	
Potencia térmica biogás fango primario (kW)	2.265 (53,3%)	tH ₄ ⁺
Potencia térmica biogás fango secundario (kW)	1.982 (46,7%)	
Potencia térmica biogás fango mixto (kW)	4.246 (100%)	
Producción específica biogás por SV primarios eliminados (m ³ /t SV)	1.105	
Producción específica biogás por SV secundarios eliminados (m ³ /t SV)	993	
Producción específica biogás por SV fango mixto eliminados (m ³ /t SV)	1.050	
Producción específica CH ₄ del fango mixto (m ³ /t SV)	0,405	

Proceso tH_4^+ con termocompresor.

En la referencia (Fernández-Polanco y González-Calvo, 2015) consta un diagrama de flujo de esta tecnología con la incorporación de un termocompresor al proceso. En este diagrama, el vapor vivo tiene la posibilidad de suministrar al depósito tampón, salida de vapor flash del reactor, termocompresor y mezclador. Por otro lado, el vapor flash del flash-tank puede enviarse al tanque de carga o al termocompresor mientras el del reactor se envía en su totalidad al termocompresor y de aquí al presurizador. También prevé la salida de gases incondensables desde el tanque de carga.

Al existir dos procesos de creación de vapor flash que operan a temperaturas diferentes se producen dos flujos másicos de vapor flash de diferente presión y entalpía específica, vapor flash de media presión procedente del reactor y vapor de baja presión procedente del flash-tank. Ambos flujos másicos de vapor flash son llevados a un termocompresor, lo que junto a las presiones existentes en el tanque de carga y los presurizadores permite un aprovechamiento total de la energía térmica de los vapores flash (Fernández-Polanco y González-Calvo, 2015). La Figura 5.41 indica el diagrama general simplificado de proceso para esta tecnología dotada con un termocompresor de vapores flash como medio de precalentamiento del fango.

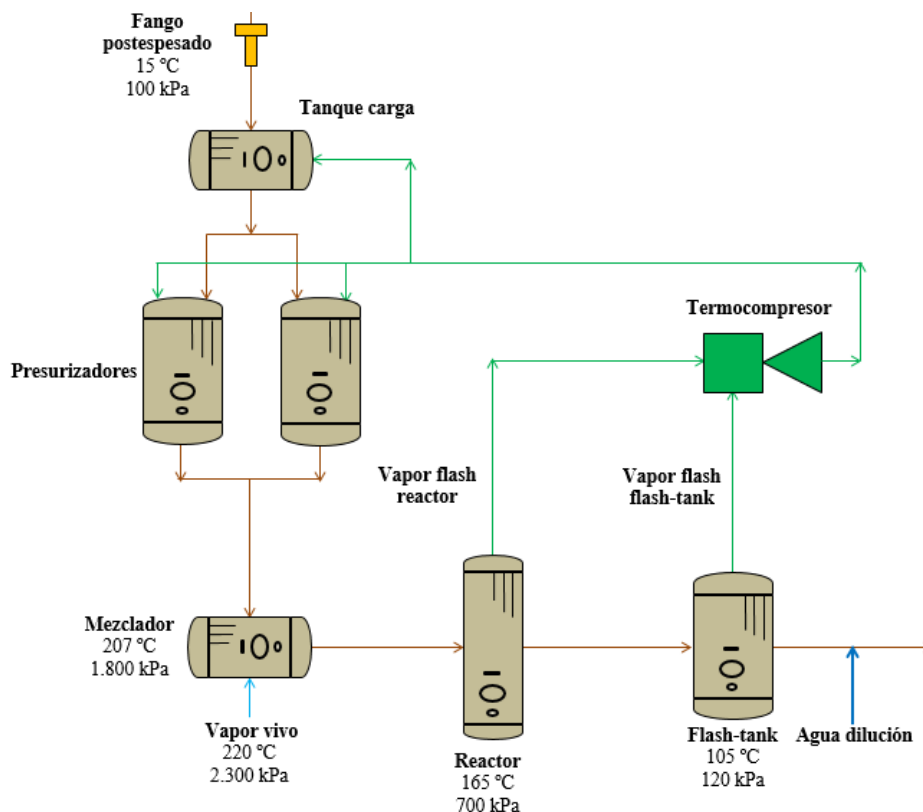


Figura 5.41. Diagrama de operación del proceso con termocompresor de vapor flash de la tecnología tH_4^+ .

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

Este esquema se corresponde con la referencia (Fernández-Polanco y González-Calvo, 2015), donde el flujo de vapor flash del termocompresor alimenta el tanque de carga y los presurizadores, prescindiendo de las demás posibilidades de enviar el vapor vivo o flash a otros elementos del proceso.

La Figura 5.42 presenta el esquema básico de un termocompresor de vapor (spiraxsarco3, 2017). Se puede describir como un tipo de eyector que utiliza un chorro de vapor a alta presión (presión motriz) para arrastrar vapor a baja presión (presión de succión), de forma que los dos vapores se mezclan y se descargan a una presión intermedia que se encuentra entre la presión motriz y la de succión (presión descarga), soliendo estar este vapor de descarga ligeramente sobrecalentado (Spiraxsarco1, 2017).

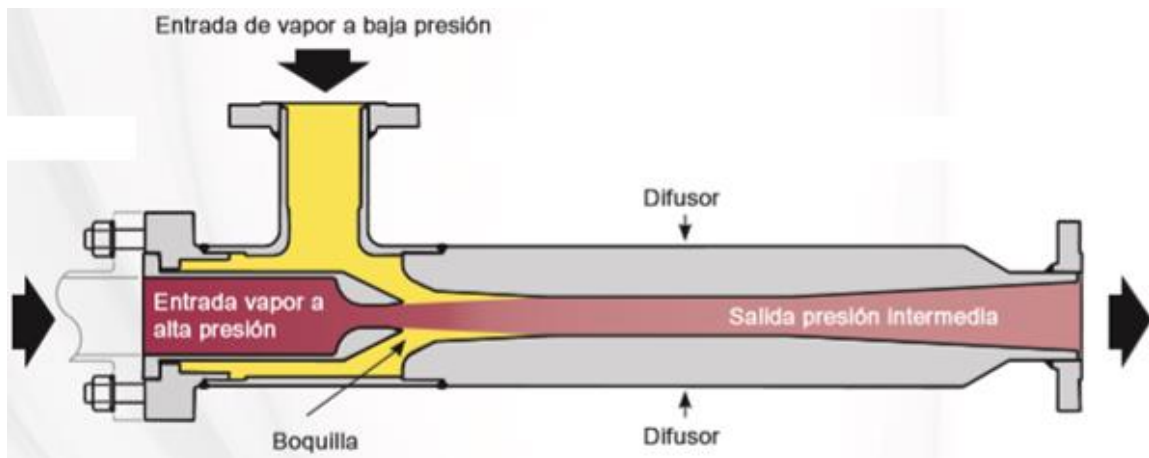


Figura 5.42. Esquema de un termocompresor de vapor (Spiraxsarco1, 2017).

Las Ecuaciones 5.73, 5.74 y 5.75 son las de diseño del termocompresor necesario para este proceso. Con los valores conocidos de la presión motriz (P_m , kPa) del vapor flash del reactor y la presión de succión (P_s , kPa) del vapor flash del flash-tank, se calcula la relación de expansión (E) del vapor flash de descarga. Mediante este valor E y la relación de arrastre (R) resultante de dividir el flujo másico de vapor de succión (M_s , kg/h) entre el flujo motriz (M_m , kg/h) y entrando con estos dos valores en el gráfico de la Figura 5.41 (Kadant, 2018), es posible calcular la relación de compresión (C) y por tanto, las condiciones de presión del vapor flash en la descarga (P_d , kPa). Dado que el valor de la entalpía específica del vapor de descarga es conocido, pues se calcula mediante el balance de masa y energía del vapor motriz, de succión y de descarga y además se conoce su presión, las condiciones de este vapor quedan totalmente definidas con estos dos parámetros.

$$C = \frac{P_d}{P_s} \quad (5.73)$$

$$E = \frac{P_m}{P_s} \quad (5.74)$$

$$R = \frac{M_s}{M_m} \quad (5.75)$$

Indicar que si $C < 1,8$, el diseño es subsónico, caso contrario es supersónico, considerándose unos valores de C de diseño entre 1,1-1,8 (Spiraxsarco1, 2017). En la Figura 5.43 se indica el proceso de cálculo en el gráfico de la relación de compresión (eje de abscisas) a partir de la relación de arrastre (eje de ordenadas) y la de expansión (varias curvas según diversos valores) (Kadant, 2018).

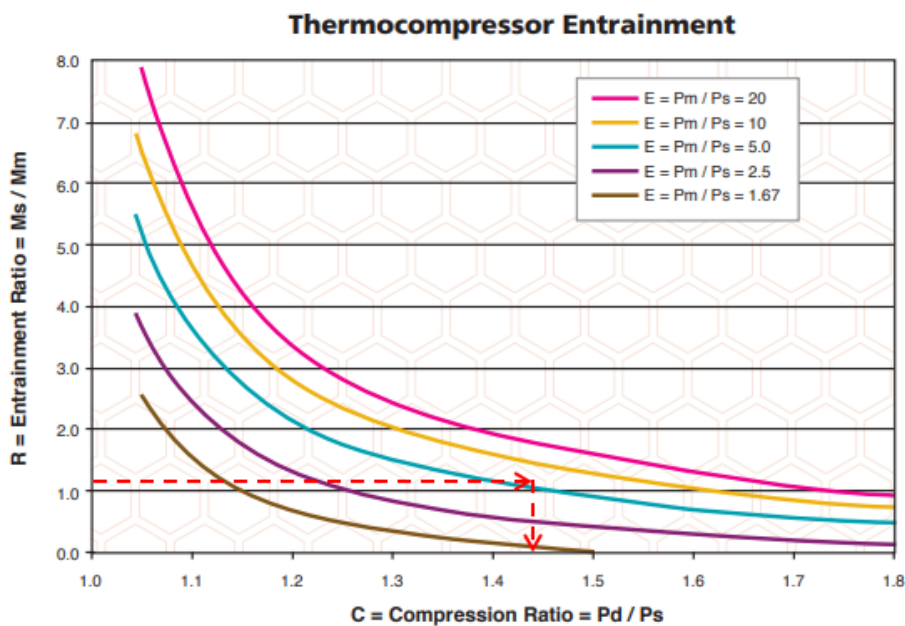


Figura 5.43. Cálculo de la relación de compresión del termocompresor de vapor flash (Kadant, 2018).

El valor resultante de la relación de compresión ha sido de 1,44, valor entre 1,1 y 1,8, por lo que se corresponde con un diseño subsónico. Se observa que a igualdad de relación de arrastre R, la relación de compresión C aumenta si lo hace la relación de expansión E. A continuación, la Figura 5.44 muestra el balance de masa y energía del termocompresor de vapor flash necesario para este proceso en concreto, donde se ha tratado de calcular las condiciones termodinámicas del vapor de descarga. Para ello, se ha partido de las relaciones de expansión y de arrastre definidas mediante las Ecuaciones 5.74 y 5.75, habiéndose obtenido mediante la gráfica de la Figura 5.43 el valor de la relación de compresión una vez entrado en ella con los valores de las dos relaciones calculadas anteriormente. Una vez conseguido este valor y aplicando la Ecuación 5.73, se obtiene el valor de la presión de descarga. Por medio del balance

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

de masa y energía del termostator se calcula el flujo másico de vapor de descarga y la entalpía específica y por tanto, con estos dos datos termodinámicos, presión y entalpía específica del vapor ya se pueden obtener todos los demás valores.

Indicar que para el valor de la presión de descarga y entalpía específica del vapor que se ha obtenido, resulta éste ligeramente sobrecalentado a una temperatura de 124 °C, siendo la temperatura de saturación a la presión obtenida correspondiente de 116 °C, tal y como ya se había predicho en la referencia Spirax Sarco (spiraxsarco1, 2017).

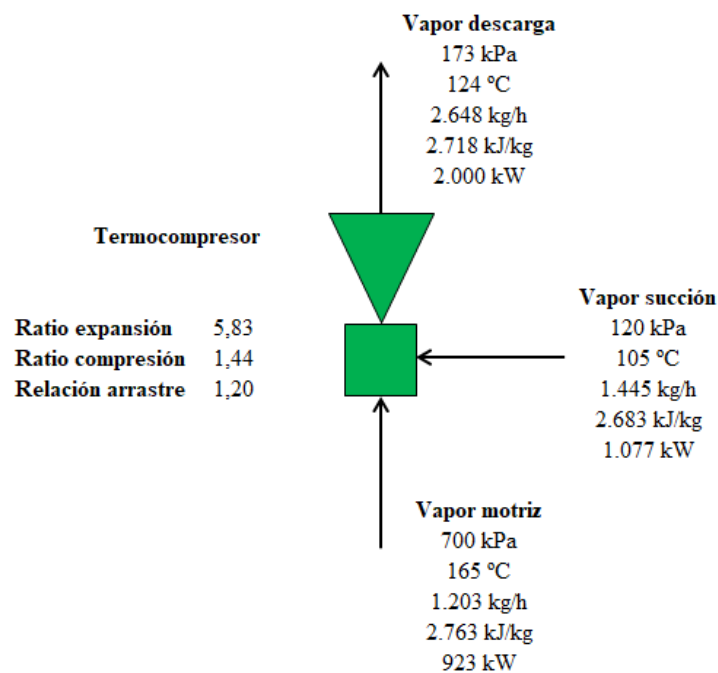


Figura 5.44. Balance de masa y energía del termostator de vapor flash de reactores y flash-tank.

Si se inyecta este flujo de vapor flash total de 2.648 kg/h con una potencia térmica de 2.000 kW en el tanque de carga y los presurizadores se podría elevar la temperatura del tanque de carga o de los presurizadores hasta 149 °C, valor calculado ya mediante el diseño sin termostator, pues tanto la masa de vapor como la potencia térmica conjunta es la misma en los dos casos. Sin embargo, aplicando el primer principio de la termodinámica, es imposible pasar energía térmica de un cuerpo de menor temperatura a uno de mayor temperatura sin realizar un determinado trabajo. En este caso, la máxima temperatura del vapor flash alcanzable con el termostator es de 124 °C que son 114 °C si se tiene en cuenta el punto de acercamiento mínimo de 10 °C. Por lo tanto, con el diseño tradicional de doble flujo másico de vapor flash de baja y media presión se había conseguido una temperatura en los presurizadores de 149 °C, mientras que aplicando el termostator de vapor flash con el diseño de la Figura

5.41, la máxima temperatura alcanzada en los presurizadores es de 114 °C. Como el consumo de vapor vivo es una función lineal creciente en función de la temperatura del fango de entrada al mezclador, está claro que si se disminuye la temperatura de precalentamiento en los presurizadores aumenta el consumo de vapor vivo en los mezcladores, por lo que no interesa la aplicación de un termostato de vapor flash a este proceso en concreto, habiéndose aplicado el método convencional eliminando el termostato.

Es importante indicar que la utilización de un termostato de vapor flash puede ser muy útil para el aprovechamiento de los vapores de proceso residuales existentes a bajas temperaturas, cuando el elemento al que se va a entregar la energía térmica del vapor tiene una temperatura tal, que se encuentra entre la temperatura del vapor de descarga (una vez deducido el punto de acercamiento) y la del vapor de succión. En este caso específico, su aplicación correspondería a un intervalo de temperaturas de operación de $114\text{ °C} < T_{\text{pro}} < 105\text{ °C}$, donde T_{pro} es la temperatura del tanque donde se va a introducir el vapor flash del termostato (°C). De esta forma, hubiera interesado que la temperatura del tanque de carga o presurizador fuera mayor que la temperatura del vapor de succión pero menor que la del vapor de descarga una vez deducido el punto de acercamiento, por lo que la utilidad del termostato estaría limitada a este pequeño intervalo de temperaturas y en caso de utilizarlo en este caso concreto se estaría desperdiciando una cantidad de energía térmica importante con respecto al método convencional de aprovechamiento del vapor flash. La Figura 5.45a representa el balance de biogás producido en los digestores y consumido en los motogeneradores y caldera de recuperación. La Figura 5.45b indica el mismo balance de una forma porcentual.

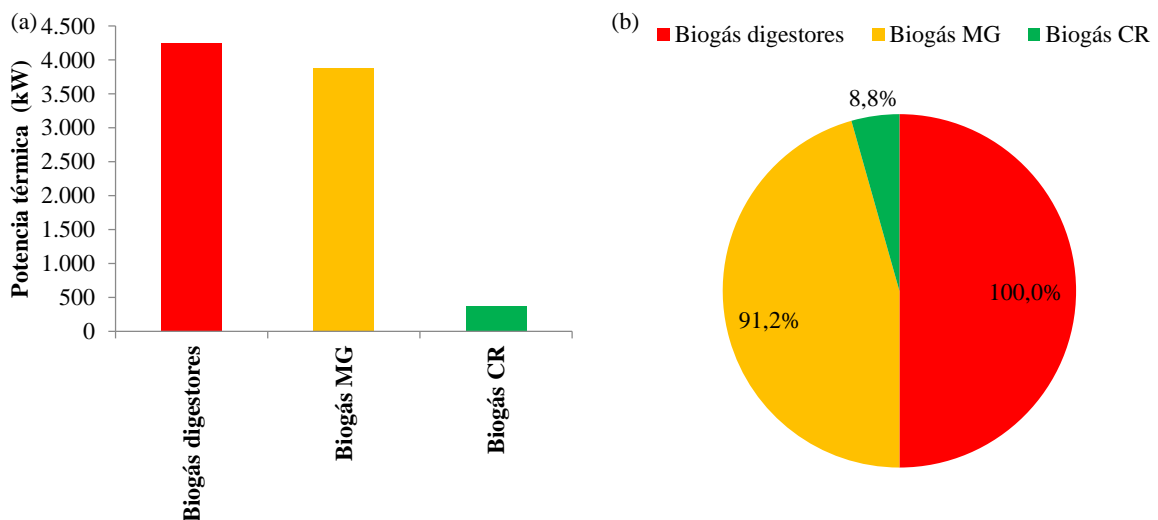


Figura 5.45. Balance de energía de la línea de biogás de la tecnología tH_4^+ . **a)** Valores absolutos. **b)** Valores porcentuales.

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

La producción de biogás en los digestores es la más elevada de todas las tecnologías. Se observa un consumo porcentual de biogás en la caldera del 8,8%, hecho debido a la baja concentración del fango de entrada y los altos requerimientos de entalpía específica del vapor vivo.

En la Tabla 5.31 se indican una serie de valores de otros parámetros energéticos obtenidos para el ciclo continuo. La Tabla 5.32 muestra los resultados obtenidos del balance de generación de energía eléctrica y los rendimientos del proceso.

Tabla 5.31. Parámetros energéticos obtenidos de la tecnología tH_4^+ .

<i>Parámetros</i>	<i>Valores obtenidos</i>
Flujo másico vapor vivo (kg/h)	1.576
Potencia térmica vapor vivo (kW)	1.227
Potencia térmica recuperada gases escape (kW)	750
Potencia térmica agua alimentación (kW)	147
Potencia térmica quemador caldera (kW)	330
Potencia térmica caldera (kW)	1.227

Tabla 5.32. Balance de generación de energía eléctrica y rendimientos de la tecnología tH_4^+ .

<i>Parámetros</i>	<i>Valores obtenidos</i>
Número motogeneradores en operación (uds)	3
Grado carga (%)	81,5
Potencia eléctrica generada (kW)	1.462
Energía eléctrica diaria generada (MWh)	35,1
Energía eléctrica anual generada (MWh)	12.807
Rendimiento eléctrico proceso (%)	34,4
Rendimiento térmico proceso (%)	13,7
Rendimiento energético proceso (%)	48,1
Factor aprovechamiento energía térmica útil proceso (%)	33,8

La potencia eléctrica generada es la mayor de todas las tecnologías, siendo un 8% superior a la tecnología Exelys, donde el consumo de biogás en la caldera era nulo y era el máximo valor obtenible con la reducción de SV adoptada para todas las tecnologías excepto para la tH_4^+ . La Figura 5.46 representa el diagrama operativo del proceso tH_4^+ , parámetros, balance de masa y energía, concentraciones y temperaturas de la línea de fangos. El esquema de operación de la unidad de hidrólisis térmica ha sido nuevamente simplificado a partir del

5.5. ANÁLISIS ENERGÉTICO COMPARATIVO DE LAS TECNOLOGÍAS DE HIDRÓLISIS TÉRMICA.

A continuación, se ha realizado el análisis de una serie de parámetros de las ocho tecnologías de hidrólisis térmica estudiadas previamente, con el objeto de comparación y resumir las características más importantes de cada una. La tecnología de referencia ha sido Cambi, pues ésta es, con mucha diferencia, la más implantada en el mercado mundial actual de todas ellas en cuanto a términos de número de plantas en operación, capacidad de tratamiento de ST al año y experiencia acumulada en el sector, además de ser la primera tecnología en disponer de una planta de hidrólisis térmica operativa.

Se han definido una serie de parámetros de tipo energético y específico necesarios para desarrollar el análisis comparativo entre las diferentes tecnologías.

- *Grado de precalentamiento del fango:* corresponde al cociente entre el incremento de temperatura acontecido en el fango desde la temperatura ambiente hasta la de precalentamiento y el incremento de temperatura total acontecido entre la temperatura ambiente y la de reacción (%).
- *Grado de recuperación energética:* este parámetro indica la relación existente entre la potencia térmica realmente suministrada al fango en el reactor para elevar su temperatura desde la de precalentamiento a la de reacción y la que hubiera sido necesaria aportar en caso de no existir precalentamiento de ningún tipo (%).
- *Rendimiento eléctrico específico:* relación entre el rendimiento eléctrico real obtenido en los motogeneradores y el de plena carga (%).
- *Grado de recuperación sobre la potencia térmica total gases escape:* potencia térmica de los gases de escape de los motogeneradores realmente utilizada con respecto a la total disponible útil de que disponen (%).
- *Grado de recuperación sobre la potencia térmica aprovechable de los gases de escape:* potencia térmica de los gases de escape realmente aprovechada con respecto a la verdaderamente necesaria para el proceso (%).

En la Tabla 5.34 se presentan los valores obtenidos de los parámetros operacionales, energéticos y específicos de las tecnologías analizadas que se han considerado como más importantes de cara a poder llevar a cabo la adecuada comparación entre todos ellos.

Tabla 5.34. Parámetros operacionales, energéticos y específicos de las ocho tecnologías.

Parámetros	Cambi	Biothelys	Exelys	Turbotec	Haarslev	Lysosherm	Aquabysis	tH ⁺
Parámetros operacionales								
Volumen relativo digestión con HT respecto digestión anaerobia (%)	33	33	33	66	33	66	66	33
Volumen relativo digestión con HT respecto HT convencional Cambi (%)	100	100	100	200	100	200	200	100
Número digestores operación (uds)	1	1	1	2	1	2	2	1
Tiempo retención hidráulica (d)	17,2	17,2	17,2	20,6	17,2	20,6	20,6	17,2
Coefficiente carga volumétrico (kg SV/m ³ ·d)	4,6	4,6	4,6	2,3	4,6	2,3	2,3	4,6
Concentración fango postespesado (%)	16,5	16	24	11	20	10	16	14
Concentración entrada digestores (%)	10	10	10	6,1	10	6,1	6,1	10
Concentración salida digestores (%)	5,5	5,5	5,5	3,6	5,5	3,6	3,6	4,7
Concentración salida deshidratación (%)	30	30	30	30	30	30	30	30
Concentración centrados (%)	0,2	0,2	0,2	0,1	0,2	0,1	0,1	0,15
Caudal fango entrada digestores (m ³ /h)	14,5	14,5	14,5	24,1	14,5	24,1	24,1	14,5
Caudal fango deshidratado (m ³ /h)	2,5	2,5	2,5	2,7	2,5	2,7	2,7	2,1
Caudal centrados (m ³ /h)	13	13	13	22,5	13	22,5	22,5	13
Consumo polielectrolito (kg/h)	12,9	12,9	12,9	10,3	12,9	10,3	10,3	11,9
Parámetros energéticos								
Producción biogás (kW)	3.640	3.640	3.640	3.380	3.640	3.380	3.380	4.246
Potencia eléctrica generada (kW)	1.067	1.036	1.354	1.234	1.336	1.234	1.234	1.462
Grado precalentamiento (%)	51,9	49,7	48,1	73,6	53,3	75,3	51,9	69,7
Grado recuperación energética (%)	45	42,9	48	74,9	46,2	82,7	44,9	46,9
Consumo vapor vivo (kg/h)	1.371	1.470	869	382	1.093	328	636	1.576
Consumo biogás motogeneradores (kW)	2.782	2.716	3.640	3.380	3.601	3.380	3.380	3.873
Consumo biogás caldera (kW)	858	924	0	0	39	0	0	373
Porcentaje consumo biogás caldera (%)	23,6	25,4	0	0	1,1	0	0	8,8
Potencia térmica caldera (kW)	1.060	1.137	671	294	843	254	492	1.227
Rendimiento eléctrico proceso (%)	29,3	28,5	37,2	36,5	36,7	36,5	36,5	34,4
Rendimiento térmico proceso (%)	15,9	15,9	15,9	29,6	15,9	29,6	29,6	13,7
Rendimiento energético proceso (%)	45,2	44,4	53,1	66,1	52,6	66,1	66,1	48,1
Factor aprovechamiento energía térmica útil proceso (%)	45,2	46	33,6	62	33,9	62	62	33,8
Potencia térmica recuperada gases escape (kW)	174	183	515	258	706	223	433	750
Porcentaje sobre total (%)	32,6	35	72,2	39,4	100	34	66	100
Porcentaje sobre la recuperable (%)	32,6	35	100	100	100	100	100	100
Parámetros específicos								
Producción específica biogás (m ³ /t ST)	412	412	412	378	412	378	378	480
Potencia eléctrica específica (kWh/t ST)	712	692	903	813	891	813	813	975
Rendimiento eléctrico específico (%)	98,2	97,7	95,1	95,9	94,9	95,9	95,9	96,4
Consumo específico vapor vivo (kg/t ST)	943	1.011	597	585	752	502	974	1.084
Reducción SV (%)	61,9	61,9	61,9	56,7	61,9	56,7	56,7	72,2
Producción específica biogás por SV eliminados (m ³ /t SV)	900	900	900	890	900	890	890	1.050
Incremento producción bruta biogás sobre digestión anaerobia (%)	32,8	32,8	32,8	23,3	32,8	23,3	23,3	54,9
Incremento producción neta biogás sobre digestión anaerobia (%)	1,5	-0,9	32,8	23,3	31,4	23,3	23,3	41,3
Incremento producción bruta energía eléctrica sobre digestión anaerobia (%)	16,9	13,5	48,3	35,2	46,3	35,2	35,2	60,1
<i>Parámetros de Cambi y Biothelys para el ciclo medio</i>								

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

Las tecnologías **Cambi** y **Biothelys** disponen de un consumo de vapor bruto vivo totalmente discontinuo, tipo batch, con un periodo de inyección de vapor y otro periodo de no inyección hasta completar el ciclo de operación. Este hecho origina dos problemas diferentes: El primero es la poca capacidad de recuperación energética de los gases de escape en la caldera, y como consecuencia, el consumo de biogás en ella se incrementa con respecto a las tecnologías continuas. El segundo se corresponde con el flujo másico de inyección de vapor vivo en el ciclo batch que es mucho mayor que el flujo de vapor vivo resultante del ciclo medio, por lo tanto, la potencia térmica necesaria de la caldera es mucho mayor que en las tecnologías continuas, pues se dimensiona para el ciclo batch (funcionamiento normal) y no para el ciclo medio, que es un ciclo ficticio útil sólo a efectos comparativos.

La tecnología Cambi también dispone en la actualidad de otras tipologías de proceso diferentes como son, aparte de la hidrólisis térmica convencional, la de sólo fango secundario hidrolizado, hidrólisis térmica intermedia y solidstream. Biothelys opera con los reactores efectuando el precalentamiento del fango en ellos mismos, lo que elimina el pulper de la tecnología Cambi. Sin embargo, necesita de un tanque buffer que convierta el flujo másico de fango tipo batch en continuo para ser enviado a los digestores, por lo que finalmente, el número mínimo de tanques es de tres al igual que Cambi. Otro factor a tener en cuenta es que Cambi es la tecnología más antigua de todas las existentes y Biothelys la segunda.

En el caso de **Exelys**, esta es la única tecnología que dispone de un intercambiador de precalentamiento del agua de alimentación como medio de precalentar el agua a la caldera usando la energía del fango hidrolizado. Además, también está dotada de un intercambiador de precalentamiento del fango postespesado como elemento de precalentamiento del mismo a partir de la energía térmica que le envía el recuperador de energía instalado justamente a la salida del fango hidrolizado del intercambiador de precalentamiento de agua de alimentación. La consecución del tiempo de retención adecuado al fango hidrolizado se realiza en un reactor tubular con funcionamiento tipo flujo pistón. También dispone de otros sistemas de operación de proceso diferentes, como son LD sólo fango secundario, DL y DLD. La concentración del fango postespesado es la más elevada de todas las ocho tecnologías, alcanzando un valor del 24%.

Para **Turbotec** se obtuvo que su operación se realiza con la temperatura de reacción más baja de todas las tecnologías, 140 °C. Es la única que dispone del sistema mobius mix separator donde se mezcla fango crudo y fango hidrolizado y se separan las fracciones fina y gruesa del mismo, además cuenta con un total de tres intercambiadores de calor, dos buffer tank y un

circuito regenerativo de agua para precalentar por segunda vez el fango, lo que en estos últimos aspectos le hace totalmente diferente a las demás tecnologías.

Por otro lado, **Haarslev** incorpora un presurizador antes de los reactores para el calentamiento de pequeñas cantidades de fango durante períodos cortos de tiempo, de forma que el proceso de hidrólisis térmica se pueda considerar continuo. Por lo tanto, dispone de dos etapas de calentamiento mediante presurizador y reactor y una de precalentamiento. El fango hidrolizado a la salida del economizador es enfriado en el refrigerador (en condiciones de vacío), con la finalidad de extraer los gases no condensables y conseguir la temperatura adecuada de entrada de este fango a los digestores no necesitando intercambiador de fango hidrolizado. También dispone de dos procesos alternativos al anterior, uno sin enfriamiento del fango hidrolizado a la salida del economizador con extracción de gases no condensables en el precalentador y otro con únicamente fango secundario hidrolizado. La concentración del fango de entrada con un 20% constituye la más elevada de todas las tecnologías existentes con precalentamiento por vapor flash.

Para la tecnología **Lysotherm**, la aportación de la potencia térmica requerida para elevar la temperatura del fango en el reactor se hace a través de un circuito de aceite térmico con intercambiadores de calor en lugar de vapor vivo. La concentración del fango permanece inalterada desde la entrada hasta la salida del proceso, pues no hay contacto entre los diferentes fluidos. Dispone de dos reactores, el reactor desintegrador donde la temperatura del fango es elevada y el reactor tubular con funcionamiento en flujo pistón donde permanece el tiempo de reacción necesario. Dispone además de un circuito cerrado regenerativo de recuperación energética mediante agua con la misión de precalentar el fango postespesado de entrada a los reactores desintegradores en el precalentador. Cuenta también con una tecnología similar a la DL de Exelys y además la denominada Lysogest.

Aqualysis es un sistema totalmente similar al Cambi, excepto que es una tecnología continua de carácter experimental y que sólo hidroliza fango secundario. De forma similar ocurre con la tecnología **tH₄⁺**. Esta presenta dos circuitos de precalentamiento por vapor flash, uno procedente de los reactores hacia los presurizadores y otro del flash-tank hacia el tanque de carga. La temperatura de calentamiento del fango alcanza los 207 °C durante sólo 5 segundos, siendo mucho mayor que la temperatura de reacción de 165 °C. La reducción de SV es un 16,6% superior al resto de las tecnologías que hidrolizan fango primario y secundario y un 27,3% superior a las tecnologías que sólo hidrolizan fango secundario. La producción de

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

biogás es un 16,6% superior al resto de tecnologías con fango primario y secundario hidrolizado y un 25,6% con respecto a las de sólo fango hidrolizado.

La Tabla 5.35 indica un resumen comparativo de la tipología de los elementos de la unidad de hidrólisis térmica y los parámetros más importantes.

Tabla 5.35. Resumen comparativo de las ocho tecnologías de hidrólisis térmica.

<i>Tecnología</i>	<i>Tipo proceso</i>	<i>Tipo reactor</i>	<i>Precalentamiento fango</i>	<i>Temperatura reacción (°C)</i>	<i>Tiempo reacción (minutos)</i>	<i>Despresurización súbita</i>	<i>Fango hidrolizado</i>	<i>Fango clase A</i>
Cambi	Batch	Tanque	1 circuito vapor flash	165	30	Sí	Mixto	Sí
Biothelys	Batch	Tanque	1 circuito vapor flash	165	30	Sí	Mixto	Sí
Exelys	Continua	Tubular	1 intercambiador	165	30	No	Mixto	Sí
Turbotec	Continua	Tanque	3 intercambiadores y circuito regenerativo agua	140	30	No	Secundario	No
Haarslev	Continua	Tanque	1 circuito vapor flash	165	30	Sí	Mixto	Sí
Lysotherm	Continua	Tubular	2 intercambiadores y circuito regenerativo agua	163	30	No	Secundario	No
Aqualysis	Continua	Tanque	1 circuito vapor flash	165	30	Sí	Secundario	No
tH₄⁺	Continua	Tanque	2 circuitos vapor flash	165	30	Sí	Mixto	Sí

5.6. PLANTAS DE HIDRÓLISIS TÉRMICA EN OPERACIÓN ACTUAL EN EL MUNDO.

La Tabla 5.36 proporciona los valores de la cantidad de plantas de hidrólisis térmica actualmente en operación en el mundo entero y su capacidad de tratamiento de ST de fango por año, ambas según cada tecnología y con sus correspondientes referencias. También se han incluido en esta tabla cinco plantas de este tipo operando actualmente en China, lo que indica la rápida penetración que está teniendo esta tecnología en este país. También se han incluido las dos plantas experimentales Aqualysis y tH₄⁺ aunque todavía no dispongan de ninguna planta en operación real, razón por la cual no se han contabilizado.

Tabla 5.36. Plantas de hidrólisis térmica en operación actual en el mundo y capacidad de tratamiento de ST anual según cada tecnología.

Tecnología	Número plantas		Capacidad tratamiento		Referencias
	Uds	%	t ST / año	%	
Cambi	53	68	1.576.360	86,7	(Cambi, 2016)
Biothelys	7	9	80.800	4,4	(Veolia Water, 2015)
Exelys	7	9	31.800	1,7	(Veolia Water, 2018)
Turbotec	2	2,6	20.000	1,1	(Pereboom et al., 2014)
Lysotherm	2	2,6	13.277	0,7	(Eliquo Water Energy, 2016)
Haarslev	2	2,6	5.584	0,3	(Mah, 2017)
*Aqualysis	(Rouge et al., 2014)
*tH₄⁺	(Fernández-Polanco y González-Calvo, 2015)
**China	5	6,2	91.250	5,1	(Cambi, 2016)
Total	78	100	1.819.071	100	

* Plantas experimentales
 ** Con marca comercial desconocida

La primera planta de hidrólisis térmica Cambi comenzó a funcionar en Noruega en el año 1995 (Astbury, 2009), la de Biothelys data del año 2006 (Abu-Orf, 2010), Exelys en el año 2012 (Veolia Water, 2018), Turbotec en el año 2014 (Sustec, 2015) y Lysotherm en el año 2016 (Eliquo Stulz, 2018). En vista de estos datos, se puede comprobar fácilmente que Cambi es la tecnología con más experiencia en el sector con mucha diferencia con respecto a las demás, destacando ampliamente, ya que está implantada en casi todo el mundo y dispone de un total de 53 plantas en funcionamiento actualmente. Por países, destaca el Reino Unido con 18 plantas en funcionamiento, Noruega 7 plantas y China 5 plantas, todas ellas Cambi. La planta Cambi con mayor capacidad de producción del mundo es la de Washington DC (Estados Unidos) sobrepasando las 140.000 t ST/año lo que supone tener casi 11 veces más de capacidad que la EDAR de Burgos, mientras en Europa, la planta Cambi más grande es la de Davyhulme (Reino Unido) con 91.000 t ST/año. La Tabla 5.37 indica las tres plantas de hidrólisis térmica Cambi en funcionamiento actual en España, ubicación, denominación y capacidad de tratamiento anual.

El porcentaje de número de plantas Cambi en función del uso final de los fangos deshidratados es el siguiente: agricultura un 76,1%, incineración 6,5%, agricultura-incineración 6,5%, secado-agricultura 6,5%, secado 2,2% y oxidación húmeda 2,2%. Por otro lado, el porcentaje de número de plantas según el tipo de fango de entrada es: primario y secundario

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

(Clase A) un 73,9%, sólo secundario 15,2%, primario y secundario (no Clase A) 4,3%, biorresiduos 4,3%, biorresiduos, primario y secundario (Clase A) 2,2%. El número de plantas de codigestión con tecnología Cambi asciende a 7 uds con una capacidad de tratamiento de 80.500 t ST/año, habiendo 5 plantas en Noruega, 1 en Suecia y 1 en Corea con un 85,7% de uso final agrícola y un 14,3% secado (Cambi, 2016).

Tabla 5.37. Plantas de hidrólisis térmica en funcionamiento actual en España.

<i>Ubicación</i>	<i>Denominación</i>	<i>Capacidad tratamiento (t ST/año)</i>	<i>Referencias</i>
Burgos	THP-B6.2	13.000	(EDAR, 2016)
Vigo	THP-B6.3	19.000	(Baldi, 2015; Kleiven, 2014)
Orense	THP-B2.4	7.000	(Degremont, 2013; Kleiven,

La Tabla 5.38 muestra las plantas Cambi y sus capacidades de tratamiento distribuidas por países. Estos datos serán fundamentales para su aplicación en el próximo capítulo 6 en lo que concierne al Reino Unido.

Tabla 5.38. Plantas de hidrólisis térmica Cambi y capacidad de tratamiento según los diferentes países.

<i>País</i>	<i>Número plantas</i>		<i>Capacidad tratamiento</i>		<i>Referencias</i>
	<i>Uds</i>	<i>%</i>	<i>t ST / año</i>	<i>%</i>	
Reino Unido	19	35,8	588.040	37,3	(Cambi, 2016) (Sandbacka, 2018)
Noruega	7	13,2	56.000	3,6	
China	5	9,4	449.000	28,5	
España	3	5,7	39.000	2,5	
Estados Unidos	2	3,8	180.000	11,4	
Otros	17	32,1	264.320	16,8	
Totales	53	100	1.576.360	100	

Por otro lado, el resto de las plantas de hidrólisis térmica según las demás tecnologías en operación actual, país, ubicación, capacidad de tratamiento anual, año de comienzo de funcionamiento y referencias se encuentran en su integridad representadas en la Tabla 5.39. Se puede observar que todas estas plantas excepto las de China (sin marca conocida) se encuentran en Europa, lo que indica el grado elevado de investigación que se está desarrollando en este continente con respecto a la optimización cada vez mayor del proceso de hidrólisis térmica de fangos.

Tabla 5.39. Plantas de hidrólisis térmica y capacidad de tratamiento para las restantes tecnologías.

<i>Tecnología</i>	<i>País</i>	<i>Ubicación</i>	<i>Capacidad tratamiento (t ST/año)</i>	<i>Año</i>	<i>Referencias</i>
Biothelys	Reino Unido	Oxford	26.000	2013	(Veolia Water, 2013)
	Reino Unido	Esholt	32.800	2013	
	Francia	Tergnier	1.600	2011	
	Italia	Monza	15.800	2010	
	Francia	Le Pertuiset (SIVO)	2.000	2008	
	Francia	Château-Gonthier	1.000	2007	
	Francia	Saumur	1.600	2006	
Exelys	Eslovenia	Ljubljana	10.800, DLD	2017-2018	(Veolia Water, 2018)
	Corea	Yeosu	3.500, LD	2017-2018	
	Corea	Geoje	3.000	2017-2018	
	Dinamarca	Billund	1.200, DLD	2016	
	Francia	Versalles	3.000, DL	2016	
	Francia	Marquette-Lez-Lille	10.000, DLD	2015	
	Francia	Bonneuil-en-France	300, LD, DL y DLD	2012	
Turbotec	Holanda	Venlo	7.000	2014	(Sustec, 2015)
	Holanda	Apeldoorn	13.000	2015	
Haarslev	Polonia	Lancut	1.934	2014	(Mah, 2017)
	Alemania	Grevesmühlen	3.650	2014	
Lysotherm	Holanda	Amersfoot	12.000	2016	(Eliquo Stulz, 2018)
	Alemania	Lingen	1.277	2017	
Aqualysis	España	Valladolid	(Rouge et al, 2014)
tH₄⁺	España	Valladolid	(Fernández-Polanco y González-Calvo, 2015)
*Sin marca comercial conocida	China	Changsha	38.000	...	(Cambi, 2016)
	China	Xiangfan	22.000	...	
	China	Hefel	16.000	...	
	China	Tianjin	10.250	...	
	China	Zhibo	5.000	...	

La Figura 5.47a representa gráficamente el número de plantas en funcionamiento que existen en el mundo actualmente, donde se puede ver que Cambi destaca ampliamente sobre todas las demás con 53 plantas, el 68% del total. La Figura 5.47b indica la capacidad de tratamiento (ST/año) para las ocho tecnologías observándose que nuevamente Cambi destaca ampliamente, con 1.576.360 t ST/año, un 86,7% de la capacidad total, siguiéndole muy de lejos Biothelys con 80.800 t ST/año, un 4,4% del total. La Figura 5.47c visualiza el porcentaje de plantas de hidrólisis térmica existentes en el mundo en función de la clasificación adoptada:

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

batch-continuas, vapor flash-intercambiadores y primario y secundario-sólo secundario, sin tener en cuenta las plantas de China de las cuales no se tiene referencia, habiéndose adoptado igualmente este criterio para la siguiente figura. Destacan las tecnologías batch con un 82,2% de las plantas, vapor flash 84,9% y fango primario + secundario 94,5%, siendo éstas las tipologías de hidrólisis térmica más utilizadas. La Figura 5.47d permite analizar la capacidad de tratamiento sobre el total, según la clasificación adoptada. Nuevamente vuelven a destacar las tecnologías batch con un 95,9% de la capacidad total, vapor flash 84,9% y fango primario + secundario 94,5%. Las tecnologías batch son, con diferencia, las más utilizadas, materializadas en Cambi y Biothelys, que también son las que cuentan con mayor experiencia.

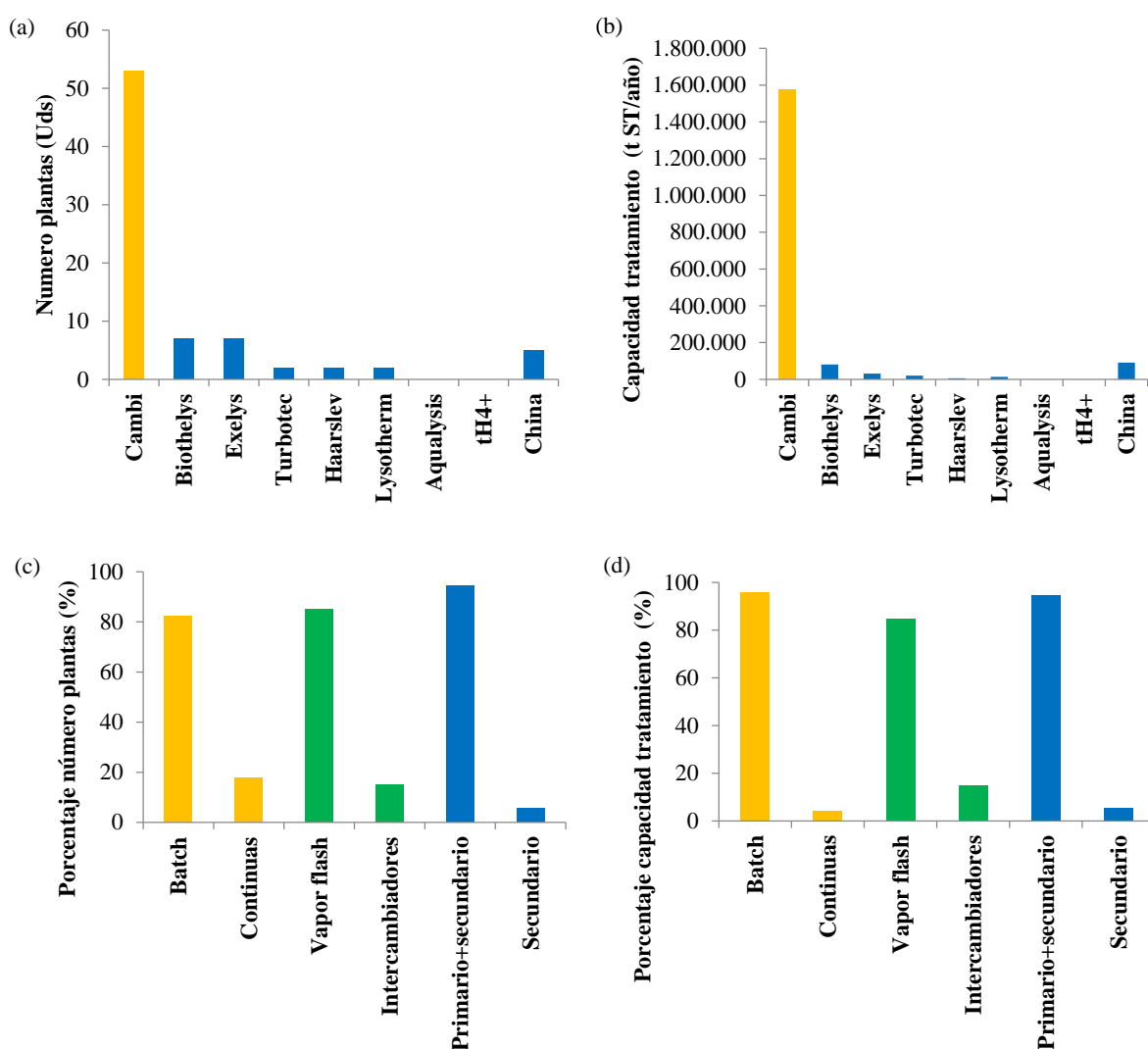


Figura 5.47. Plantas de hidrólisis térmica en el mundo. **a)** Número de plantas de hidrólisis térmica y **b)** Capacidad actual de tratamiento en el mundo según cada tecnología. **c)** Porcentaje de plantas de hidrólisis térmica y **d)** Capacidad actual de tratamiento en el mundo en función de la clasificación adoptada.

Conclusiones

Después del análisis energético realizado en este capítulo, se ha constatado la completa superioridad de las tecnologías continuas sobre las batch en cuanto a producción de energía eléctrica. Sin embargo, la primera planta con tecnología continua puesta en funcionamiento ha sido la de Bonneuil-en-France (Francia) con tecnología Exelys en el año 2012 mientras la primera planta de Cambi data del año 1995 y la de Biothelys del 2006, por lo que se puede indicar que la experiencia acumulada por Cambi es ya de 24 años y la de Biothelys 13 años, por sólo 7 años de Exelys.

Por tanto, en vista de estos datos, la conclusión ha sido que el mercado mundial actual de las plantas de hidrólisis térmica sigue la tendencia de elección de la tecnología con una mayor experiencia acumulada en el sector, y no es otra que la tecnología noruega Cambi de una forma muy amplia. Las plantas de hidrólisis térmica continua no gozan todavía de la debida experiencia y por eso su factor de escala es de pequeño orden hasta este momento, teniendo que esperar a los próximos años para ver cómo evolucionan estas tecnologías continuas que, en principio sobre el papel, son mucho más eficientes energéticamente que las batch.

5.7. REFERENCIAS.

Abelleira J, Pérez-Elvira S, Sánchez-Oneto J, De la Cruz R, Portela R, Nebot E. (2015). Enhancement of methane production in mesophilic anaerobic digestion of secondary sewage sludge by advanced thermal hydrolysis pretreatment. *Water research*, 71, 330-340.

Abu-Nada E, Al-Hinti I, Al-Sarkhi A, Akash B. (2006). Thermodynamic modeling of spark-ignition engine: Effect of temperature dependent specific heats. *International Communications in Heat and Mass Transfer* 33, 1264–1272.

Abu-Orf M. (2010). Conceptual Design of Thermal Hydrolysis Processes for Enhanced Solids Reduction from Anaerobic Digestion. AECOM Water, North America Biosolids Practice Leader, 2010, 1-12. http://www.wefnet.org/nbp/April%202010/Mohammad%20Abu-Orf_NBP%20Webcast_Sludge%20Reduction_042810.pdf, acceso marzo 2016.

Abu-Orf M, Goss T. (2012). Comparing thermal hydrolysis processes (Cambi and Exelys) for solids pretreatment prior to anaerobic digestion. https://www.researchgate.net/profile/Mohammed_AbuOrf/publication/272221844_Comparing_thermal_hydrolysis_processes_CAMBI_and_EXELYS_for_solids_pretreatment_prior_to_anaerobic_digestion/links/54f09c200cf2f9e34efce360/Comparing-thermal-hydrolysis-processes-CAMBI-and-EXELYS-for-solids-pretreatment-prior-to-anaerobic-digestion.pdf, acceso marzo 2016.

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

Arant S, Tarallo S, Queiroz G. (2013). Thermal hydrolysis and energy reduction in biosolids processing. http://www.iweasite.org/docs/3_Thermal_Hydrolysis_and_energyreduction_in_biosolids_processing.pdf, acceso febrero 2017

ARCADIS. (2016). Metropolitan Sewer District of Greater Cincinnati. Little Miami wwtp Solids Plan. Preliminary Engineering Feasibility Analysis. Project ID 12270130 .[http://msdgc.org/downloads/news/Final_Draft_Little_Miami_WWTP_Solids_Plan_Report_01152016_\(Combined\).pdf](http://msdgc.org/downloads/news/Final_Draft_Little_Miami_WWTP_Solids_Plan_Report_01152016_(Combined).pdf), acceso marzo 2017.

Astbury B. (2009). Cambi, because it matters, since 1969. Nesowea.org/wp.../09a-Astbury-OWEA-Cambi-Presentation.pdf, acceso enero 2017.

Baldi M. (2015). I Jornada biogás Galicia. La nueva EDAR de Lagares. Caso Práctico. https://kipdf.com/i-jornada-biogas-galicia_5ab82d1f1723dd429c763623.html, acceso junio 2016.

Barber1 W. (2016). Thermal hydrolysis for sewage treatment: a critical review. *Water Research* 2016; 104: 53-71.

Barber2 B. (2016). Cambi Thermal Hydrolysis Theory, market and the future. <http://wef.org/link/f52983e654b14eca81312b1971c41e2c.aspx>, acceso marzo 2017.

Belshaw D, Edgington R, Jolly M. (2013). Commissioning of united utilities thermal hydrolysis digestion plant at davyhulme wastewater treatment Works. 18th European Biosolids and Organic Resources Conference. <https://www.aquaenviro.co.uk/wp-content/uploads/2015/06/Belshaw-D.-United-Utilities.pdf>, acceso junio 2016.

Biomassa. (2018). Portal das energías renováveis. http://energiasrenovaveis.com/ DetalheConceitos.asp?ID_conteudo=65&ID_area=2&ID_sub_area=2, acceso julio 2016.

Bond M, Tattersall, Scanlan P. (2013). Thermal hydrolysis: squeezing the most out of your digesters. Biosolids and odorycorrosion Conference San Marcos, Texas. http://ftp.wheat.org/Presentations/12-Bond_et_alTHP_Squeezing%20Anarobic_Digesters.pdf, acceso septiembre 2016.

Buchmüller M, Geraats, B. (2015). The energy autonomous sewage treatment plant- once a dream, now a reality. <https://www.aquaenviro.co.uk/wp-content/uploads/2015/06/Geraats-B.-SH-E.pdf>, acceso marzo 2016.

Cambi. (2016). Cambi Thermal Hydrolysis From Waste to Worth. http://www.razemdlaklimatu.eu/images/2016/20160926/prezentacje/Hydroliza_termiczna_w_tehnologii_CAMBI.pdf, acceso marzo 2017.

Cambi1. (2017). Turbocharge Your Digester. Biosolids Brochure. <http://www.etec-sales.com/pdf/Cambi%20-%20Anaerobic%20Sludge%20Digestion%20-%20Turbocharge%20Your%20Digester.pdf>, acceso marzo 2017.

Cano R, Pérez-Elvira S, Fernández-Polanco F. (2015). Energy feasibility study of sludge pretreatments: A review. *Applied Energy*, 149, 176-185.

Cerney. (2019). Cerney, calderas de vapor con quemador. <https://www.cerney.es/productos/calderas-de-vapor/caldera-de-vapor-hibridas>, acceso abril 2019, acceso marzo 2016.

Chauzy J. (2012). Exelys, an innovative thermal hydrolysis process for advanced anaerobic digestion of sludge. Veolia Water. <https://www.waterintheurbanenvironment.eu/wp-content/uploads/Julien-Chauzy.pdf>, acceso marzo 2016.

Chauzy J. (2016). Thermal Hydrolysis Process for Treating the Waste Activated Sludge Only, with Primary Sludge Bypass: An Alternative Solution for WWTP. Biosolids and Source Management Conference, Australian Water, 2016. <http://www.awa.asn.au/AsiCommon/Controls/BSA/Downloader.aspx?iDocumentStorageKey=57de1f9e-10e3-4b90-8a9c-301ab2aa1a5f&iFileTypeCode=PDF&iFileName=Biosolids%20Registration%20Brochure>, acceso marzo 2016.

Daza-Donoso P. (2012). An Experimental Investigation of Advanced Digestion Processes for Sewage Sludge Treatment. http://repositorio.educacionsuperior.gob.ec/bitstream/28000/769/1/T-SENESCYT_0354.pdf, acceso marzo 2016.

Degremont. (2013). THP Advanced Digestion in WWTP Ourense. 18th European Biosolids y Organic Resources Conference, Seminar y Exhibition. <https://www.aquaenviro.co.uk/proceeding-event/18th-european-biosolids-organic-resources-conference-exhibition/>, acceso marzo 2016.

Degremont AEAS. (2013). Hidrólisis Térmica Cambi. Evolución, realidad y experiencia en Mapocho (Chile). <http://www.degremont.pt/pt/images/pdf/hidrolisis%20termica%20-%20aeas%2013-thp.pdf>, acceso marzo 2016.

DEL. (2018). Diseño de equipos e instalaciones. Intercambiadores de calor. <http://www.hidroterm.com.ve/documentacion/intercambiadoresdecalor.pdf>, acceso diciembre 2018.

Del Campo I. (2017). El factor clave del tratamiento de fangos - La energía. Degremont. <http://www.degremont.es/es/images/pdf/tratamientofangos.pdf>, acceso marzo 2016.

EDAR. (2016). Estación de depuración de aguas residuales de Burgos.

Eliquo Stulz. (2018). Case study. Energy surplus wastewater treatment plant with phosphorus recovery. https://www.eliquostulz.com/files/eliquo/stulz/downloads/Fallstudien/ES_Fallstudie_Lingen_EN_V2018-1.pdf, acceso diciembre 2018.

Eliquo Water Energy. (2016). Lysotherm, Thermal sludge disintegration. <https://www.eliquo-we.com/nl/lysotherm.html?lysotherm>, acceso marzo 2016.

Esteban-Gutiérrez M. (2014). Codigestión anaerobia de lodo de EDAR con residuos orgánicos de distinta naturaleza: combinación de técnicas experimentales y herramientas matemáticas. Tesis doctoral, Universidad de Navarra. <https://dadun.unav.edu/bitstream/10171/35814/1/Myriam%20Esteban.pdf>, acceso septiembre 2018.

Evangelista-Benites G, Loyola-Carranza W, Ramírez-Ruiz R, Aguilar-Rojas P. (2016). Optimización de redes de intercambiadores de calor en endulzamiento de gas natural vía tecnología pinch. Ciencia y Tecnología, 3, 167-184.

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

Fernandes W. (2010). Energy Recovery Options for Biosolids Generators. <https://weao.memberclicks.net/assets/docs/residualsBiosolids/energy%20recovery%20options%20for%20biosolids%20generator%20%20william%20fernandes.pdf>, acceso junio 2016.

Fernández-Díez P. (2017). Ciclos combinados, recuperación de calor residual y otros sistemas. <files.pfernandezdiez.es/CentralesTermicas/PDFs/30CT.pdf>, acceso junio 2016.

Fernández-Polanco D, González-Calvo D. (2015). Hidrólisis térmica de segunda generación. Proceso tH₄⁺. Tecnoaqua. <https://www.tecnoaqua.es/articulos/20161017/articulo-tecnico-hidrolisis-termica-segunda-generacion#.WvbMCoIFPIU>, acceso junio 2017.

Fernández-Polanco D, Tatsumi H. (2016). Optimum energy integration of thermal hydrolysis through pinch analysis. *Renewable Energy*, 96, 1093-1102.

Fraunhofer. (2013). Thermal pressure hydrolysis. Efficient pretreatment and digestion of biomass, sewage sludge and animal byproducts. https://www.umsicht-suro.fraunhofer.de/content/dam/umsicht-suro/en/documents/produktblaetter_englisch/130_523_prdbl_Thermal_Pressure_engl.pdf, acceso octubre 2018.

Geraats B. (2015). Lysotherm. Sludge hydrolysis five year experience with a novel approach for operational savings. 19th European Biosolids & Organic Resources Conference & Exhibition. <https://www.aquaenviro.co.uk/wp-content/uploads/2015/06/Lysotherm%20AE-Sludge-Hydrolysis-Five-year-experience-with-a-novel-approach-for-operational-savings-Geraats-B..pdf>, acceso junio 2016

Gilbert A, Chauzy J, Reardon J. (2015). Retrofitting Veolia's DLD & Exelys to Maximise Renewable Electricity Production. <https://www.aquaenviro.co.uk/wp-content/uploads/2015/06/Gilbert-A.-Veolia-Water-Solutions-Technologies-PPT.pdf>, acceso junio 2016.

Gurieff N, Bruus J, Hoejsgaard S, Boyd J, Kline M. (2011). The Next Generation of Thermal Hydrolysis: ExelysTM - Continuous Process for Maximizing Biogas Production. *Energy and Water*, 1012-1025(14). <https://doi.org/10.2175/193864711802836490>, acceso junio 2016.

Haarslev. (2017). HCHS-Haarslev Continuous Hydrolysis System Thermal Disintegration of Sewage sludge. www.haarslev.com, acceso junio 2016.

Haarslev. (2014). WWTP Wola Dalsza, Łancut, Poland Haarslev Continuous Hydrolysis System HCHS 2, 1-2. <https://www.haarslev.com>, acceso junio 2016.

Hii K, Parthasarathy R, Baroutian S, Gapes D, Eshtiaghi N. (2013). Hydrothermal Processing of Sludge-A Review. RMIT University, 3001, Melbourne, Australia. https://pdfs.semanticscholar.org/8578/88d93dcecb379581fc310027da7acc26b962.pdf?_ga=2.68188696.843464358.1526119316-2046756477.1526119316, acceso junio 2016.

Humphreys T. (2015). Advanced digestion plant at Yorkshire Water's Esholt WwTW; the UK's first full scale Biothelys™ Thermal Hydrolysis Plant. <https://www.aquaenviro.co.uk/proceedings/advanced-digestion-plant-at-yorkshire-waters-esholt-wwtw-the-uks-first-full-scale-biothelys-thermal-hydrolysis-plant/humphries-t-veolia-water/>, acceso junio 2019.

IDAE. (2010). Guía técnica: condiciones climáticas exteriores de proyecto. Instituto para la Diversificación y Ahorro de Energía. Ministerio de Industria, Turismo y Comercio. http://www.idae.es/uploads/documentos/documentos_12_Guia_tecnica_condiciones_climaticas_exteriores_de_proyecto_e4e5b769.pdf, acceso junio 2016.

Kadant. (2018). Thermocompressor Sizing. <https://media.kadant.com/fluid-handling-documents/Thermocompressor-Sizing-1000-US.pdf>, acceso junio 2016.

Kleiven H. (2014). Presentation to Delegation from Poland. docplayer.net/20745602-Presentation-to-delegation-from-poland, acceso junio 2016.

Kleiven H, Soler L, Sanz M. (2007). La hidrólisis térmica como pretratamiento de la digestión de fangos de depuradora. Una alternativa madura. III Jornadas técnicas de gestión de sistemas de saneamiento de aguas residuales. https://aca-web.gencat.cat/aca/documents/.../jornadatecnica003/volum_ponencies_es.p...., acceso junio 2016.

Knight G. (2014). Thermal hydrolysis: design, commissioning and lessons learned through a history of installations. Black&Veatch. www.tacwa.org/.../presentation/2014_September26_Knight.pdf, acceso junio 2016.

Lozano M. (2014). Cogeneración. Departamento de Ingeniería Mecánica, Universidad de Zaragoza. [http://publicationslist.org/data/miguel.a.lozano/ref_183/Cogeneracion % 201998%20 \(Rev%202014\).pdf](http://publicationslist.org/data/miguel.a.lozano/ref_183/Cogeneracion_%20201998%20(R%20Rev%202014).pdf), acceso junio 2016.

Macedo F, Fountain P, Huppert M, Pinnow D, Webb I. (2015). One year of bucher press operational experience at oxford sewage treatment Works. 20th European Biosolids & Organic Resources Conference & Exhibition. <https://www.aquaenviro.co.uk/proceedings/one-year-bucher-press-operational-experience-oxford-stw/>, acceso junio 2016.

Mah J. (2017). Overview of Haarslev's Approach to THP. Biosolids Workshop-Ohio Water Environment Association. http://www.ohiowea.org/docs/Haarslev_THP_Overview.pdf, acceso junio 2016.

Marqués J. (2018). Biogás. EVE, Ente Vasco de la Energía. <http://www.tret.net/pagesEsp/caseStudiesBio.htm>, acceso junio 2016.

McCausland C, O'Connor F. (2013). The use of six sigma tools to reduce average polymer doses and variations in polymer doses at ringsend wwtw. 18th European Biosolids & Organic Resources Conference & Exhibition. <https://www.aquaenviro.co.uk/proceeding-event/18th-european-biosolids-organic-resources-conference-exhibition/>, acceso junio 2016.

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

Metcalf E. (1998). Ingeniería de aguas residuales: tratamiento, vertido y reutilización. McGraw Hill.

Mills N, Pearce P, Farrow J, Thorpe R, Kirkby N. (2011). The influence of heat balance on the economics of advanced anaerobic digestion processes. 16th European Biosolids and Organic Resources Conference. <https://pdfs.semanticscholar.org/0338/4812f23cbf231e39cff6b522f27c752f122e.pdf>, acceso junio 2016.

Mills N, Martinicca H, Fountain., Shana A, Ouki S, Thorpe R. (2013). Second generation thermal hydrolysis process. 18th European Biosolids & Organic Resources Conference & Exhibition. <https://www.Aquaenviro.co.uk/proceedings/second-generation-thermal-hydrolysis-processes/>, acceso junio 2016.

Nilsen P, Solheim O, Traa L, Kjoerlaug O. (2016). Cambi solid stream. High dry solids technology. The versatile solution cake reduction. [http://www.sbsub.se/file/dokument/seminariepresentationer-2016/gasseminarium/sandbacka thermal-hydrolysis.pdf](http://www.sbsub.se/file/dokument/seminariepresentationer-2016/gasseminarium/sandbacka%20thermal-hydrolysis.pdf), acceso junio 2016.

Panter K, Holte H, Walley P (2013). Challenges of developing small scale thermal hydrolysis and digestion projects. 18th European Biosolids & Organic Resources Conference & Exhibition. <https://www.aquaenviro.co.uk/proceeding-event/18th-european-biosolids-organic-resources-conference-exhibition/>, acceso junio 2016.

Pereboom J. (2017). Turbotec Continuous Thermal Hydrolysis. www.Sustec.nl, acceso junio 2016.

Pereboom J, Luning L, Hol A, Van Dijk L, De Man A. (2014). Full scale experiences with Turbotec continuous thermal hydrolysis at WWTP Venlo (NL) and Apeldoorn (NL). 19th European Biosolids y Organic Resources Conference y Exhibition. <https://www.aquaenviro.co.uk/proceeding-event/19th-european-biosolids-organic-resources/>, acceso junio 2016.

Pérez-Elvira S, Fernández-Polanco F, Fernández-Polanco M, Rodríguez P, Rouge P. (2008). Hydrothermal multivariable approach. Full-scale feasibility study. *Electronic Journal of Biotechnology* 11, 1-10.

Rouge P, Maurici P, Rodríguez P, Pérez A. (2014). Hidrólisis térmica en continuo: recuperando energía del agua. *Tecnoaqua*, Marzo-Abril, 92-95. <https://www.tecnoaqua.es/media/uploads/noticias/documentos/procesos-sistemas-hidrolisis-termica-energia-agua-tecnoaqua-es.pdf>, acceso junio 2016.

Sala-Lizarraga J M. (1999). Cogeneración. Aspectos termodinámicos, tecnológicos y económicos (3ª edición). Bilbao, España. Editorial Servicio Editorial Universidad del País Vasco.

Sattler. (2014). Gasómetros de doble membrana Sattler. <http://www.manantial.cl/dinamicos/descargas/biogas-folleto-gasometro.pdf>, acceso junio 2016.

Sánchez-Naranjo C. (2010). Tecnología de las centrales termoeléctricas. Universidad Nacional de Educación a Distancia, Madrid.

Sandbacka S. (2018). Cambi: Solutions to turn your sludge into a valuable asset. http://eco-forum-lviv.com.ua/wp-content/uploads/2018/10/10_Cambi.pdf, acceso diciembre 2018.

Shana A, Ouki S, Asaadi M, Pearce P. (2011). Application of an innovative process for improving mesophilic anaerobic digestion of sewage sludge; Proceedings from 16th European biosolids and organic Resources conference. <https://www.aquaenviro.co.uk/proceedings/application-of-an-innovative-process-for-improving-mesophilic-anaerobic-digestion-of-sewage-sludge/>, acceso junio 2016

Shana A, 2, Ouki S, Asaadi M, Pearce P. (2012). A study of the impact of an innovative intermediate thermal hydrolysis process on the performance of anaerobic sewage sludge digestion process. World Congress on Water, Climate and Energy. <https://www.semanticscholar.org/paper/A-Study-of-the-Impact-of-an-Innovative-Intermediate-Shana-Ouki/4234bf4a74139b96df378c25eb323c49d0138a71>, acceso junio 2016.

Sierra N, Schafer P. (2015). Biosolids Planning from an End Use Perspective. <https://ned-beecher.squarespace.com/s/1-Sierra-BiosolidsPlanning-NESymposium-19Oct2015.pdf>, acceso junio 2016.

Spinosa L, Azize A, Baudez J, Canziani R, Jenicek P, Leonard A, Rulkens W, Guoren X, Van Dijk L. (2011). Sustainable and Innovative Solutions for Sewage Sludge Management, Water, 702-717. <https://www.mdpi.com/journal/water>, acceso junio 2016.

Spiraxsarco1. (2017). Termocompresor de vapor SJT. www.spiraxsarco.com/global/es/Products/Documents/TI/P493-02.pdf, acceso junio 2016.

Spiraxsarco3. (2017). Termocompresor. Solución de ahorro energético de alta eficiencia. www.spiraxsarco.com/global/cl/Products/Documents/Termocompresor-Flyer.pdf, acceso junio 2016.

Sustec. (2011). Turbotec, the cost effective Continuous Thermal Hydrolysis Process (cTHP). www.sustec.nl, acceso junio 2016.

Sustec (2013). TurboTec, thermal hydrolysis. Thermal hydrolysis system for biomass for increased biogas production during digestion. <https://www.sustec.nl>, acceso junio 2016.

Sustec. (2015). Turbotec, the cost effective Continuous Thermal Hydrolysis Process (cTHP). www.sustec.nl, acceso junio 2016.

Veolia Water. (2011). Hidrólisis térmica en continuo Exelys. Eficiencia en el proceso de hidrólisis térmica). <https://www.esamur.com/public/file/ponencia125.pdf>, acceso junio 2016.

Veolia Water. (2013). Biothelys batch thermal hydrolysis. Veolia Water Technologies. http://technomaps.veoliawatertechnologies.com/processes/lib/municipal/3474-150497_VWT_Mkt_Municipal_BioThelys_.pdf, acceso junio 2016.

Veolia Water. (2015). Thermal Hydrolysis Processes. Veolia Water Technologies. http://www.veoliawatertech.com/vwst-northamerica/ressources/files/1/46169-Thermal-Hydrolysis_EN.pdf, acceso junio 2016

5. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 2

Veolia Water. (2018). Exelys continuous thermal hydrolysis. Reduces sludge volumen. Improves sludge quality. Increases biogas production. https://cms.esi.info/Media/documents/134247_1474445825120.pdf, acceso junio 2016.

Villares-Martín M. (2000). Cogeneración. Madrid, España. Editorial Fundación Confemetal.

Wilson S, Brown R, Oliver B, Merry J. (2012). Operational experience with Thermal Advanced Digestion in Dwr Cymru Welsh Water. 17th European Biosolids & Organic Resources. <https://www.aquaenviro.co.uk/proceedings/operational-experience-with-thermal-advanced-digestion-in-dwr-cymru-welsh-water/>, acceso junio 2016.

**CAPÍTULO 6. BALANCE ENERGÉTICO DEL
ESCENARIO 3, EDAR DE BURGOS CON
PRETRATAMIENTO DE HIDRÓLISIS TÉRMICA
CONVENCIONAL.**

6.1. INTRODUCCIÓN.

En este capítulo se ha tratado de analizar de forma específica la unidad de hidrólisis térmica instalada en la EDAR de Burgos, tipo THP-B6.2 de la empresa fabricante noruega Cambi además de todo el proceso completo que abarca, y está estructurado según el diagrama de bloques mostrado en la Figura 6.1, donde se pueden observar los principales objetivos propuestos en este capítulo relativos a la obtención de los tres balances indicados y comparación entre los escenarios 3 (EDAR Burgos operando bajo la inserción del sistema Cambi) y el escenario 1 (configuración inicial de la EDAR).

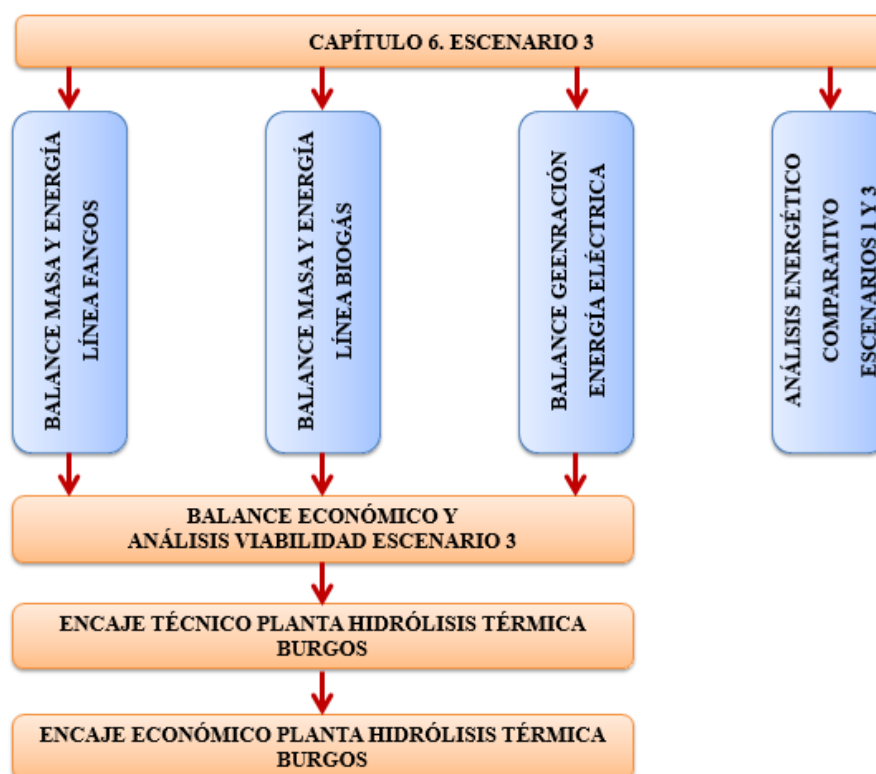


Figura 6.1. Esquema general del capítulo 6.

Asimismo, a partir de los resultados obtenidos del proceso de cálculo energético, se ha realizado un balance económico y análisis de viabilidad del escenario 3 tomando como referencia el escenario 1, pues la incorporación de todo el nuevo equipamiento de hidrólisis térmica a la planta ha requerido del cálculo de la inversión necesaria y del periodo de amortización correspondiente con el fin de poder establecer la viabilidad económica de la instalación de este proceso en una planta ya construida y que ha estado en funcionamiento continuo con digestión anaerobia no solamente durante todo el periodo de cinco años de análisis contemplado en esta tesis sino también durante mucho tiempo anterior desde su construcción inicial en 1984.

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

A partir de este balance económico y análisis de viabilidad efectuado, se ha tratado de encajar técnica y económicamente la planta de hidrólisis térmica de Burgos en el mercado de la UE para esta tipología, especialmente en el Reino Unido. Tanto el encaje técnico como económico del proceso ha permitido contrastar los resultados de los parámetros energéticos de carácter específico obtenidos de forma unitaria por tonelada de ST de entrada y comparar el balance económico y análisis de viabilidad obtenido de forma específica para otras plantas similares existentes en la UE.

La evaluación del escenario bajo la denominación de “*planta ya construida*” ha sido tenido en cuenta por las importantes connotaciones económicas que ha conllevado el hecho de que, una de las grandes ventajas de la hidrólisis térmica es la disminución del TRH del fango en los digestores y por tanto el aumento del coeficiente de carga volumétrico. Este aspecto se traduce en la construcción de un menor número de digestores para la operación y por tanto, una disminución importante de la inversión inicial en el caso hipotético de una planta de nueva construcción, no siendo este el caso de la EDAR de Burgos.

El diagrama general de proceso del escenario 3 es el mismo planteado en el capítulo anterior y denominado como escenario conjunto 2, 3 y 4 particularizado ahora para la tecnología Cambi y todo el equipamiento existente al respecto en la EDAR de Burgos. Por otro lado, se ha realizado un diagrama de operación desglosado para cada bloque de funcionamiento a ser analizado, mostrando de una forma detallada los principales elementos que lo componen.

Un aspecto muy importante a tener en cuenta en este diagrama es el equipamiento nuevo instalado en el proceso del escenario 3 que se corresponde con: postespesado, unidad de hidrólisis térmica, agua de dilución, intercambiador de fango hidrolizado, anillo de mezcla, caldera de recuperación y CLEARGREEN. Este nuevo equipamiento ha sido considerado a la hora de realizar el cálculo del balance económico y análisis de viabilidad. Adicionalmente, su introducción eleva las operaciones de mantenimiento durante la explotación de la EDAR, lo que obliga a considerar los nuevos costes de operación. Los cuatro nuevos motogeneradores M₅₉₈ y el gasómetro y las dos bombas centrífugas de fangos en deshidratación adicionales instalados han sido requerimientos de mejora, modernización y ampliación de la capacidad de la propia EDAR, no habiéndose considerado en el balance económico realizado, pues este balance ha tomado como referencia el escenario 1. La Figura 6.2 representa el diagrama general de proceso de la EDAR de Burgos operando con hidrólisis térmica del escenario 3, válido también para los escenarios 2 y 4.

6.2. DESCRIPCIÓN DE LOS BLOQUES DE FUNCIONAMIENTO.

La línea de fangos había sido dividida en un total de nueve bloques de funcionamiento en el capítulo 2 para el establecimiento de las ecuaciones de cálculo del balance de masa y energía, pero para el cálculo de este balance del escenario 3 y de cara a un mejor seguimiento del proceso, la línea de fangos se ha dividido ahora únicamente en un total de seis bloques desde la arqueta de fangos mixtos hasta deshidratación y CLEARGREEN, permaneciendo la línea de biogás en el mismo estado del escenario 2 con un total de cuatro bloques de funcionamiento, desde digestores a motogeneradores y caldera de recuperación. Por otro lado, la línea de generación de energía eléctrica es idéntica a la del escenario 2.

El proceso de cálculo del balance de masa y energía de la línea de fangos de los bloques es similar al establecido para el escenario 2, por lo que únicamente se analizan en este apartado, las ecuaciones que rigen el funcionamiento de la unidad de hidrólisis térmica Cambi, correspondiente al bloque 3, específicamente aplicada a la EDAR de Burgos y motivado por la consideración ahora en los balances de la acción de los gases de proceso originados en los reactores junto con la expansión isoentálpica casi instantánea que tiene lugar en ellos. Se describen detenidamente a continuación los bloques de funcionamiento considerados de 1 al 6, mientras que para los restantes no citados, las consideraciones se mantienen de forma similar a las previamente establecidas:

Bloque 1, arqueta de fangos mixtos: el balance es idéntico al calculado para el escenario 1, pues tienen el mismo punto de diseño de fango espesado y se mezclan de la misma manera los fangos primarios y secundarios en dicha arqueta.

Bloque 2, postespesado: la Figura 6.3 presenta el diagrama de operación del bloque postespesado del fango mixto en el que se incrementa la concentración del fango desde un 5,4% hasta un 16,5% antes de ser introducido en el pulper de la unidad de hidrólisis térmica. Todos los elementos de los que está formado el postespesado son de nueva instalación con respecto al escenario 1, donde no existía este proceso, ya que el fango mixto se bombeaba directamente a los digestores desde la arqueta de fangos mixtos sin pasar por ningún elemento intermedio. El postespesado dispone como elementos principales de tres bombas centrífugas de fangos y dos plantas compactas de dosificación de polielectrolito para ser añadido junto con agua de dilución a estas bombas y conseguir la concentración deseada. Indicar también que desde el punto de vista económico y funcional, ha sido necesaria la construcción de un nuevo edificio para albergar este equipamiento y la instalación de un puente grúa para labores de mantenimiento.

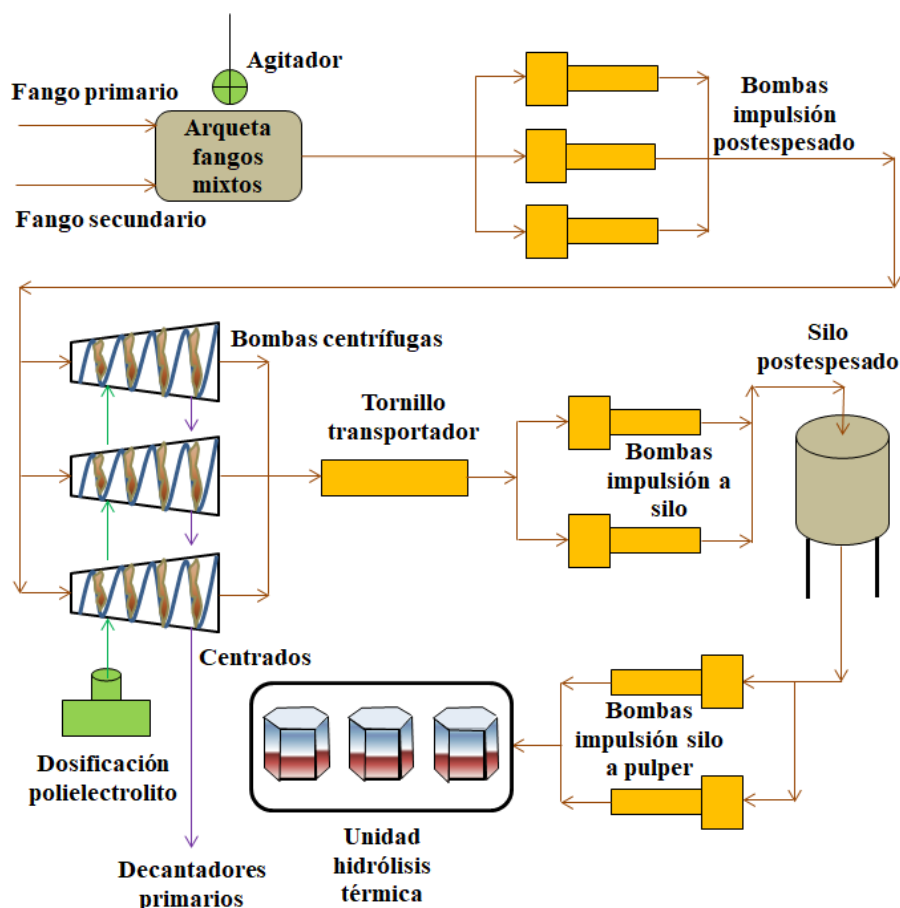


Figura 6.3. Diagrama de flujo de operación del bloque postespesado.

El fango postespesado abandona las bombas centrífugas por gravedad hasta un tornillo transportador que lo conduce hacia una tolva de descarga, desde donde nuevamente mediante la fuerza de la gravedad, se introduce en unas bombas de tornillo que lo impulsan hasta el silo de fango postespesado, el cual sirve para regulación y almacenamiento provisional. Desde este silo, también por gravedad y ayudado por una pequeña cinta transportadora, el fango se introduce mediante una tolva en unas bombas de tornillo que son las encargadas de impulsarlo hacia el pulper. Los centrados de las bombas centrífugas fluyen por gravedad hacia los decantadores primarios, y son introducidos nuevamente en el proceso de tratamiento, formándose un bucle.

Bloque 3, hidrólisis térmica: en el escenario 3 se ha considerado la actuación de los gases de proceso, pues se dispone de datos específicos tanto del flujo de vapor flash del reactor hacia el pulper por cada batch como de los gases de proceso enviados desde el pulper hacia los digestores también en cada batch. Estos gases de proceso alteran los valores de los parámetros calculados en el escenario 2 para la tecnología Cambi, aunque de forma ínfima. Sin embargo,

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

supondrá la alteración del flujo de ST y SV a partir de los reactores, pues se ha considerado que estos gases están compuestos únicamente por SV que finalmente se envían a los digestores.

La Figura 6.4 muestra el diagrama de la unidad de hidrólisis térmica Cambi con todas las variables necesarias para efectuar el balance de masa y energía de la línea de fangos del bloque 3 unidad de hidrólisis térmica tanto del ciclo batch como medio. Se puede observar la salida de vapor flash del reactor hacia el pulper que se efectúa de forma isoentálpica, casi instantánea y que contiene los gases de proceso y, por otro lado, la salida de estos gases desde el pulper hacia los digestores siendo M_{vf-re} , M_{gp} , h_{vf-re} y h_{gp} el flujo másico de vapor flash reactor-pulper y gases proceso a digestores (kg/h) y sus entalpías específicas correspondientes (kJ/kg).

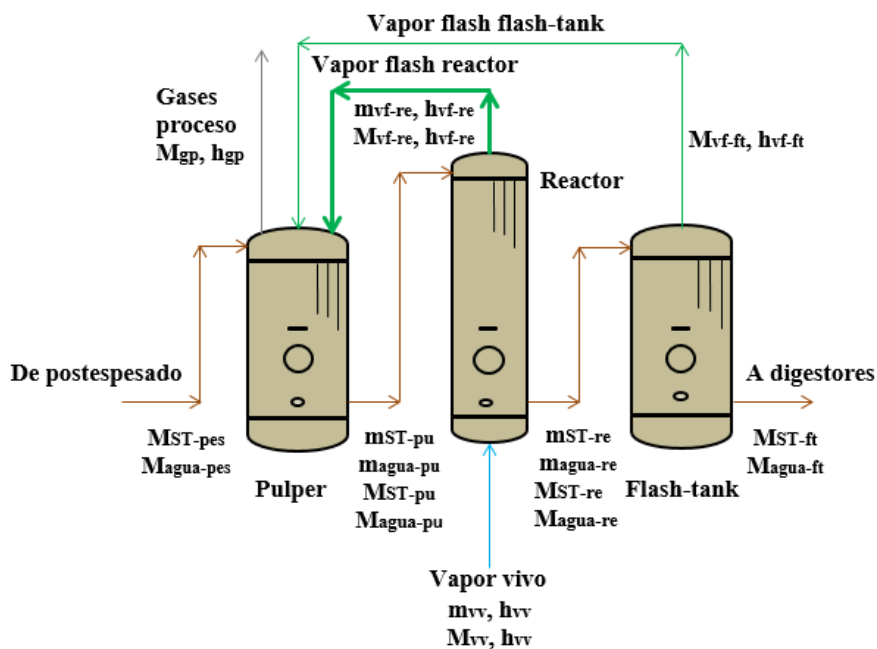


Figura 6.4. Esquema de la unidad de hidrólisis térmica Cambi THP-B6.2 para el planteamiento de las ecuaciones de cálculo del ciclo batch y ciclo medio.

El análisis de los bloques 1 al 4 de la línea de biogás es idéntico al establecido previamente para el escenario común 2, 3 y 4 con la única diferencia de la pérdida de SV motivada por los gases de proceso, que no generan biogás. Por otro lado, la obtención del balance de generación de energía eléctrica también es igual al del escenario 2, 3 y 4, con la diferencia de que ahora se ha considerado el autoconsumo total de energía eléctrica originado por el nuevo equipamiento instalado en el proceso. La Tabla 6.1 muestra los parámetros de diseño adoptados en la unidad de hidrólisis térmica THP-B6.2 de Cambi, planta instalada en la EDAR de Burgos, datos tomados íntegramente de la referencia (EDAR, 2016).

Tabla 6.1. *Parámetros de diseño de la unidad de hidrólisis térmica Cambi THP-B6.2.*

Parámetros diseño	Valores
Capacidad pulper (m ³)	15,2
Temperatura diseño pulper (°C)	159
Presión diseño pulper (kPa)	600
Llenado máximo pulper (%)	87
Llenado mínimo pulper (%)	20
Capacidad reactores (m ³)	2x6,9
Temperatura diseño reactor (°C)	193
Presión diseño reactor (kPa)	1.350
Capacidad flash-tank (m ³)	15,2
Temperatura diseño flash-tank (°C)	159
Presión diseño flash-tank (kPa)	600
Llenado máximo flash-tank (%)	87
Llenado mínimo flash-tank (%)	20
Caudal diseño bomba recirculación pulper (m ³ /h)	9,2-33-46
Temperatura diseño bomba recirculación pulper (°C)	5-107
Concentración bomba recirculación pulper (%)	12-18
Caudal diseño bomba llenado reactor (m ³ /h)	9,2-33-46
Temperatura diseño bomba llenado reactor (°C)	5-107
Concentración bomba recirculación pulper (%)	12-18
Caudal diseño bomba impulsión digestores (m ³ /h)	7,5-15,7-30
Temperatura diseño bomba impulsión digestores (°C)	65-105
Concentración bomba impulsión digestores (%)	8-12
Potencia térmica intercambiador fango hidrolizado (kW)	804
Caudal diseño bomba anillo mezcla (m ³ /h)	44,9-134,7
Temperatura diseño bomba anillo mezcla (°C)	65-105
Concentración bomba anillo mezcla (%)	8-12
Caudal medio ST del fango hidrólisis térmica (t ST/d)	38
Caudal máximo ST del fango hidrólisis térmica (t ST/d)	42
Concentración fango entrada hidrólisis térmica (%)	14-16,5-18
Temperatura entrada fango hidrólisis térmica (°C)	5-25
Temperatura fango reactor (°C)	165-180
Masa de fango por cada batch reactor (kg/batch)	6.300
Nivel cloruros fango entrada hidrólisis térmica (mg/L)	<400
N total fangos entrada (%)	<5,5
Contenido DQO fangos entrada (kg DQO/SV)	1,6
Masa de ST por cada batch reactor (kg/batch)	776
Masa de agua por cada batch reactor (kg/batch)	5.524
Concentración reactor antes despresurización flash-tank (%)	12,8
Masa de gases de proceso pulper (kg/batch)	8
Masa vapor flash reactor-pulper (kg/batch)	30
Temperatura gases proceso entrada digestores (°C)	55

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

La unidad de hidrólisis térmica de la EDAR de Burgos es una planta denominada THP-B6.2, tipo batch o lotes, suministrada por la empresa noruega Cambi, que tiene una capacidad nominal de tratamiento de 35 t ST/d (12.775 t ST/año), pero que puede admitir un 20% más de capacidad hasta alcanzar un valor máximo de 42 t ST/d (15.330 t ST/año) (Kleiven, 2014; EDAR, 2016).

La Figura 6.5a representa la planta de hidrólisis térmica THP-B6.2 mostrando en primera instancia los dos reactores, la entrada de fango postespesado al pulper (al fondo a la derecha), la entrada de vapor vivo (3 toberas reactor 1), la salida de fango hidrolizado hacia los digestores (tubería vertical izquierda) y la tubería de salida de la válvula de seguridad de los reactores (situada encima del reactor 2 de la derecha). La Figura 6.5b permite apreciar en primer lugar el flash-tank y más alejado el pulper y las bombas de recirculación y llenado (izquierda) y de impulsión de fango hidrolizado a los digestores (derecha).

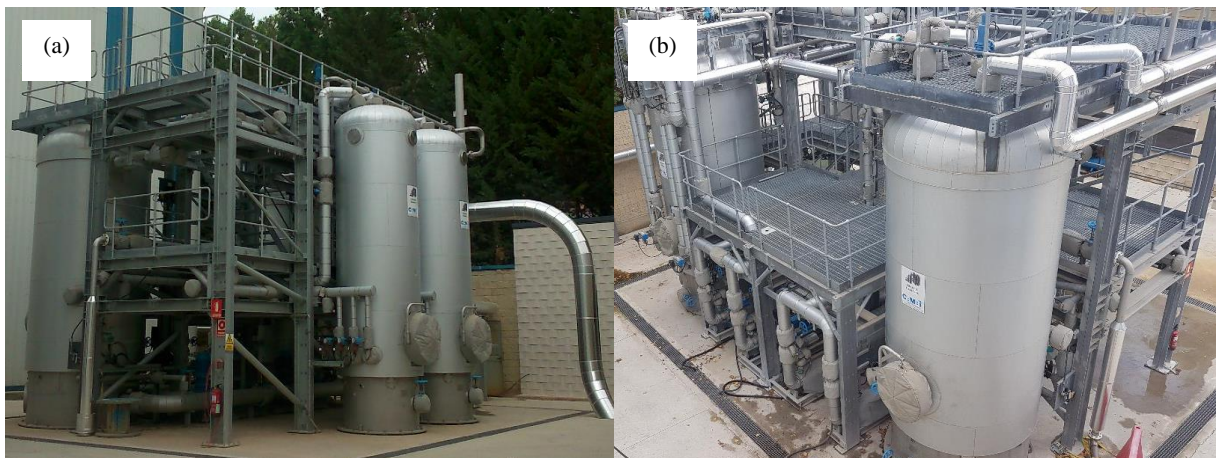


Figura 6.5. Unidad de hidrólisis térmica THP-B6.2. **a)** Reactores. **b)** Flash-tank, pulper y bombas de recirculación y llenado y de impulsión de fango hidrolizado a digestores.

Se pueden observar tanto las tuberías como los tanques perfectamente aislados (incluidas las válvulas) y forrados con chapa de aluminio para darles protección y consistencia. El pulper y flash-tank disponen de un aislamiento con un espesor total de 70 mm y los reactores de 100 mm. Las medidas de la planta son de 10,50 x 8,30 x 7,59 m (largo, ancho, alto) (EDAR, 2016). Las entradas de fango en los cuatro tanques se realizan por la parte superior mientras las salidas del se hacen por la parte inferior. Las salidas del vapor flash del flash-tank y reactores y gases de proceso del pulper y las entradas de vapor flash en el pulper acontecen todas ellas por la parte superior. La entrada de vapor vivo a los reactores se realiza por medio de toberas situadas aproximadamente a un 1/4 de la altura total de los reactores. El hecho de que la entrada de fango sea por la parte superior y su salida por la inferior es para lograr una

268

buena mezcla y mantener el tiempo de retención hidráulica deseado, es especial para los reactores donde el mantenimiento del tiempo de reacción es crucial en el proceso.

Bloque 4, digestores: los parámetros de producción específica de biogás por SV eliminado y por SV o ST se han calculado con los datos de entrada-salida de los digestores. A diferencia del escenario 1 donde no se producía ningún tipo de pérdidas de ST entre la arqueta de fangos mixtos y los digestores, en el escenario 3 se van a originar pérdidas de ST en postespesado (3%) y en la unidad de hidrólisis térmica (1%), por lo que el flujo másico de ST y SV de entrada a los digestores es un 4 y 4,3% inferior al de entrada al proceso (arqueta de fangos mixtos).

Bloque 5, deshidratación: se han instalado adicionalmente dos nuevas bombas centrífugas de deshidratación totalmente similares a las dos ya existentes en la planta, con una capacidad de tratamiento de diseño de 35 m³/h de fango digerido cada unidad, concentración de entrada del 3,5%, capacidad de tratamiento 1.225 kg ST/h, concentración de salida máxima del 30% y un consumo estimado de polielectrolito de 7-9 kg/t ST. El rendimiento de estas nuevas bombas centrífugas es un 7,8% superior al de las antiguas, que sólo se utilizarán ahora en caso de imperiosa necesidad (EDAR, 2016).

La Figura 6.6 representa el diagrama de operación del bloque deshidratación de fangos. Este bloque tiene la misión de aumentar la concentración del fango digerido desde el 5,5% hasta el 30% para disminuir el flujo volumétrico de fango deshidratado y reducir los costes de transporte y tratamiento posterior a realizar en las eras de secado-planta de compostaje. Para conseguir la concentración del 30%, el consumo de polielectrolito necesita aumentarse hasta los 9 kg/t ST en el escenario 3 frente a los 7,5 kg/t ST del escenario 1, un 20% más elevado, lo que supone un incremento en los costes. Con objeto de regular convenientemente el flujo másico de fango digerido de entrada, se dispone de un depósito tampón con un electroagitador desde el cual las bombas de tornillo aspiran el fango para impulsarlo directamente a las bombas centrífugas. El fango una vez deshidratado y de una forma totalmente similar al bloque postespesado, se envía al silo de fangos de deshidratación por medio de un tornillo transportador y dos bombas de tornillo helicoidal de alta presión. Como diferencia importante con respecto al escenario 1 se encuentran las dos bombas de impulsión de centrados de deshidratación al CLEARGREEN, cuando en el escenario 1 se enviaban directamente a los decantadores primarios por gravedad sin recibir ningún tipo de tratamiento intermedio de disminución del contenido de NH₄⁺ diluido en dichos centrados.

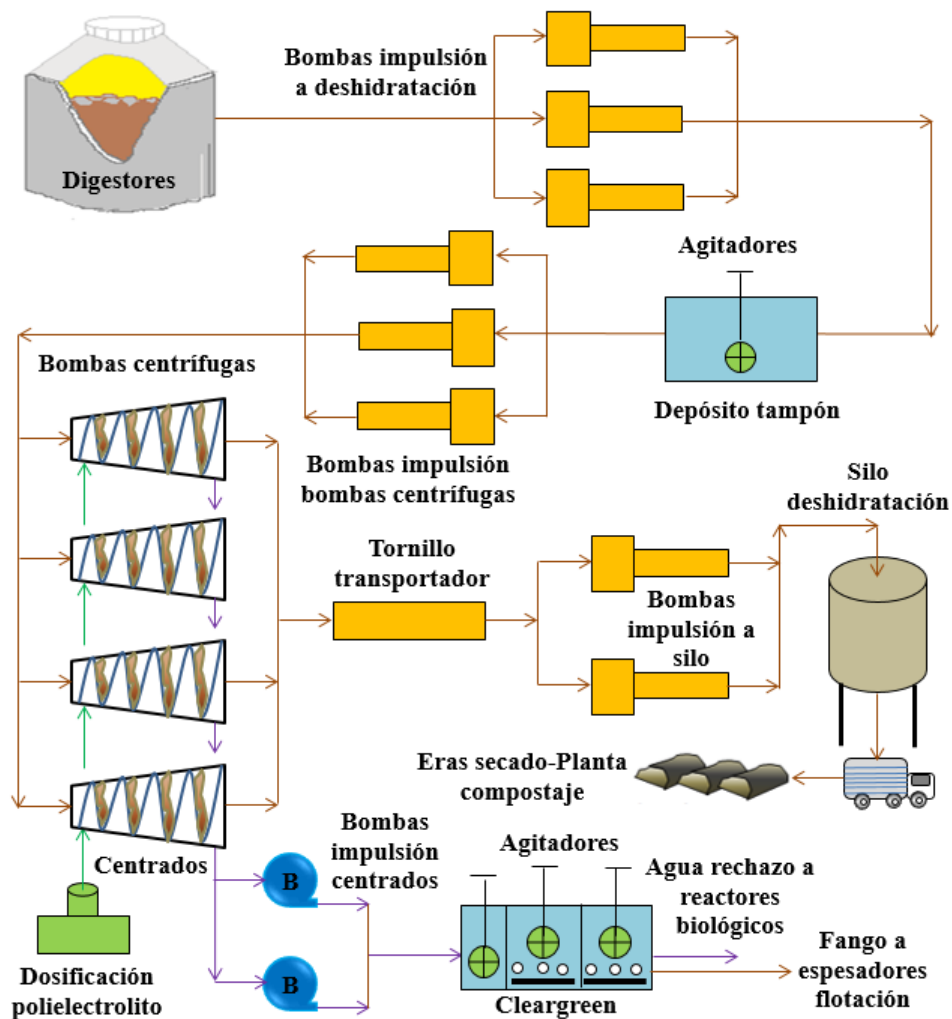


Figura 6.6. Diagrama de operación del bloque deshidratación de fangos.

Bloque 6, CLEARGREEN: es un proceso complementario al tratamiento del fango de forma anaeróbica para eliminar la sobrecarga de NH_4^+ presente en los centrados separados en las bombas centrífugas de deshidratación de fangos. Está constituido por dos reactores discontinuos secuenciales tipo cyclor (Degremont, 2017). Las etapas de alimentación, homogeneización, aireación y desammonificación (fase anóxica, nitrificación parcial de las bacterias oxidantes del NH_3) se distribuyen en subciclos y se adaptan a las características de los centrados a tratar, en función del caudal y concentración de NH_4^+ . El proceso de desammonificación se realiza gracias a las bacterias del proceso de ANAMMOX (oxidación anaerobia del ión NH_4^+) presentes en el entorno natural. En los reactores se efectúa la nitrificación-desnitrificación vía nitrito.

Las ventajas de la nitrificación-desnitrificación vía nitrito frente a la misma realizada vía nitrato en los reactores biológicos de la línea de aguas residuales son las siguientes (Claros-Bedoya, 2012):

- Reducción del consumo de O₂ en un 25%: la oxidación del NH₄⁺ a nitrito (NO₂⁻) corresponde al 75% del O₂ total demandado por el proceso de nitrificación mientras el 25% del O₂ restante es consumido durante la oxidación del nitrito (NO₂⁻) a nitrato (NO₃⁻). Por tanto, cuando el proceso de nitrificación sólo se realiza hasta nitrito (nitritación) se requiere un 25% menos de O₂, y esto se traduce en un ahorro energético importante en términos de reducción de la aireación necesaria.
- No es necesaria la aportación de materia orgánica: cuando la oxidación del NH₄⁺ se realiza empleando el nitrito (NO₂⁻) como aceptor de electrones (proceso ANAMMOX) y realizándose como paso previo a dicho proceso la oxidación del 50% del NH₄⁺ a nitrito, lo cual se puede conseguir mediante un proceso de nitritación parcial.
- Menor emisión de CO₂, un 18% inferior.
- Producción menor de fango, del orden del 20-25%.
- La temperatura de los centrados favorece las reacciones: la digestión anaerobia del fango hidrolizado se desarrolla a una temperatura de 41°C (condiciones mesofílicas) y aunque el fango se enfría un poco durante su paso por el proceso de deshidratación, la temperatura de los centrados suele estar en el entorno de los 30°C. La velocidad de crecimiento de los distintos microorganismos a esta temperatura es muy superior a la acontecida en la línea de agua, cuya temperatura es de 15 °C.

La Tabla 6.2 indica los valores de una serie de parámetros de diseño utilizados en el proceso de cálculo del balance de masa en el CLEARGREEN. El balance de masa del bloque CLEARGREEN se muestra mediante la Ecuación 6.1, considerando que un 30% de los ST presentes en los centrados se recogen en el sistema de purgas y son bombeados a los espesadores de flotación con una concentración del 1,5%. El balance de energía no se ha planteado porque se supone para simplificar que la temperatura de los centrados se mantiene constante en este proceso.

$$M_{ST-ce-dh} + M_{agua-ce-dh} = M_{ST-pur} + M_{agua-pur} + M_{ST-biol} + M_{agua-biol} \quad (6.1)$$

donde M_{ST-pur} y $M_{agua-pur}$ son los flujos máxicos de ST y agua (kg/h) que son purgados hacia los espesadores de flotación mientras $M_{ST-biol}$ y $M_{agua-biol}$ son los flujos máxicos de ST y agua (kg/h) enviados desde el CLEARGREEN a los reactores biológicos.

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

En la Ecuación 6.1, por medio del balance de ST se calcula M_{ST-pur} y por medio del balance de agua se obtiene $M_{agua-biol}$, pues se conoce la concentración de los ST purgados y por lo tanto $M_{agua-pur}$.

Tabla 6.2. *Parámetros de diseño adoptados del bloque CLEARGREEN.*

<i>Parámetros</i>	<i>Valores adoptados</i>	<i>Referencias</i>
Porcentaje eliminación ST sistema recirculación y purga fangos (%)	30	
Concentración ST fango terciario (%)	1,5	
Porcentaje de eliminación NH_4^+ (%)	95	
Tiempo inyección aire (min)	160	
Tiempo agitación centrados (min)	408	
Tiempo ciclo total (min)	480	
Temperatura aspiración aire soplantes (°C)	15	
Temperatura impulsión aire soplantes (°C)	95	(Edar, 2016)
Presión aspiración aire soplantes (kPa)	91,7	
Presión impulsión aire soplantes (kPa)	176	
Rendimiento isentrópico soplantes (%)	74	
Rendimiento difusores burbuja fina (%)	30	
Coefficiente punta	1,1	
Volumen por cada batch (m^3)	467	
Superficie horizontal reactor (m^2)	576,5	
Altura útil batch (m)	0,81	
Contenido NH_4^+ centrados CLEARGREEN escenario 3 (mg/L)	2.750	(Kleiven et al., 2007)
Contenido NH_4^+ centrados escenario 1 (mg/L)	800	
Ratio masa O_2 a masa NH_4^+ ($M_{O_2}/M_{NH_4^+}$) vía nitrato	4,57	(Claros-Bedoya, 2012)
Ratio masa O_2 a masa NH_4^+ ($M_{O_2}/M_{NH_4^+}$) vía nitrito	3,43	
Ratio masa aire a masa O_2 (M_{aire}/M_{O_2})	4,29	
Densidad aire condiciones STP (kg/m^3)	1,29	

La Ecuación 6.2 permite calcular el flujo másico de NH_4^+ presente en los centrados. Por otro lado, la Ecuación 6.3 indica el balance de masa del NH_4^+ presente en los centrados y eliminado en un alto porcentaje mediante su disipación a la atmósfera como N (representado simplifícadamente como M_{NH_4-at}), mientras la Ecuación 6.4 permite calcular la cantidad de NH_4^+ eliminada en el CLEARGREEN.

$$M_{NH_4^+ -ce} = V_{ce-dh} \cdot ST_{ce-dh} \cdot 10 \quad (6.2)$$

$$M_{NH_4^+ -ce} = M_{NH_4^+ -at} + M_{NH_4^+ -biol} \quad (6.3)$$

$$M_{\text{NH}_4^+ \text{-at}} = E_{\text{LNH}_4^+} \cdot M_{\text{NH}_4^+ \text{-ce}} \quad (6.4)$$

donde $V_{\text{ce-dh}}$ representa el flujo volumétrico de los centrados de deshidratación (m^3/h), $M_{\text{NH}_4^+ \text{-ce}}$, $M_{\text{NH}_4^+ \text{-at}}$ y $M_{\text{NH}_4^+ \text{-biol}}$ constituyen los flujos máxicos de NH_4^+ en los centrados, enviados principalmente a la atmósfera en forma de N y en menor medida a los reactores biológicos (kg/h) mientras $E_{\text{LNH}_4^+}$ es el porcentaje de eliminación de NH_4^+ en el CLEARGREEN (%).

La Ecuación 6.5 muestra el cálculo del parámetro $V_{\text{aire-batch}}$, flujo volumétrico batch de aire (m^3/h) que es necesario introducir en los reactores del CLEARGREEN para efectuar la nitrificación-desnitrificación vía nitrito y que es suministrado por los soplantes de émbolos rotativos, la Ecuación 6.6 indica el mismo flujo para el ciclo medio, $V_{\text{aire-medio}}$ (m^3/h) y finalmente la Ecuación 6.7 muestra el cálculo del valor del coeficiente medio de inyección de aire de los soplantes k_{medio} (%).

$$V_{\text{aire-batch}} = R_{\text{aire-NH}_4^+} \cdot V_{\text{ce-dh}} \quad (6.5)$$

$$V_{\text{aire-medio}} = R_{\text{aire-NH}_4^+} \cdot V_{\text{ce-dh}} \cdot k_{\text{medio}} \quad (6.6)$$

$$k_{\text{medio}} = \frac{t_{\text{aire}}}{t_{\text{ciclo-cle}}} \quad (6.7)$$

donde $R_{\text{aire-NH}_4^+}$ es el ratio flujo volumétrico de aire introducido por unidad de flujo máxico de NH_4^+ de los centrados (m^3/h aire/ m^3/h NH_4^+ centrados), k_{medio} el coeficiente de inyección de aire, t_{aire} y $t_{\text{ciclo-cle}}$ el tiempo de inyección de aire procedente de los soplantes y el total del ciclo en cada batch (min).

6.3. RESULTADOS DEL BALANCE DE MASA Y ENERGÍA DE LA LÍNEA DE FANGOS.

Dado que el bloque 1 se corresponde con la arqueta de fangos mixtos y tiene las mismas consideraciones del escenario 1 no se repiten las suposiciones y se presentan los resultados a partir del postespesado.

Bloque 2, postespesado.

La Figura 6.7 ilustra el balance de masa y energía del bloque postespesado. El incremento en la concentración del fango antes de entrar en el pulper de la unidad de hidrólisis térmica es necesario realizarlo para reducir el consumo de vapor vivo en los reactores con objeto de elevar la temperatura desde 15 hasta 165 °C y alcanzar la concentración final del 10% para el fango hidrolizado de entrada a los digestores.

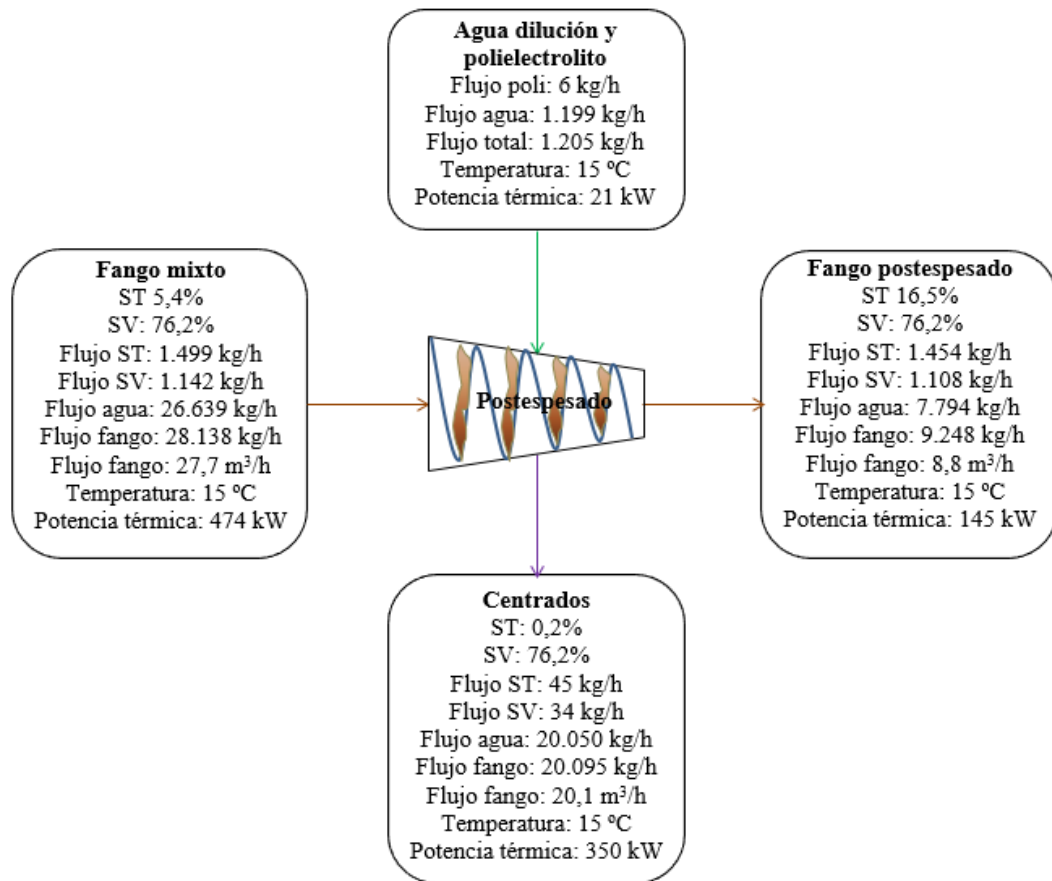


Figura 6.7. Balance de masa y energía del bloque postespesado.

Se ha considerado un rendimiento de las bombas centrífugas de postespesado del 97%, lo que ha originado una concentración en los centrados del 0,2%. A su vez, el consumo específico de polielectrolito utilizado en el cálculo ha ascendido a 4 kg/t ST para una concentración de salida del 16,5% y el volumen específico de agua de dilución a 0,200 m³/kg polielectrolito.

Bloque 3, unidad de hidrólisis térmica.

La Figura 6.8 permite observar el diagrama de operación del bloque unidad de hidrólisis térmica Cambi THP-B6.2. Se ha considerado la aportación a efectos de masa y energía de los gases de proceso originados en los reactores después de la etapa de reacción y enviados al pulper mediante una despresurización súbita casi instantánea en forma de vapor flash y posteriormente dirigidos desde el pulper hacia los digestores, previa refrigeración intermedia para disminuir su temperatura hasta 55 °C (EDAR, 2016). La bomba de llenado de fango una vez terminada su labor de impulsión a los reactores, pasa a recircular continuamente el fango del pulper sumándose a la bomba de recirculación existente según se puede apreciar esta posibilidad en la

Figura 6.8. Se puede observar en la parte superior, el intercambiador de refrigeración de los gases de proceso, enfriados mediante el circuito de agua de servicios generales de la planta.

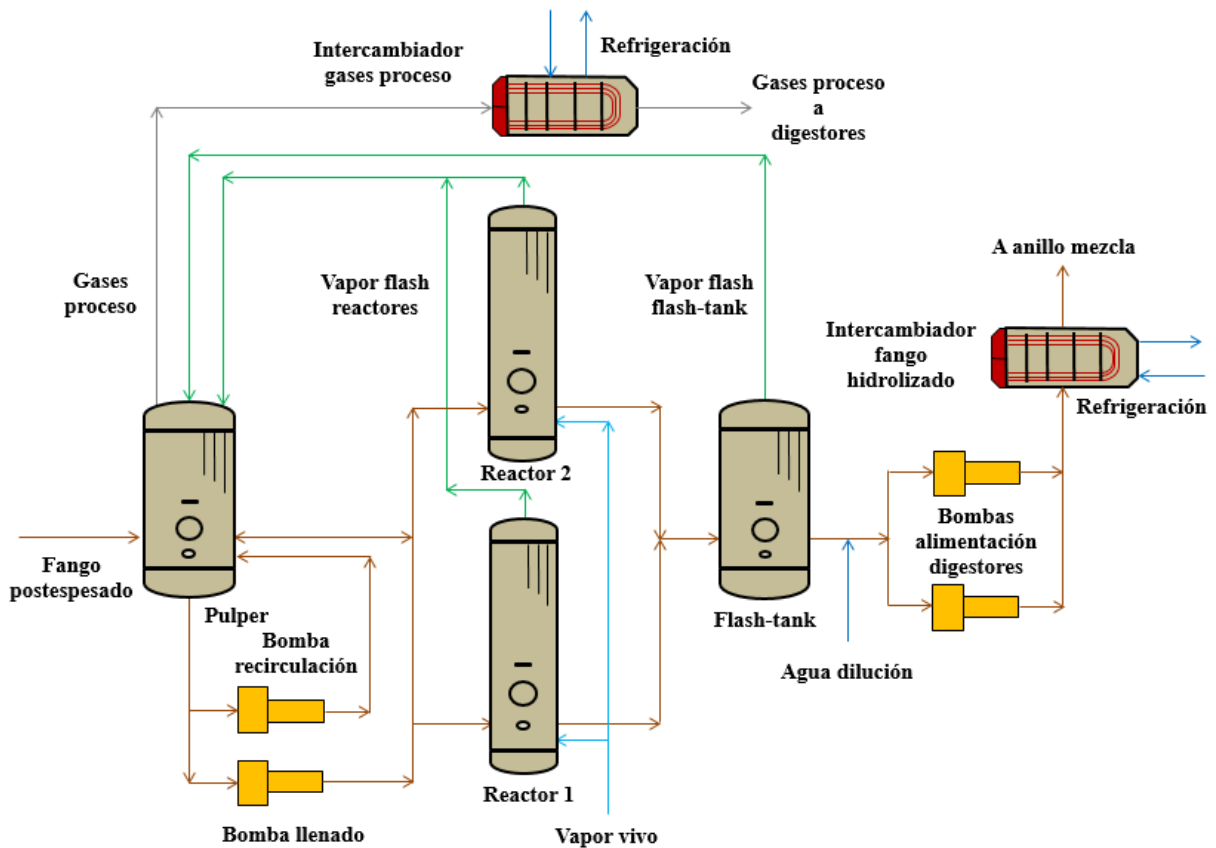


Figura 6.8. Diagrama de flujo de operación de la unidad de hidrólisis térmica THP-B6.2.

Balace de masa y energía del ciclo batch.

La masa de fango introducida por batch en cada uno de los reactores asciende a 6.330 kg/batch, 776 kg ST/batch, agua 4.814 kg/batch y vapor vivo 740 kg/batch, lo que corresponde a una concentración del fango del 12,8%. Por otro lado, la salida de vapor flash durante la despresurización isoentálpica súbita casi instantánea de los reactores hacia el pulper es de 30 kg/batch, compuestos por 8 kg/batch de ST (considerados únicamente SV) y 22 kg/batch de agua mientras la salida de los gases de proceso del pulper hacia los digestores es de 8 kg/batch, correspondientes a estos SV anteriores procedentes del reactor. El flujo másico de fango enviado por despresurización isoentálpica súbita hacia el flash-tank desde cada reactor asciende a 6.300 kg/batch, ST 768 kg/batch y agua 5.532 kg/batch, con una concentración ahora del 12,7%. Se observa la pérdida en el reactor de 8 kg/batch de ST, que realmente corresponden a SV exclusivamente y que constituyen los gases de proceso. A fin de poder tratar la cantidad de 1.454 kg/h de ST de entrada (concentración 16,5%) a la unidad de hidrólisis térmica en el punto

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

de diseño y de una forma continua, se requiere un tiempo de ciclo total de operación de 64,1 minutos/batch para cada uno de los dos reactores.

En la Tabla 6.3 se muestran una serie de datos obtenidos del ciclo batch para los reactores en el punto de diseño de fango espesado establecido.

Tabla 6.3. Parámetros obtenidos del ciclo batch.

Parámetros	Valores obtenidos
Número batch diarios (batch/d)	2 x 22,5
Número batch horarios (batch/h)	2 x 0,94
Tiempo duración batch (h/batch)	2 x 1,064
Tiempo duración batch (min/batch)	2 x 64,1
Tiempo medio retención hidráulica pulper (h)	1,7
Tiempo medio retención hidráulica pulper (min)	102
Tiempo medio retención hidráulica flash-tank (h)	1,3
Tiempo medio retención hidráulica flash-tank (min)	78

Se indica a continuación, la diferencia existente entre las dos despresurizaciones isoentálpicas indicadas anteriormente, entre reactor-pulper y reactor-flash-tank:

- La despresurización de cada reactor al pulper acontece únicamente de forma isoentálpica en fase vapor desde las condiciones del reactor a las del pulper, no habiendo trasiego de fango alguno, sino sólo vapor de agua desde la válvula reductora de presión del reactor que arrastra consigo los SV (gases de proceso originados), efectuándose por la parte superior del reactor y con una duración casi instantánea.
- La despresurización del reactor al flash-tank acontece mediante un trasiego de fango desde las condiciones del reactor al flash-tank, ocurriendo un vaciado del fango en su totalidad, efectuándose por la parte inferior del reactor y con una duración de 10 minutos. Debido a que ésta es una expansión isoentálpica, al irse vaciando el reactor y llenando el flash-tank con las nuevas condiciones de presión y temperatura, el agua del fango tiene que transformarse parte en vapor flash al equilibrar el balance de energía del flash-tank.

En las ecuaciones del balance de energía tienen cuenta la variación de temperatura que experimenta el flujo másico de ST, pues por ejemplo en el flash-tank, el título del vapor flash real obtenido es del 11,4%, sin embargo si se aplica únicamente el concepto de cálculo de una expansión isoentálpica formada exclusivamente por agua, resultaría un título del 10,8%, que correspondería a 1.121 kg/h de vapor flash, un 4,9% inferior al valor real. La Figura 6.9 muestra

el balance de masa y energía del bloque 3 unidad de hidrólisis térmica para el ciclo batch de un reactor con los valores obtenidos de sus principales parámetros.

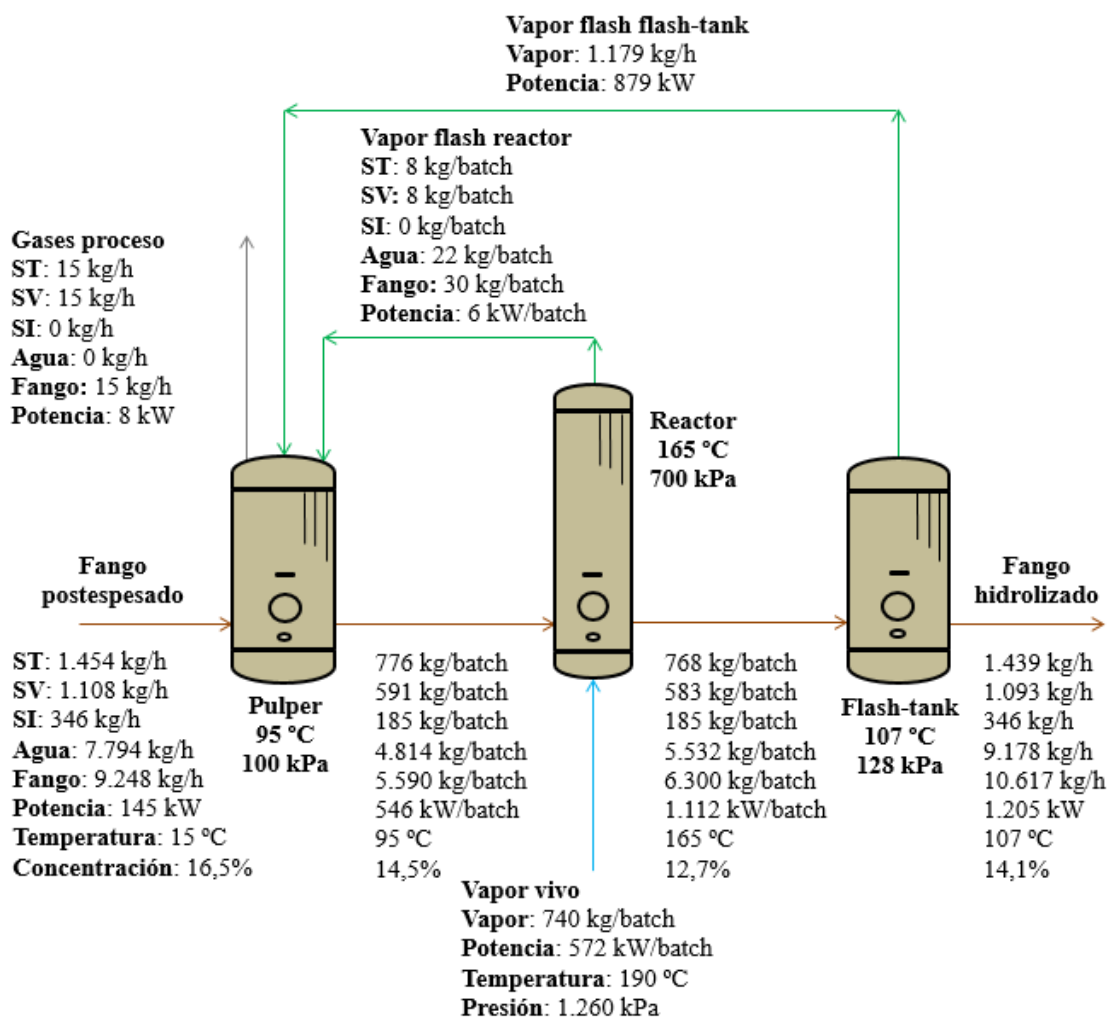


Figura 6.9. Balance de masa y energía del bloque unidad de hidrólisis térmica THP-B6.2 operando mediante ciclo batch en un reactor.

Como se puede ver en la Figura 6.9 anterior, aunque el proceso en los reactores sea tipo batch, tanto el flujo de entrada de fango en el pulper como de salida por el flash-tank siempre son constantes, aunque el nivel sea variable en todo momento en ambos tanques. Se observa la pérdida de un 1% de masa de ST y un 1,4% de SV entre la entrada y salida de los reactores, donde estos últimos conforman los gases de proceso, repercutiendo de forma negativa en el proceso mediante una disminución de la producción de biogás en los digestores.

Balance de masa y energía del ciclo medio.

La Figura 6.10 representa el balance de masa y energía del bloque unidad de hidrólisis térmica del ciclo medio para el conjunto de los dos reactores. Se puede ver la aportación de 56

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

kg/h (11 kW) de vapor flash enviados desde el reactor hacia el pulper formados por 15 kg/h de SV (gases de proceso) y 41 kg/h de agua. Asimismo, desde el pulper se envían 15 kg/h (11 kW) de gases de proceso hacia los digestores. Esta es la gran diferencia existente entre las consideraciones del capítulo anterior y el presente dado que esto conlleva a la variación de todos los parámetros de hidrólisis térmica, principalmente en lo referente a concentraciones, flujos másicos y potencias térmicas de los tres tanques y la temperatura del pulper.

Se observa también el intercambiador de refrigeración de los gases de proceso encargado de enfriarlos desde 95 °C hasta 55 °C antes de ser introducidos en los digestores. Como consecuencia de esta refrigeración, parte de estos gases condensan y retornan al pulper por la misma tubería formando un bucle, sin embargo, estos condensados no se tienen en cuenta en el balance de masa y energía del pulper.

El agua de dilución inyectada en el fango a su salida del flash-tank antes de las bombas de impulsión de fango hidrolizado a digestores tiene dos misiones importantes: reducir la concentración del fango del 14,1% hasta el 10% para introducirlo posteriormente en los digestores y reducir la temperatura del fango de 107 °C a 79 °C para proteger las bombas de tornillo de alimentación de fango hidrolizado a digestores. Una vez alcanzada la concentración del 10% y la temperatura de 79 °C, esta debe reducirse aún más hasta 50 °C para que los digestores mantengan su temperatura de funcionamiento de 41 °C teniendo en cuenta las pérdidas de potencia térmica asociadas a la transmisión de calor en tuberías e intercambiadores y del biogás producido. Esta disminución de temperatura se realiza en el intercambiador de fango hidrolizado, cediendo 472 kW mediante la refrigeración con agua de servicios generales que presenta una temperatura de 15 °C.

Cuando los fangos hidrolizados ya se encuentran a la temperatura de 50 °C, se introducen en el anillo de mezcla, donde por medio de las bombas de impulsión se bombean a los digestores. Indicar que esta potencia térmica de refrigeración del intercambiador de fango hidrolizado se pierde totalmente, incidiendo negativamente en la eficiencia del ciclo, considerándose como una pérdida muy importante en el balance de energía térmica del proceso de la planta del escenario 3. Las diferencias más importantes entre el balance de la unidad de hidrólisis térmica del escenario 2 con respecto al escenario 3 han sido la elevación de la temperatura del fango del pulper de 93 °C hasta 95 °C, la disminución de la concentración en la salida de fango de los reactores del 12,8 al 12,7% y la disminución de ST de 0 al 1% y de SV de 0 al 1,4%.

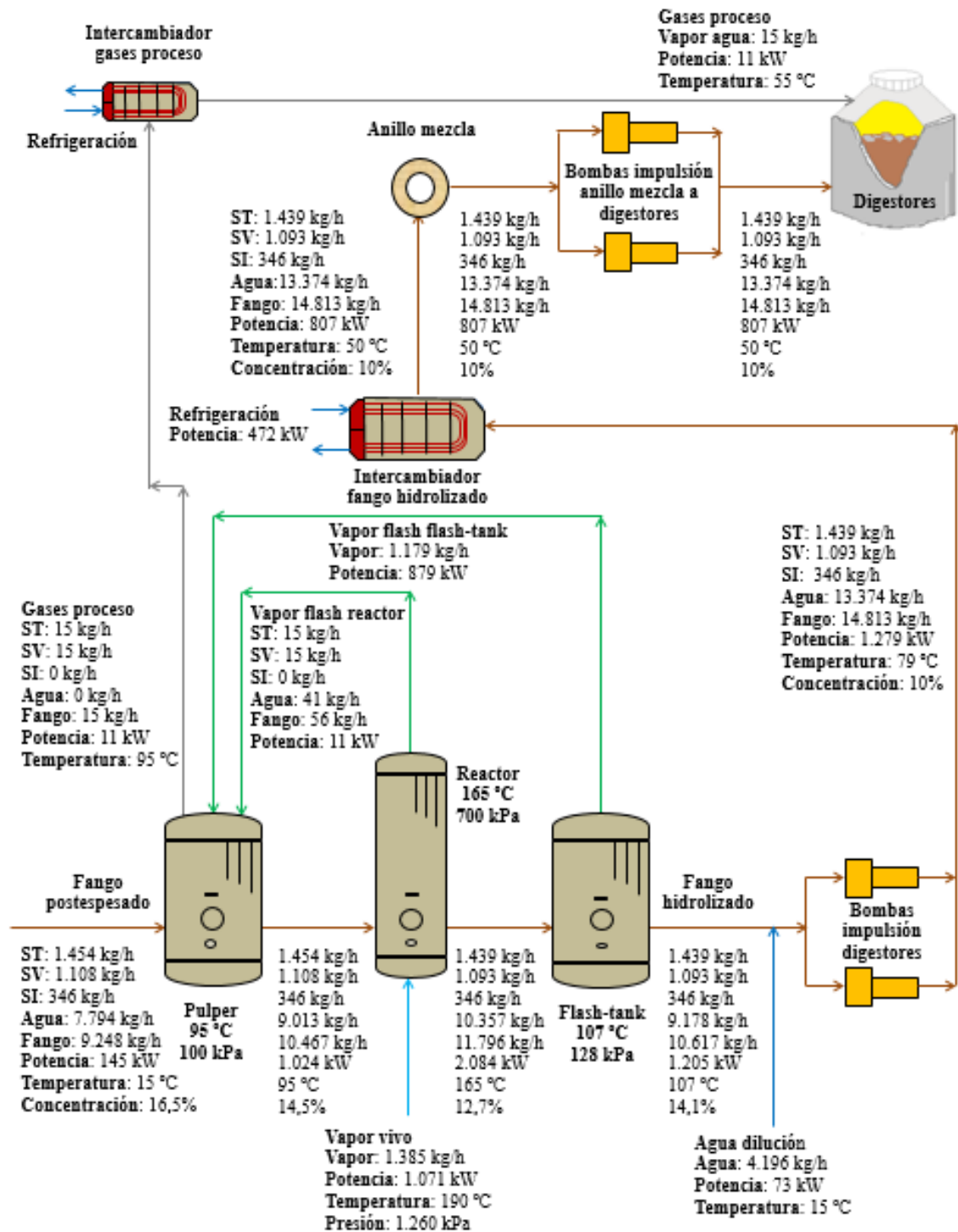


Figura 6.10. Balance de masa y energía del bloque unidad de hidrólisis térmica THP-B6.2 operando mediante ciclo medio.

La Figura 6.11 muestra la evolución de dos parámetros fundamentales en los digestores, la Figura 6.11a representa la temperatura y la Figura 6.11b la presión del fango en los reactores 1 y 2, ambos en función del tiempo del ciclo. Se representa el desplazamiento en el tiempo del funcionamiento de estos reactores que operan en discontinuo conllevado de forma cíclica a incrementos considerable de temperatura y presión, lo cual favorece la fatiga de los materiales

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

involucrados y conlleva a una elevación de los costes de mantenimiento de estas unidades. La temperatura de reacción alcanza los 165 °C, mientras que la presión debe aumentar hasta los 700 kPa, lo que se corresponde prácticamente con 7 atm.

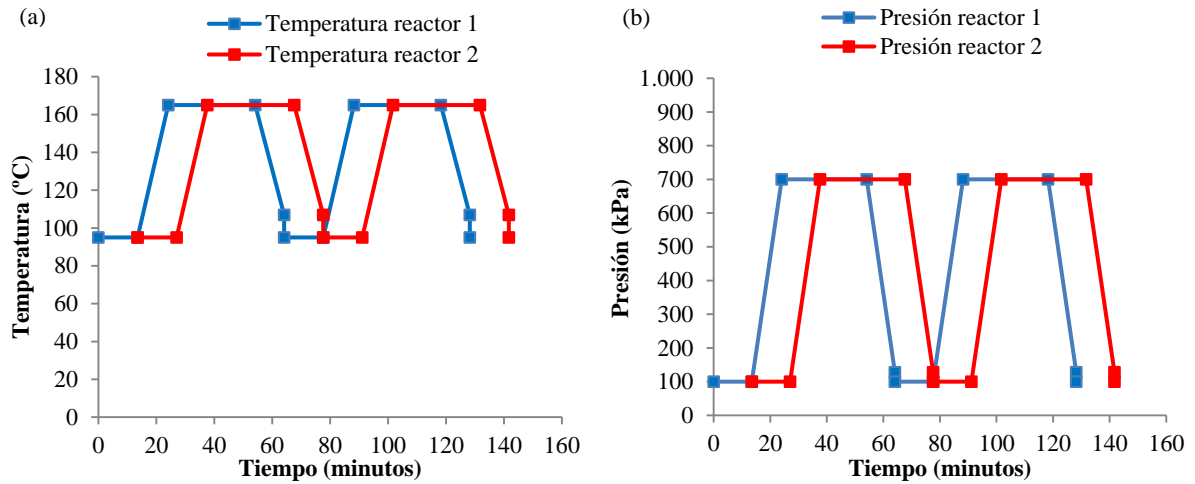


Figura 6.11. Evolución termodinámica del fango en los reactores en función del tiempo. **a)** Temperatura. **b)** Presión.

La Tabla 6.4 indica cada una de las etapas del ciclo de operación de llenado-vaciado de fango, vapor flash a pulper e inyección de vapor en los dos reactores en función del tiempo y en el punto de diseño de fango espesado establecido. Cada reactor cuenta con un total de cinco etapas de operación y un desfase en el tiempo de funcionamiento equivalente al tiempo de llenado de un reactor, pues sólo es posible llenar uno a la vez en esta planta. Asimismo, la inyección de vapor en los reactores se realiza de la misma manera, lo que origina otro desfase en la inyección de vapor entre reactores como se podrá ver más adelante.

Tabla 6.4. Ciclo de operación de los reactores.

Tarea	Tiempo parcial (min)	Tiempo origen (min)	Tiempo (min)					
			20	40	60	80	100	120
Reactor 1								
Tiempo ciclo reactor 1	64,1	64,1	Ciclo completo (64,1 min)					
Llenado	13,5	13,5	Llenado (13,5 min)					
Vapor vivo	10,6	24,1	Vapor vivo (10,6 min)					
Reacción	30	54,1	Reacción (30 min)					
Vapor flash a pulper	0	54,1	Vapor flash a pulper (0 min)					
Vaciado a flash-tank	10	64,1	Vaciado a flash-tank (10 min)					
Reactor 2								
Tiempo ciclo reactor 2	64,1	77,6	Ciclo completo (64,1 min)					
Llenado	13,5	27	Llenado (13,5 min)					
Vapor vivo	10,6	37,6	Vapor vivo (10,6 min)					
Reacción	30	67,6	Reacción (30 min)					
Vapor flash pulper	0	67,6	Vapor flash a pulper (0 min)					
Vaciado a flash-tank	10	77,6	Vaciado a flash-tank (10 min)					

En la Figura 6.12a se puede observar el diagrama formado por una serie de rectas que constituyen cada una de las cinco etapas de operación señaladas anteriormente y cuya pendiente se corresponde con el flujo másico de llenado o vaciado de fango en los reactores. La recta inicial de esta Figura 6.12a representa la *primera etapa* de llenado de fango procedente del pulper. La forma principal de adaptarse los reactores a las modificaciones del flujo de fango postespesado de entrada al pulper es mediante la variación del tiempo de impulsión del fango en la bomba de llenado, permaneciendo los demás parámetros del ciclo constantes. El caudal que debe impulsar la bomba de llenado asciende a 24,6 m³/h (24.844 kg/h considerando la densidad del fango 1.008 kg/m³ a 95 °C y 14,5%), por lo que se encuentra dentro de los parámetros óptimos de funcionamiento de la bomba, que son 9,2-33-46 m³/h (puntos de funcionamiento mínimo, diseño y máximo), conseguidos mediante un convertidor de frecuencia instalado a tal efecto.

El volumen total del reactor es de 6,9 m³, que considerando una densidad de 946 kg/m³ a 165 °C y 12,8%, el volumen ocupado por los 6.330 kg de fango entrante es de 6,7 m³, lo que supone un grado de llenado del 97%. No obstante, siempre se ha considerado la densidad del agua con un valor de 1.000 kg/m³ por la gran aproximación obtenida y porque también Cambi en sus diagramas de flujo lo ha realizado así (EDAR, 2016).

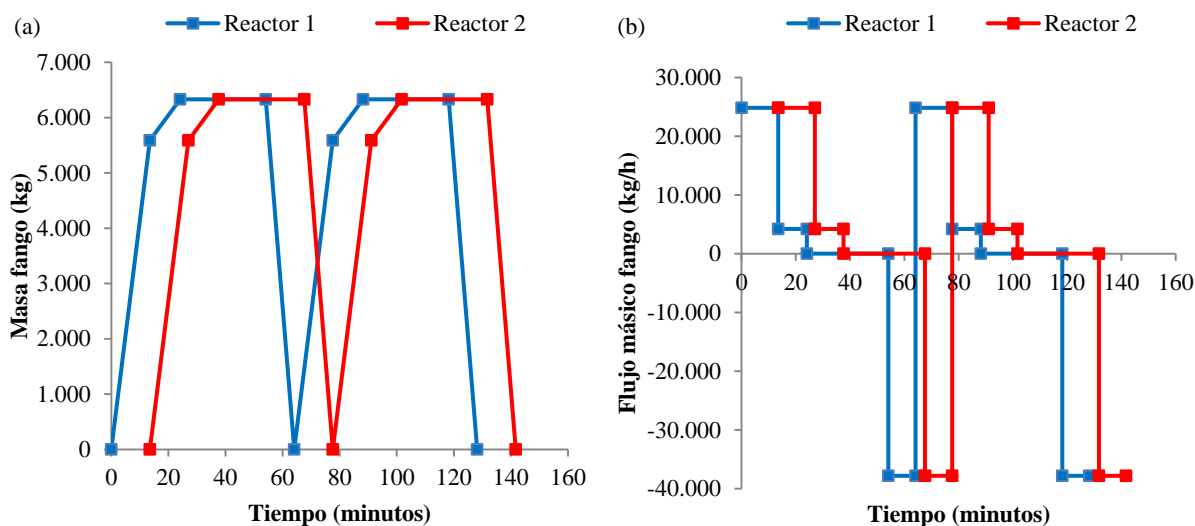


Figura 6.12. Evolución del ciclo de funcionamiento de los reactores en función del tiempo. **a)** Llenado-vaciado de fango. **b)** Flujo másico de fango.

La segunda recta indica la etapa de inyección de vapor vivo proveniente de la caldera de recuperación con un flujo de 4.200 kg/h (*segunda etapa*), valor muy inferior al flujo de llenado de fango anterior (-83,1%), por lo que su pendiente es menor que la anterior. La tercera recta muestra la etapa de reacción y en ella se mantiene el fango a temperatura constante de 165

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

°C (700 kPa) durante 30 minutos (*tercera etapa*) manteniendo la masa global del sistema constante. En el punto final de esta tercera etapa, comienza la despresurización súbita casi instantánea del fango del reactor al pulper (*cuarta etapa*) con un valor de 30 kg de vapor flash/batch y que se ha representado en el diagrama como un punto, dado que la despresurización se considera instantánea. Este vapor flash contiene los gases de proceso que son enviados primero al pulper y luego desde éste hacia los digestores.

La cuarta recta constituye la etapa de vaciado de fango del reactor al flash-tank durante un periodo de 10 min (*quinta etapa*). Como se puede observar, la pendiente es muy superior a la de la primera etapa debido a que está influenciado por el menor tiempo de actuación en el vaciado y por la mayor cantidad de masa de fango a evacuar motivado por la entrada de vapor vivo en los reactores que se suma al fango introducido desde el pulper.

La Figura 6.12b indica la evolución del flujo másico de entrada-salida de fango en los dos reactores en función del tiempo y que corresponde al valor de cada una de las pendientes de las rectas tratadas anteriormente en la Figura 6.12a. Se pueden observar dos flujos entrantes, uno de valor 24.844 kg/h correspondiente a la introducción del fango procedente del pulper y otro de 4.200 kg/h que constituye el vapor vivo inyectado procedente de la caldera. Por otra parte, un flujo saliente de fango hidrolizado de los reactores con valor de -37.800 kg/h se envía al flash-tank a través de una despresurización súbita.

La Figura 6.13a muestra el ciclo de operación de la evolución del llenado-vaciado de fango en el flash-tank en función del tiempo. El nivel del fango en el flash-tank está influenciado por la entrada de fango hidrolizado desde los reactores y por las salidas de vapor flash hacia el pulper y de fango hidrolizado a los digestores y es variable en función del tiempo. Si se considera que el ciclo de llenado-vaciado del flash-tank comienza cuando el reactor 2 ha vaciado todo su fango en él a los 13,5 minutos, se tienen las siguientes cuatro etapas del ciclo del flash-tank materializadas por cuatro rectas.

La primera recta indica la fase de vaciado efectivo (*primera etapa*) tanto de vapor flash hacia el pulper como de fango hacia los digestores con un flujo másico neto saliente desde los 13,5 minutos hasta los 54,1 minutos. La segunda recta corresponde a la fase de llenado efectivo (*segunda etapa*) debido a la aportación de fango hidrolizado desde el reactor 1 con un flujo másico neto entrante desde los 54,1 minutos hasta los 64,1 minutos, fin del primer ciclo en el reactor 1.

La tercera recta muestra la fase de segundo vaciado efectivo (*tercera etapa*), pues finaliza la entrada de flujo de fango hidrolizado proveniente del reactor 1 y está terminándose de llenar con fango el reactor 2 desde los 64,1 minutos hasta los 67,6 minutos con un flujo neto saliente durante estos 3,5 minutos. La cuarta recta representa la cuarta fase de segundo llenado efectivo de fango hidrolizado (*cuarta etapa*) desde el reactor 2 hasta el comienzo de un nuevo ciclo en el reactor 1, comprendido entre los 67,6 minutos hasta los 77,6 minutos.

La Figura 6.13b representa el flujo másico de entrada y salida de fango que se origina en el flash-tank en función del tiempo, coincidente con las pendientes de las rectas anteriores de la Figura 6.13a, pudiéndose apreciar las cuatro etapas que conforman un ciclo completo: vaciado con -11.795 kg/h, llenado con 26.004 kg/h, vaciado nuevamente con -11.795 kg/h y finalmente llenado con 26.004 kg/h. La masa máxima y mínima de fango que puede contener el flash-tank corresponde a unos valores del 87% del valor máximo de la capacidad del tanque de $15,2$ m³, 15.200 kg con una densidad aproximada del fango de 1.000 kg/m³ (real 998 kg/m³ a 107 °C y $14,1\%$) resultando un total de 13.224 kg y un mínimo del 20% con un valor de 3.040 kg, adoptados como medida de seguridad.

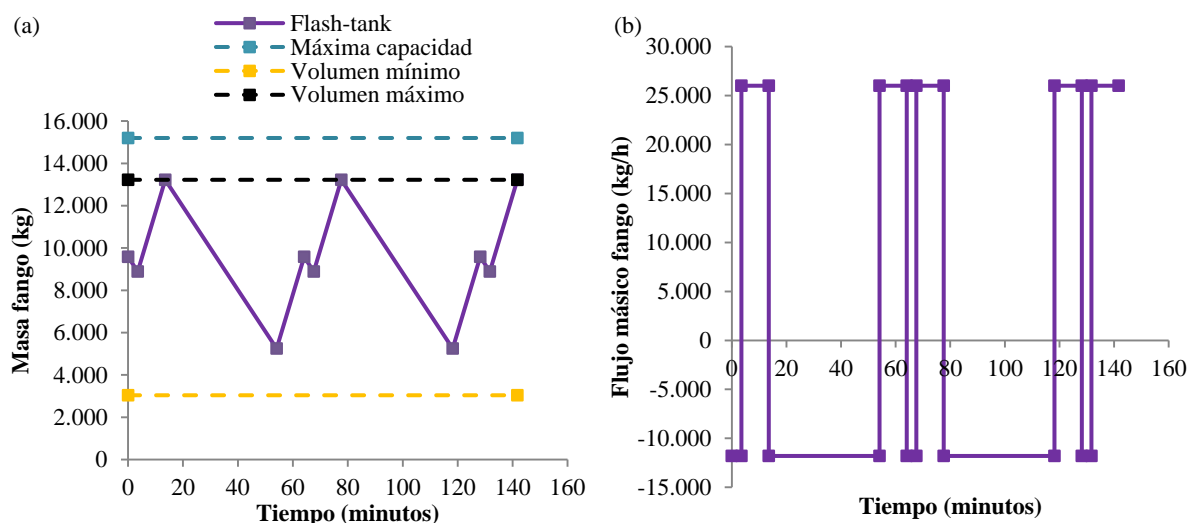


Figura 6.13. Evolución del ciclo de funcionamiento del flash-tank en función del tiempo **a)** Llenado-vaciado de fango. **b)** Flujo másico de fango.

La Figura 6.14a representa el ciclo de operación de llenado-vaciado en el pulper en función del tiempo. Las dos etapas existentes en el proceso comprenden una primera recta que representa el vaciado efectivo (*primera etapa*) mediante la bomba de llenado de fango a los dos reactores. Cuando finaliza el vaciado hacia el reactor 1 a los 13,5 minutos, comienza el vaciado hacia el reactor 2 hasta los 27 minutos con un flujo neto saliente hacia los reactores. La segunda recta representa el llenado efectivo (*segunda etapa*) desde que el momento en que el reactor 2

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

está lleno a los 27 minutos hasta que comienza el nuevo ciclo de vaciado hacia el reactor 1 a los 64,1 minutos, con un flujo neto entrante hacia el pulper. Por consiguiente, el ciclo completo de llenado-vaciado del pulper está formado por un ciclo de vaciado efectivo y uno de llenado efectivo. Se observa el nivel completamente variable del fango en el pulper en función del tiempo, formado por una línea discontinua con un máximo de 13.224 kg y un mínimo de 6.796 kg, aunque el flujo de entrada sea siempre constante. Al tener el flash-tank y el pulper la misma capacidad máxima de 15,2 m³ (15.200 kg con una densidad aproximada del fango de 1.000 kg/m³ (real 1.008 kg/m³ a 95 °C y 14,5%)), el llenado máximo posible por motivos de seguridad del pulper sigue siendo del 87% (13.224 kg) y el mínimo del 20% (3.040 kg).

La Figura 6.14b representa el flujo másico de entrada-salida de fango que se produce en el pulper en función del tiempo, pudiéndose observar las dos etapas que conforman un ciclo completo: el vaciado con -14.263 kg/h y el llenado con 10.410 kg/h.

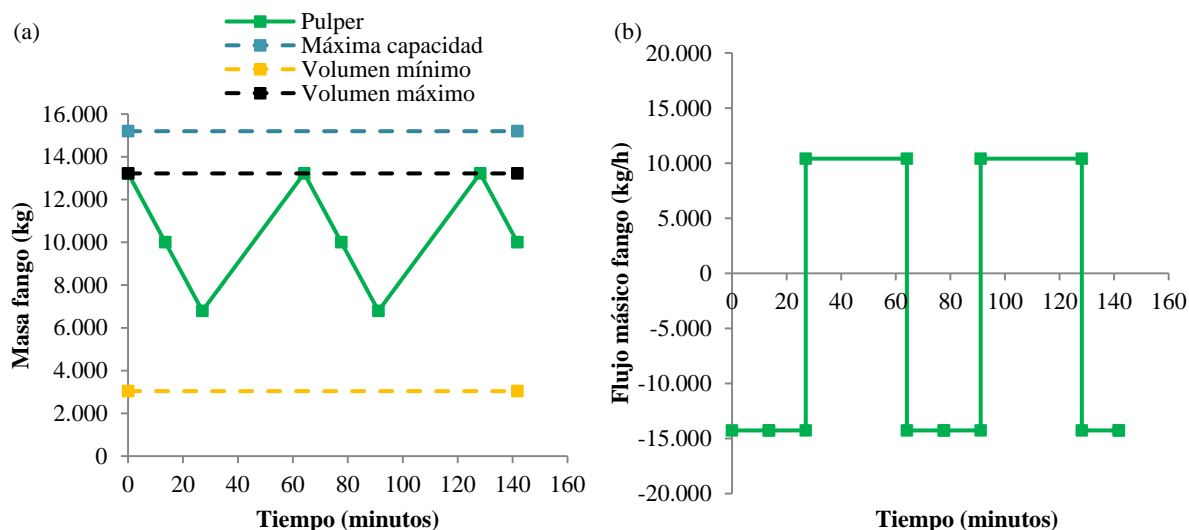


Figura 6.14. Evolución del ciclo de funcionamiento del pulper en función del tiempo. a) Llenado-vaciado de fango. b) Flujo másico de fango.

La Figura 6.15a permite observar el diagrama de llenado-vaciado simultáneamente en los cuatro elementos que está formada la unidad de hidrólisis térmica: pulper, dos reactores y flash-tank. También se indican los niveles máximo y mínimo que puede alcanzar el fango tanto en el pulper como en el flash-tank. Si bien, se puede apreciar que la masa de fango en el pulper y flash-tank varía con el tiempo, el flujo másico de fango de entrada al pulper es constante con un de valor 9.248 kg/h y los gases de proceso lo abandonan con un flujo de 15 kg/h mientras el de salida del flash-tank también es constante con un valor de 10.617 kg/h, y las diferencias entre flujos salientes y entrantes constituyen el valor del vapor vivo introducido en los reactores, 1.385 kg/h.

La Figura 6.15b permite apreciar de forma aproximada los niveles en % sobre el total de cada uno de los tanques cuando el valor del tiempo del ciclo es de 27 minutos. Se ha considerado un diámetro de 1,40 m, altura útil 4,50 m y altura total 5,75 m para los reactores (6,9 m³) y un diámetro de 2,20 m, altura útil 4 m y altura total 5,41 m para el pulper y flash-tank (15,2 m³) (EDAR, 2016).

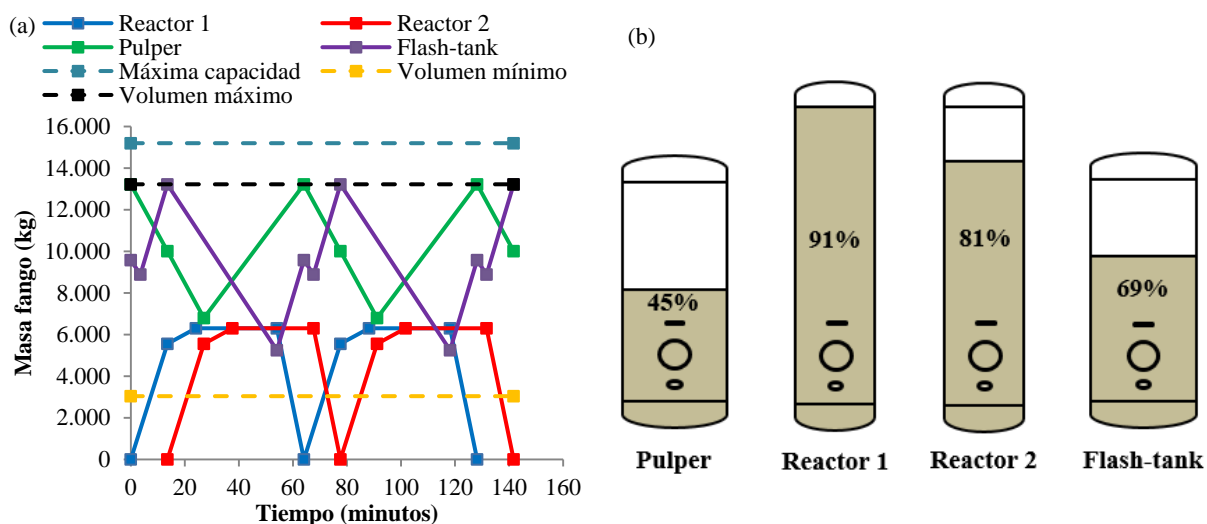


Figura 6.15. Evolución de la masa de fango en pulper, reactores y flash-tank. **a)** En función del tiempo. **b)** Nivel de los tres tanques a los 27 minutos de inicio del ciclo.

Evolución de la concentración, flujo volumétrico y flujo másico de ST y SV del fango en función del tiempo en la unidad de hidrólisis térmica.

La concentración del fango fluctúa a lo largo de su recorrido por el pulper, reactores y flash-tank debido a dos causas: inyección de vapor vivo en los reactores, salida de vapor flash de los reactores al pulper y del flash tank al pulper. El vapor flash procedente de los reactores contiene los gases de proceso que abandonan el pulper hacia los digestores y también modifican la concentración del pulper aunque sólo sea levemente. La Figura 6.16a visualiza la evolución de la concentración en el pulper, reactores y flash-tank en función del tiempo. La concentración del pulper disminuye desde un 16,5% del fango de entrada a un 14,5% del fango de salida por la acción principal del vapor flash del flash-tank (influyen muy poco los gases proceso enviados a los digestores y el vapor flash procedente del reactor). La concentración del reactor disminuye desde un 14,5% a la entrada a un 12,8% tras la inyección de vapor vivo y al 12,7% tras la salida hacia el pulper del vapor flash con los gases de proceso, mientras que la del flash-tank aumenta hasta el 14,1% gracias al envío de vapor flash al pulper.

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

La Figura 6.16b muestra la variación del flujo volumétrico y másico de ST y SV en el pulper, reactores y flash-tank. El comportamiento de la evolución del flujo volumétrico es inverso al de la concentración. Por otro lado, se considera que el flujo másico de ST y de SV del fango sufre un descenso del 1 y 1,4% a lo largo de su paso por la unidad de hidrólisis térmica, por lo que su representación no es exactamente una línea horizontal.

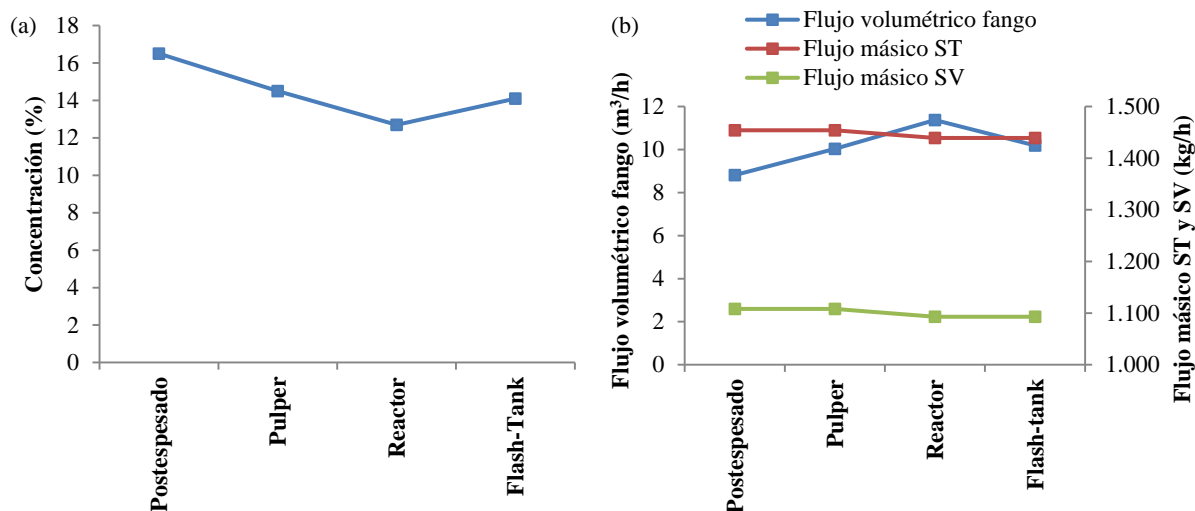


Figura 6.16. Evolución de parámetros del fango en pulper, reactores y flash-tank en función del tiempo. **a)** Concentración. **b)** Flujos volumétrico y másico de ST y SV.

Evolución de la inyección de vapor vivo en los reactores y de la generación de vapor flash en el flash-tank.

La Figura 6.17a indica la evolución del flujo másico de vapor vivo proveniente de la caldera de recuperación inyectado en los reactores 1 y 2 en función del tiempo. A efectos del cálculo desarrollado, se consideran dos inyecciones de vapor vivo de los reactores 1 y 2 en un ciclo completo de 64,1 minutos como si fueran únicamente del reactor 1, lo que es totalmente equivalente al tratarse de reactores iguales y tener el mismo ciclo.

Se puede observar en la gráfica que el consumo de vapor vivo del ciclo medio ha sido de 1.385 kg/h, un 33% del valor del consumo punta de 4.200 kg/h acontecido durante el periodo de inyección del ciclo batch. Este valor del 33% coincide con el porcentaje de tiempo correspondiente a las dos inyecciones de vapor de los reactores 1 y 2 frente al tiempo del ciclo completo del reactor 1. El valor porcentual del 33% también se corresponde con el tiempo que la caldera de recuperación está consumiendo biogás y aprovechando la energía de los gases de escape de los motogeneradores.

La Figura 6.17b muestra la evolución del flujo másico de salida de vapor flash del flash-tank hacia el pulper en función del tiempo. Ha resultado un flujo másico de vapor flash enviado al pulper de 630 kg/batch para cada reactor en el ciclo batch y un flujo másico constante de 590 kg/h por reactor en el ciclo medio. El diagrama de entrada de vapor flash en el pulper procedente del flash-tank tiene los mismos valores absolutos en función del tiempo, sólo que en el flash-tank el flujo es saliente con un valor de -630 kg/batch y -590 kg/h y en el pulper es entrante de 630 kg/batch y 590 kg/h para ciclos batch y medio respectivamente, por cada reactor.

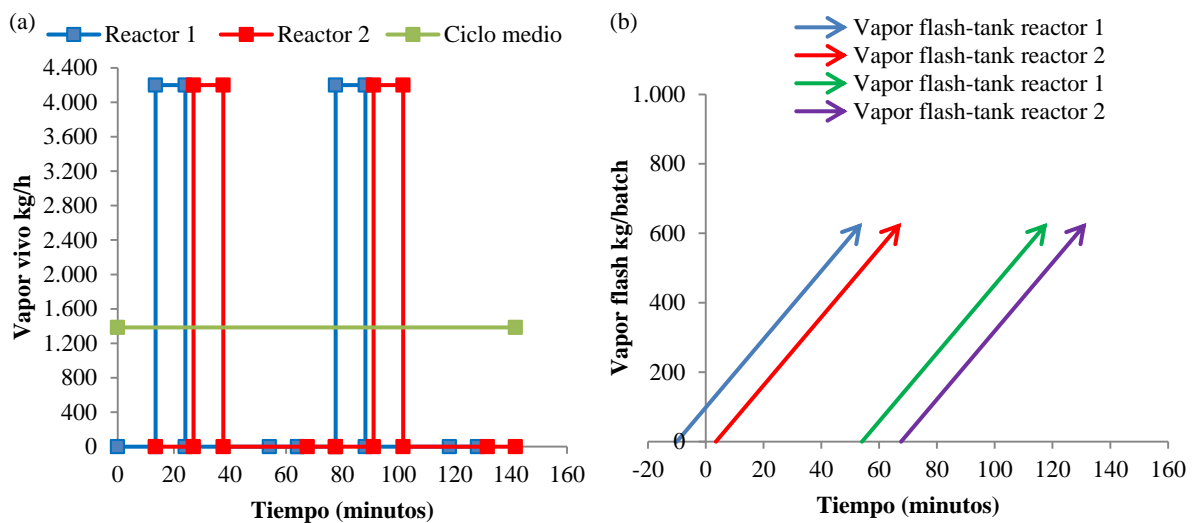


Figura 6.17. Evolución de la inyección de vapor. **a)** Flujo másico de vapor vivo y consumo medio en los reactores. **b)** Flujo másico de vapor flash del flash-tank hacia el pulper.

Diagrama termodinámico de temperatura-entalpía específica en la unidad de hidrólisis térmica.

La Figura 6.18 representa el diagrama temperatura-entalpía específica del precalentamiento del fango en el pulper mediante vapor flash proveniente del flash-tank y el calentamiento del fango en los reactores mediante vapor vivo inyectado desde la caldera de recuperación. Se ha representado en este caso la despresurización súbita del fango desde el reactor al pulper originando vapor flash que logra precalentar adicionalmente el fango del pulper y que contiene los gases de proceso, efecto despreciado en el capítulo anterior, pero que en éste se ha considerado. Posteriormente estos gases de proceso serán enviados desde el pulper a los digestores. Los efectos inmediatos de los gases de proceso con referencia al escenario 2 son: la temperatura en el pulper aumenta de 93 a 95 °C y el punto de acercamiento 2 evoluciona de 14 a 12 °C.

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

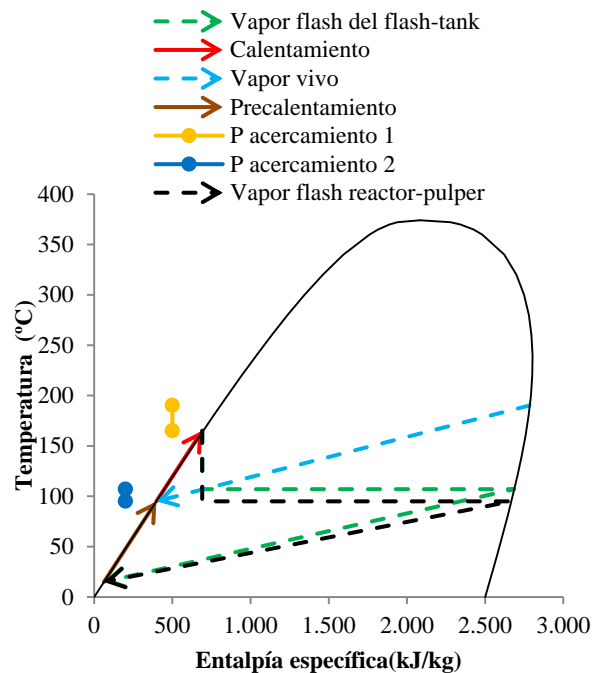


Figura 6.18. Diagrama de precalentamiento y calentamiento del fango de la unidad de hidrólisis térmica.

Los gases de proceso tienen su origen en los reactores durante la etapa de hidrólisis térmica y son enviados al pulper mezclados con el vapor flash formado tras realizarse una expansión isoentálpica del fango casi instantánea entre las condiciones del reactor y las del pulper. El balance de energía de los gases de proceso enviados desde el pulper hacia los digestores alcanza los 11 kW, lo que supone un 1% sobre la energía del vapor vivo introducido que asciende a 1.071 kW (1.060 kW sin gases de proceso). Los gases de proceso abandonan el pulper a 95 °C hacia los digestores necesitando ser refrigerados en el denominado “*foul gas skid*” (Loomis et al., 2018), de que dispone la unidad de hidrólisis térmica a tal efecto, realizándose mediante agua del circuito de servicios generales, rebajando de esta forma su temperatura hasta los 55 °C antes de la entrada a digestores. Los gases de proceso y el vapor recolectados en el pulper se consideran gases contaminantes debido a su mal olor y el nivel de saturación de agua que poseen. En otras plantas Cambi, a diferencia de la de Burgos, los gases de proceso enfriados se comprimen en un compresor al objeto de poder ser introducidos en las tuberías del sistema de alimentación de fango hidrolizado a los digestores (Loomis et al., 2018; Williams y Burrowes, 2017). La Figura 6.19 presenta el intercambiador de gases de proceso totalmente aislado térmicamente, donde en su parte superior se puede apreciar la tubería de acero inoxidable que conduce estos gases hasta ser introducidos en los digestores a una cota un poco inferior a la lámina del fango presente en ellos.



Figura 6.19. Intercambiador de gases de proceso.

El condensado que se forma en dicho intercambiador regresa al pulper y los gases no condensables restantes siguen su camino hacia la parte superior del nivel del fango de los digestores, donde a su entrada disponen de una válvula de retención. Esta válvula se encarga de evitar la salida del fango de los digestores al pulper, por lo que la presión de los gases de proceso debe ser obligatoriamente ligeramente superior a la del fango presente en el punto de inyección para lograr la apertura de esta válvula. La tubería de conexión entre pulper e intercambiador de refrigeración de gases de proceso debe tener siempre pendiente hacia el pulper para que de esta forma los condensados siempre vayan hacia él y no puedan formar sifones que obstruyan el paso de los gases de proceso y formar bolsas de gas. Todo el sistema de hidrólisis térmica es completamente cerrado, sin fuga de olores, y por tanto sin pérdidas de energía, excepto este 1% de pérdidas de energía térmica asociado a los gases de proceso cuya consecuencia principal es la pérdida de 4 kW eléctricos, que constituyen un 0,4% sobre la potencia eléctrica generada total.

Por otro lado, la presión existente en el pulper es la presión atmosférica de 100 kPa, pero la presión del fango en la parte superior de los digestores tiene un valor ligeramente superior dependiendo de la presión del biogás (100,7 kPa) y de su altura geométrica con respecto a la superficie libre, por lo que los gases de proceso en estas condiciones no lograrían ser introducidos en los digestores. Para ello, se dispone en la tubería de conexión del pulper con los digestores de un disco metálico con un orificio central de 7 mm de diámetro que tiene la misión de crear una pérdida de carga adicional de forma que los gases de proceso puedan alcanzar una presión mayor que la de los digestores y penetrar de esta forma en él. Esto puede ocurrir debido a que estos gases provienen del vapor flash enviado desde los reactores

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

(700 kPa) al pulper (100 kPa), por lo que si se van acumulando en la tubería, en un momento dado alcanzarán una presión un poco mayor que la de los digestores y lograrán abrir la válvula de retención existente a la entrada de éstos.

Los gases de proceso que se generan durante la hidrólisis térmica primero se condensan en el intercambiador de calor retornando al pulper y luego se descomponen biológicamente en los digestores, y de esta forma se evitan las molestias debidas a los malos olores y su peligrosidad. Este tipo de gases se caracterizan por contener tioles o mercaptanos (en menor medida H₂S) que son compuestos orgánicos de azufre incoloros, con un olor desagradable, detectable a bajas concentraciones. Como resumen de la afección de los gases de proceso al balance de biogás y de energía eléctrica de la unidad de hidrólisis térmica, se muestran a continuación los resultados acontecidos en la Tabla 6.5. Como síntesis, estos gases suponen un 1,4% (3.640-3.590 kW) de descenso en la producción de biogás y un 2,7% de descenso en la generación de energía eléctrica (1.067-1.039 kW), comparados con el escenario 2, donde no se consideraron.

Tabla 6.5. Pérdidas de potencia térmica y eléctrica motivada por los gases de proceso.

<i>Parámetros</i>	<i>Valores obtenidos</i>	<i>Incremento (%)</i>
Incremento consumo vapor vivo (kW)	11	1
Pérdida potencia térmica producción biogás digestores (kW)	50	-1,4
Pérdida potencia eléctrica motivada por pérdida de energía térmica al necesitar un 1% más de consumo vapor vivo (kW)	4	-0,4
Pérdida potencia eléctrica disminución producción biogás digestores (kW)	24	-2,3

Bloque 4, digestores.

La Tabla 6.6 indica los diferentes parámetros operacionales y energéticos obtenidos del funcionamiento del bloque digestores del escenario 3 y los valores de referencia. La Figura 6.20 ilustra el balance de masa y energía de la línea de fangos del bloque digestores del escenario 3, indicándose también el de agitación de biogás. En ella se puede contemplar todas sus entradas (fango mixto) y salidas (fango digerido, pérdidas por transmisión y tuberías-intercambiadores y biogás producido) de potencia térmica. Se observa la contribución energética nula del intercambiador de recirculación de fangos debido a que el propio fango de entrada hidrolizado ya posee la adecuada potencia térmica para permitir elevar la temperatura del fango desde 15 a

41 °C y absorber todas las pérdidas de energía que acontecen en los digestores, lo que convierte este hecho en una característica que lo diferencia de la digestión anaerobia del escenario 1.

Tabla 6.6. Parámetros operacionales, energéticos y de referencia del bloque digestores.

Parámetros	Valor adoptado	Valores referencia	Referencias
Parámetros operacionales			
Numero total digestores (uds)	4	4	(EDAR, 2016)
Número digestores operación (uds)	1
Volumen por digestor (m ³)	6.000	6.000	(EDAR, 2016)
Volumen digestores respecto a digestión anaerobia convencional (%)	1/3	1/3-1/2	(Kleiven et al., 2007)
Tiempo retención hidráulica (d)	17,4	12-15	(Tabla 5.10)
Coefficiente carga volumétrico (kg SV/d·m ³)	4,4	5-7	(Tabla 5.10)
Flujo agitación biogás por digestor (m ³ /h)	448	448	(EDAR, 2016)
Flujo agitación biogás/volumen digestor (m ³ /h·m ³)	0,075	0,075	(EDAR, 2016)
Parámetros energéticos específicos			
Potencia eléctrica agitación biogás por volumen digestor (kW/m ³)	0,005	0,005	(Metcalf, 1998)
Producción específica biogás por SV eliminado (m ³ /t SV)	900	750-1.120	(Tabla 5.10)
Producción específica biogás por SV (m ³ /t SV)	557	517-596	...
Producción específica biogás por ST (m ³ /t SV)	423	394-454	(Tabla 5.10)

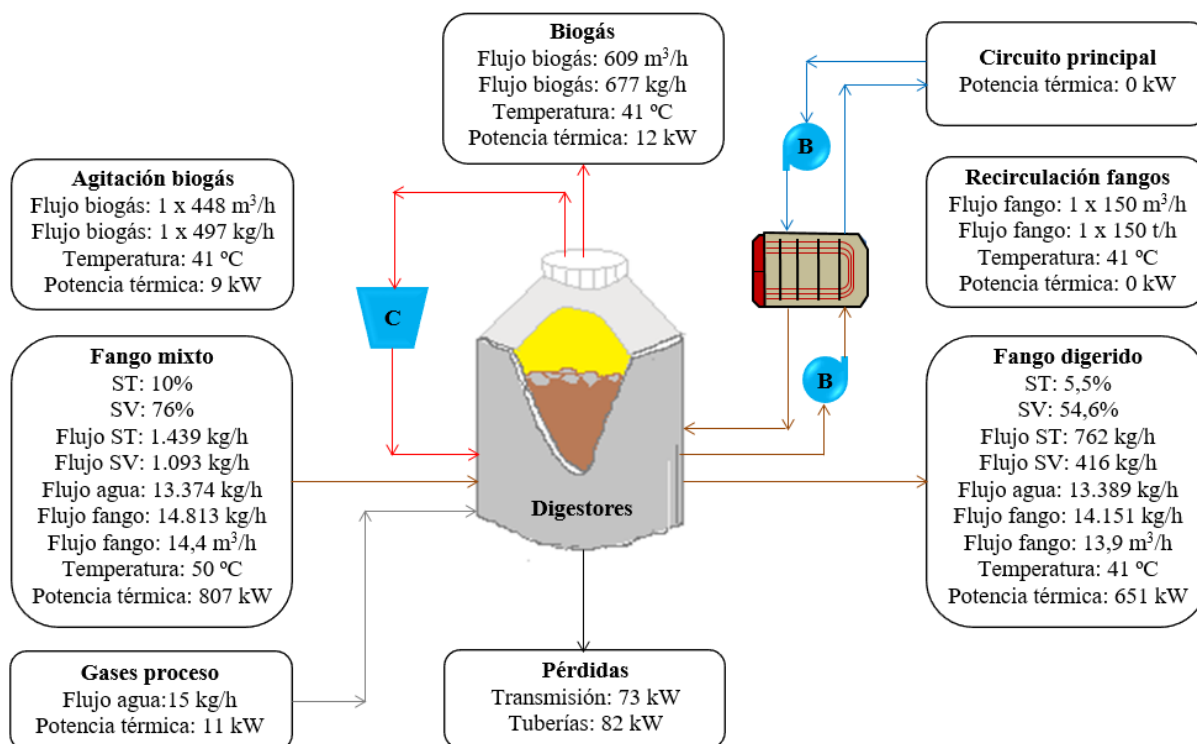


Figura 6.20. Balance de masa y energía del bloque digestores.

Bloque 5, deshidratación.

La Figura 6.21 permite apreciar el balance de masa y energía del bloque deshidratación de fangos, donde se consideran por un lado las entradas de fango digerido y polielectrolito-agua dilución y por otro las salidas de fango deshidratado y los centrados. Como cambios más importantes originados en los parámetros de este balance efectuado se pueden considerar los siguientes:

- La concentración de ST del fango digerido se incrementa en un 445,5%.
- El flujo volumétrico de fango digerido disminuye un 82%, y el agua de los centrados asciende al 95,7% de toda la presente en el fango digerido.
- La temperatura del fango digerido disminuye levemente de 41 °C a 39 °C como consecuencia de la aportación de polielectrolito y agua de dilución a 15 °C. Este último valor de la temperatura es muy importante para los centrados enviados al CLEARGREEN, ya que este parámetro favorece al proceso ANAMMOX de forma considerable.

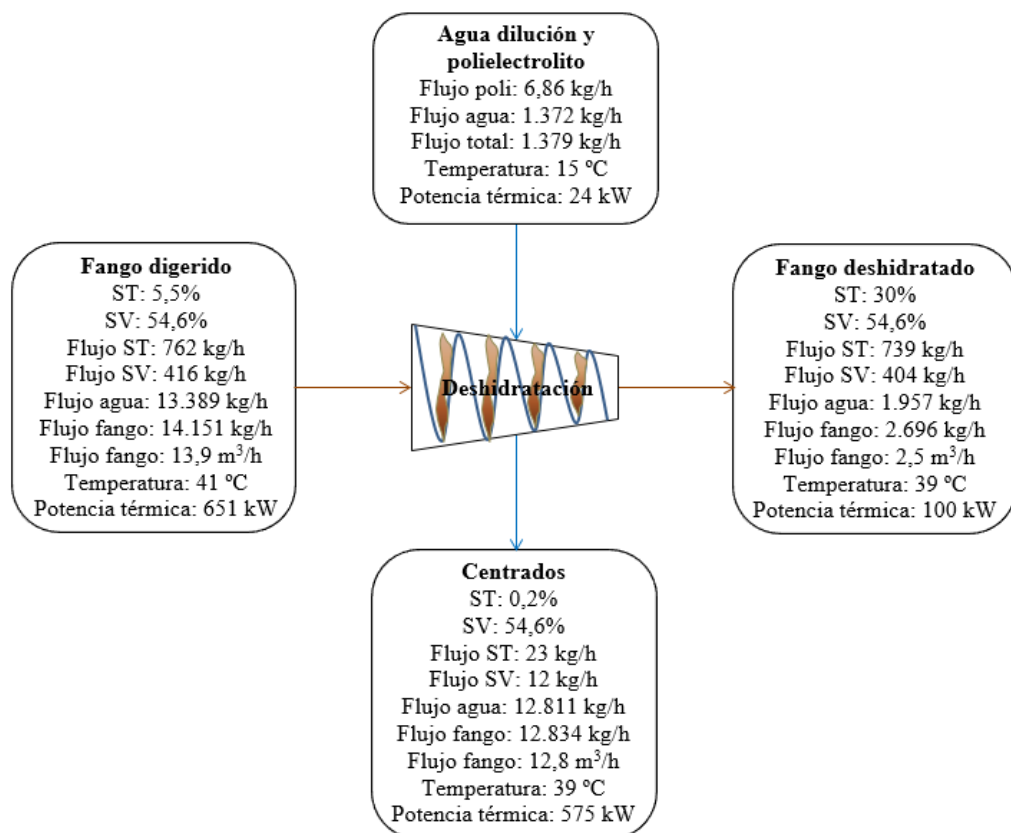


Figura 6.21. Balance de masa y energía del bloque deshidratación de fangos.

La Figura 6.22 muestra cuatro tipos diferentes de fangos donde se aprecian los cambios acontecidos en su reología y textura al irse modificando la concentración a lo largo todo el proceso de la línea entre postespesado y deshidratación.



Figura 6.22. Aspecto visual de cuatro tipos de fangos. **a)** Fango postespesado con una concentración del 15-18%. **b)** Fango hidrolizado al 12-13% a la salida del flash-tank. **c)** Fango digerido al 6%. **d)** Fango deshidratado al 30-35%. (Arant et al., 2013).

Bloque 6, CLEARGREEN.

El proceso de desammonificación se realiza gracias a las bacterias del proceso de ANAMMOX (oxidación anaerobia del ión NH_4^+) presentes en el entorno natural. El CLEARGREEN no requiere la adición de biomasa adicional para operar (Degremont, 2017) y permite conseguir una alta tasa de eliminación de NH_4^+ mientras el fango captado por el sistema de purga se envía a los espesadores de flotación, constituyendo fango de origen terciario (no considerado). Un aspecto muy importante a tener en cuenta es que en los reactores biológicos se efectúa la nitrificación-desnitrificación vía nitrato mientras en el CLEARGREEN acontece vía nitrito.

La Figura 6.23 ilustra el diagrama de flujo y el balance de masa del bloque CLEARGREEN necesario para la eliminación de la mayor parte del NH_4^+ presente en los centrados de deshidratación. En esta figura de carácter simplificado está únicamente representado el balance de ST, agua y NH_4^+ , no considerándose la acción de la masa de aire inyectada por los soplantes. De esta forma, el 95% del total de NH_4^+ de entrada se elimina hacia la atmósfera mediante gas N_2 en forma de NH_4^+ con un valor de 33,6 kg NH_4^+ /h, mientras únicamente se introduce en los reactores biológicos un flujo de 1,8 kg NH_4^+ /h. Por otro lado, resulta un total de 0,5 m³/h de fango terciario purgado que se envía a los espesadores de flotación. En dicha figura, el valor en azul tanto del caudal (condiciones STP) como del flujo másico de aire en los soplantes representan los valores del ciclo medio, pues el coeficiente de inyección de aire resultante es del 33%.

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

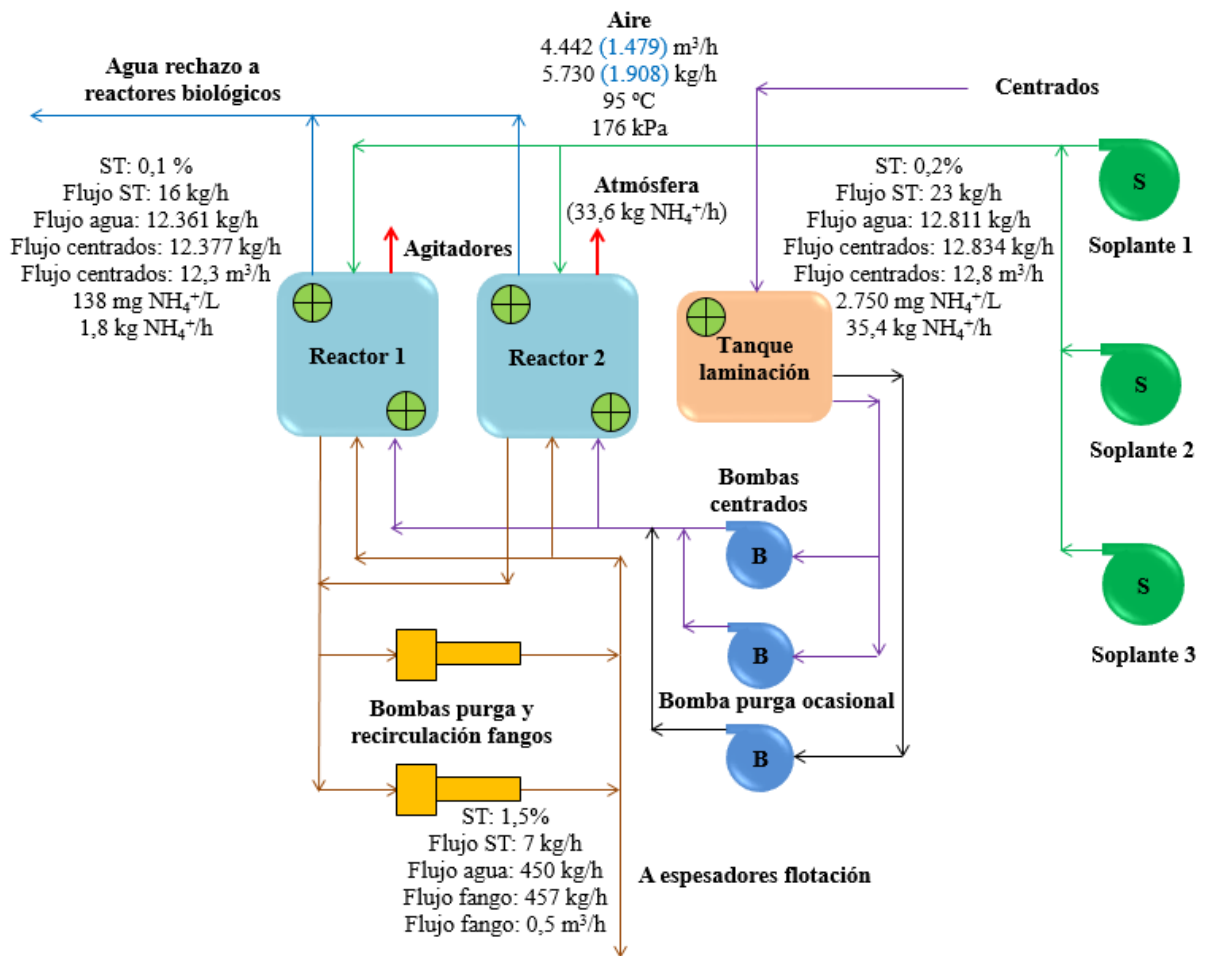


Figura 6.23. Balance de masa y energía del bloque CLEARGREEN.

Los 3,8 kg/h de SV presentes en el flujo másico de ST de fango terciario purgado (%SV 54,7%) equivalen a un 0,3% del total de SV de entrada al proceso en la arqueta de fangos mixtos y generarían una potencia eléctrica de 3 kW si se hubieran considerado. Asimismo, el flujo másico de SV del fango de los decantadores lamelares con una concentración de ST de 2,5% y %SV/ST de 25,6% (EDAR, 2016) sería de 9,5 kg/h, un 0,8% de los SV de entrada, generando 7 kW. Evidentemente, si se tiene en cuenta la producción de energía eléctrica con estos fangos, también se tiene que considerar el autoconsumo originado, resultando finalmente el balance negativo, aunque ambos fangos no han sido considerados por las razones esgrimidas anteriormente.

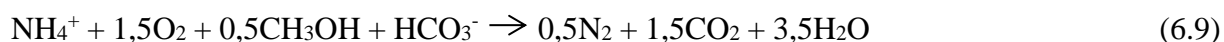
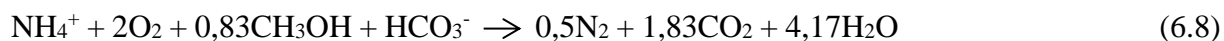
La Tabla 6.7 muestra las etapas, fases y subciclos de funcionamiento de un ciclo completo del bloque CLEARGREEN (EDAR, 2016) así como el tiempo de duración de cada una de ellas. Estos datos se refieren a datos del diseño inicial para un total de 1.400 m³/d de entrada de centrados de deshidratación, resultando de esta forma un total de 3 ciclos/d.

Tabla 6.7. *Etapas y subciclos de diseño del ciclo de operación del bloque CLEARGREEN.*

		<i>Etapa 1</i>				<i>Etapa 2</i>	<i>Etapa 3</i>
		<i>Subciclo 1</i>	<i>Subciclo 2</i>	<i>Subciclo 3</i>	<i>Subciclo 4</i>		
Etapa 1	Fase alimentación (min)	8	8	8	8		
	Fase homogeneización (min)	4	4	4	4		
	Fase aireación (min)	40	40	40	40		
	Fase anóxica (min)	50	50	50	50		
Etapa 2	Fase decantación (min)					35	
Etapa 3	Fase vaciado del efluente tratado y extracción de fango (min)						37
Total (min)		102	204	306	408	443	480

En el punto de diseño establecido, el caudal de centrados obtenidos ha sido de 309 m³/d, solamente un 22,1% sobre el caudal de diseño del CLEARGREEN, resultando de esta manera, un total de 0,66 ciclos/d en lugar de los 3 ciclos/d de diseño. Por lo tanto, para mantener los parámetros de tiempos de diseño de la Tabla 6.7 se ha tenido que alterar el volumen de cada batch completo y de cada subciclo, evolucionando de 467 a 103 m³/batch y de 117 a 26 m³/subciclo. Por lo tanto, la forma que tiene de adaptarse el proceso batch del CLEARGREEN a las variaciones del caudal y concentración de los centrados de deshidratación es variando el volumen de cada batch y subciclo, modificando para ello el intervalo posible de alturas de operación del “cyclor” en el rango desde 0 hasta 0,81 m, pues este dispositivo se encuentra flotando continuamente sobre la superficie del agua y a través de él se produce la salida por gravedad del fluido una vez tratado hacia los reactores biológicos por medio de una tubería de acero inoxidable.

Con objeto de calcular la repercusión que tiene el funcionamiento del CLEARGREEN del escenario 3 con respecto al escenario 1, se calcula a continuación el volumen de aire que es necesario aportar en cada uno de los escenarios. Las reacciones químicas de nitrificación-desnitrificación vía nitrato y vía nitrito se indican a continuación, la Ecuación 6.8 para vía nitrato y la Ecuación 6.9 vía nitrito (Claros-Bedoya, 2012).



6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

Las Ecuaciones 6.10-6.14 permiten calcular el volumen de aire que es necesario inyectar en los reactores biológicos y CLEARGREEN para desarrollar los procesos de nitrificación-desnitrificación vía nitrato y nitrito.

$$M_{O_2\text{-teo-medio}} = M_{NH_4^{+ce}} \cdot \frac{M_{O_2}}{M_{NH_4^{+}}} \quad (6.10)$$

$$M_{\text{aire-teo-medio}} = M_{O_2} \cdot \frac{M_{\text{aire}}}{M_{O_2}} \quad (6.11)$$

$$M_{\text{aire-real-medio}} = \frac{M_{\text{aire-teo-medio}} \cdot k_{\text{punta}}}{\eta_{\text{dif}}} \quad (6.12)$$

$$V_{\text{aire-real-medio}} = \frac{M_{\text{aire-real-medio}}}{\rho_{\text{aire}}} \quad (6.13)$$

$$V_{\text{aire-real-batch}} = \frac{M_{\text{aire-real-medio}}}{k_{\text{iny-aire}}} \quad (6.14)$$

donde $M_{O_2\text{-teo-medio}}$, $M_{\text{aire-teo-medio}}$ son los flujos másicos teóricos del ciclo medio de O_2 y aire (kg/h) y $M_{\text{aire-real-medio}}$ el flujo másico de aire real del ciclo medio (kg/h), $V_{\text{aire-real-medio}}$ y $V_{\text{aire-real-batch}}$ los flujos volumétricos de aire real del ciclo medio y ciclo batch (m^3/h), $(M_{O_2}/M_{NH_4^{+}})$ el ratio masa de O_2 a masa de NH_4^{+} , $(M_{\text{aire}}/M_{O_2})$ el ratio masa de aire a masa de O_2 , k_{punta} el coeficiente de punta, η_{dif} el rendimiento de los difusores (%), ρ_{aire} la densidad del aire kg/m^3 , $k_{\text{iny-aire}}$ el coeficiente de inyección de aire inyectado por los soplantes (%).

La Tabla 6.8 indica por un lado las principales diferencias acontecidas entre los procesos de nitrificación-desnitrificación vía nitrato y nitrito en reactores biológicos y CLEARGREEN respectivamente y por otro, la comparación entre ciertos parámetros del ciclo continuo del escenario 1 y el ciclo batch-subciclo y ciclo medio del escenario 3 relativo al tratamiento del NH_4^{+} presente en los centrados de deshidratación. En ella se puede observar que el consumo medio de energía eléctrica únicamente para el suministro de aire en el escenario 1 (reactores biológicos) es de 34 kW mientras en el escenario 3 (CLEARGREEN) es de 46 kW, un 35% más elevado, hecho que se ha tenido en cuenta en el apartado del autoconsumo total de energía eléctrica. Evidentemente, a este autoconsumo de energía eléctrica se debe adicionar también el relativo al de todo el equipamiento comprendido entre las bombas de impulsión de los centrados y los reactores-depósito de laminación. Indicar también que se ha despreciado el valor del flujo másico de NH_4^{+} de los centrados de postpesado del escenario 3, por sus escaso contenido de NH_4^{+} y el valor de su temperatura (15 °C), indicando también que en el escenario 1 no existían al no disponer de este proceso.

Tabla 6.8. Comparación de los procesos de nitrificación-desnitrificación vía nitrato y vía nitrito de los escenarios 1 y 3 y ciclos continuo y batch.

Concepto	Escenario 1 vía nitrato	Escenario 3 vía nitrito	
Recirculación	Cabecera planta	CLEARGREEN y reactores biológicos	
Nitrificación-desnitrificación	Vía nitrato	Vía nitrito	
Implementación	Reactores	CLEARGREEN	
NH ₄ ⁺ postespesado	No existen	No se han considerado	
Parámetros	Ciclo continuo	Ciclo batch- subciclo	Ciclo medio
Flujo volumétrico centrados (m ³ /h)	24,5	193,5	12,8
Flujo másico NH ₄ ⁺ (kg/h)	19,6	532,1	35,3
Flujo volumétrico aire soplantes (m ³ /h)	1.090	4.442	1.479
Flujo volumétrico aire por flujo másico NH ₄ ⁺ (m ³ /h/kg/h)	55,7	8,3	41,8
Potencia eléctrica bruta aireación (kW)	34	139	46
Potencia eléctrica específica aireación por NH ₄ ⁺ (kW/kg/h)	1,7	0,3	1,3

6.4. RESULTADOS DEL BALANCE DE MASA Y ENERGÍA DE LA LÍNEA DE BIOGÁS.

Para efectuar estos dos balances ha sido necesario primeramente calcular el “*punto de operación*” del sistema motogeneradores y caldera de recuperación. La Figura 6.24a permite visualizar la “*recta de consumo de biogás del sistema motogeneradores-caldera*” y la “*recta de consumo de biogás en la caldera*”, cuya intersección de forma gráfica constituye el “*punto de operación de diseño ciclo batch*” del consumo de biogás de caldera y motogeneradores, resultando unos valores de 2.638 (caldera) y 2.720 kW (motogeneradores) respectivamente, con una aportación de biogás por parte de los gasómetros de 1.768 kW en la etapa de inyección durante 21,1 min (2.242 MJ) y una recuperación de 870 kW en la etapa no-inyección durante los restantes 43 min (2.242 MJ) hasta completar el ciclo completo de 64,1 min. La Figura 6.24b ilustra el “*punto de operación de diseño ciclo medio*”, calculado ahora para el caso de ciclo medio con un valor de 870 y 2.720 kW para la caldera y motogeneradores respectivamente. Ahora desaparece la contribución de los gasómetros, pues ya se ha indicado que su energía térmica global neta aportada dentro del ciclo completo es nula.

El punto A se corresponde a la intersección de la recta de consumo de biogás de la caldera con el eje de abscisas (3.228 kW). Este punto representa el caso en que toda la potencia térmica de la caldera la suministra el biogás y el agua de alimentación, siendo nula la aportación

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

de los gases de escape al ser el consumo de los motogeneradores nulo en el punto considerado. En este caso hipotético, sobrarían 362 kW que deberían ser quemados en la antorcha, pues el biogás disponible es de 3.590 kW.

A su vez, el punto B de intersección de la recta de consumo de biogás de la caldera con el eje de ordenadas (15.259 kW), corresponde al caso en que toda la energía térmica necesaria para aportar a la caldera, exceptuando la suministrada por el agua de alimentación de 391 kW, sería obtenida por medio de los gases de escape de los motogeneradores sin acontecer ningún consumo de biogás en la caldera de recuperación. Este caso supondría el funcionamiento prácticamente de 10 motogeneradores acoplados en paralelo a plena carga y constituiría lógicamente un punto ficticio, pues el consumo de los motogeneradores es totalmente continuo y como máximo puede ser de 3.590 kW en este punto de diseño, que corresponde a la totalidad del producido en los digestores, pero se podría llegar a realizar de esta manera mediante la importación de biogás o gas natural adicional de la red de suministro.

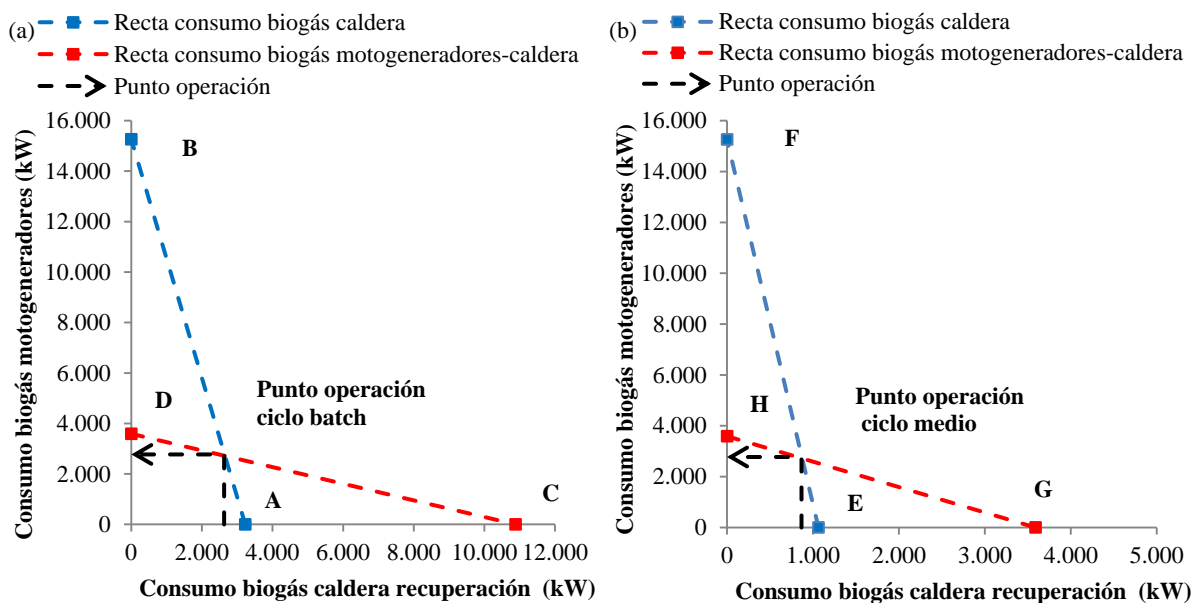


Figura 6.24. Rectas de consumo de biogás del sistema motogeneradores-caldera y de la caldera. a) Ciclo batch. b) Ciclo medio.

El punto C es la intersección de la recta de consumo del sistema con el eje de abscisas (10.885 kW), determina un consumo de biogás en los motogeneradores nulo y el máximo posible en la caldera en la etapa batch, de forma que el conjunto del ciclo consume todo el biogás disponible que multiplicado por el coeficiente de inyección de vapor del 33% resultan los 3.590 kW disponibles. Lógicamente también es un punto ficticio, pues el biogás aportado por los gasómetros durante la etapa de inyección tendría que ser de 7.295 kW, algo no realizable

con el equipamiento actual. El punto **D** corresponde al caso en que todo el biogás disponible se consume íntegramente en los motogeneradores (3.590 kW), siendo nulo en la caldera, no habiendo aportación ninguna de biogás por parte de los gasómetros.

El punto **E** de intersección de la recta de consumo de la caldera con el eje de abscisas (1.064 kW), indica el punto en que la caldera consume todo el biogás disponible de forma que suministre la potencia térmica necesaria (942 kW) que junto con el agua de alimentación (129 kW) suman la potencia térmica de la caldera de 1.071 kW, siendo la aportación de los gases de escape nula al ser también nulo el consumo de biogás en los motogeneradores. Asimismo, el punto **F**, de intersección de la recta de consumo de la caldera con el eje de ordenadas (15.259 kW) es equivalente al punto B de la Figura 6.24a, pues la recta de consumo de la caldera ciclo medio en este punto coincide con el ciclo batch, pues el funcionamiento de los motogeneradores siempre es constante. El punto **G**, intersección de la recta de consumo del sistema con el eje de abscisas (3.590 kW) y el punto **H**, intersección de la recta de consumo del sistema con el eje de ordenadas (3.590 kW), indican consumo máximo en caldera y nulo en motogeneradores y consumo nulo en caldera y máximo en motogeneradores respectivamente.

La diferencia entre las Figuras 6.24a y 6.24b se manifiesta únicamente en el eje de abscisas de la caldera, ya que su funcionamiento real es tipo batch, no aconteciendo variación alguna en el eje de ordenadas de los motogeneradores pues su funcionamiento es totalmente continuo e igual en los ciclos batch y medio. Los valores de los parámetros del eje de abscisas de la caldera están todos afectados por el coeficiente de inyección de vapor del 33% de paso de una magnitud batch a una continua en este caso para la caldera.

Análisis de sensibilidad del punto de operación del sistema motogeneradores-caldera de recuperación.

En las Figuras 6.24a y 6.24b anteriores se partía siempre de un valor constante de la producción de biogás en los digestores PT_{bi-di} y de generación de vapor vivo en la caldera M_{vv} , ambos valores obtenidos a partir del punto de diseño de fango espesado establecido, del cual dependen los dos parámetros anteriores de forma directamente proporcional, pudiéndose afirmar que $(PT_{bi-di}, M_{vv}) = f(\text{punto diseño})$. Ambos parámetros son función del flujo másico de SV y ST del fango espesado (o SV/ST%) de entrada respectivamente del punto de diseño, por lo tanto, se tiene que PT_{bi-di} y $M_{vv} = f(SV)$ con todos los demás parámetros del fango y del proceso constantes.

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

Se va a analizar cómo evolucionan los puntos de operación del sistema caldera-motogeneradores al ir modificando el flujo másico de SV de fango espesado de entrada, lo que va a ir originando nuevos valores tanto de la producción de biogás en los digestores como del consumo de vapor en los reactores. Para ello, primeramente, se han establecido los valores mínimo y máximo posibles de entrada de fango a la unidad de hidrólisis térmica.

La planta THP-B6.2 está diseñada para una capacidad máxima de tratamiento de 42.000 kg ST/d que permitirá producir la máxima generación de biogás en los digestores para la opción de todo el fango hidrolizado. Por otro lado, el mínimo grado de carga de funcionamiento de los motogeneradores es del 40%, que equivale al valor de la mínima entrada de fango que genere el biogás necesario para que un motogenerador funcione con este mínimo posible grado de carga, por lo que se tienen tres puntos de capacidad de tratamiento para ser analizados: máximo, diseño y mínimo. Este valor de la capacidad máxima de tratamiento de la unidad THP-B6.2 de 42.000 kg ST/d, equivale a 43.750 kg ST/d en la arqueta fangos mixtos deducidos el 3% de pérdida de ST y SV en postespesado y el 1 y 1,4% de pérdida de ST y SV en el pulper, valor que corresponde a una producción de biogás en los digestores de 4.322 kW, un flujo másico de 1.667 kg/h y una potencia térmica de 1.289 kW, ambos valores del vapor vivo (ciclo medio).

La capacidad mínima equivale a una entrada de 10.158 kg ST/d en la unidad de hidrólisis térmica, 10.473 kg ST/d en la entrada del proceso, generando una producción de biogás de 1.045 kW, 403 kg/h de flujo másico y 312 kW de potencia térmica del vapor vivo (ciclo medio). Con lo cual, resultan los siguientes valores de los puntos de operación para el ciclo batch, con las condiciones de consumir todo el biogás disponible y suministrar la potencia térmica del vapor necesario de la caldera, representados en la Tabla 6.9. Cuando se unen estos tres puntos entre sí, forman una línea recta que constituye el “*lugar geométrico de los puntos de operación*” para funcionamiento en ciclo batch del sistema caldera-motogeneradores entre los valores mínimo, diseño y máximo posibles, según se representa por medio de la Ecuación 6.15.

$$PT_{mg} = -4,5496 \cdot PT_{bi-cr} + 14.651; R^2 = 0,9981 \quad (6.15)$$

Tabla 6.9. Rango de puntos de operación del ciclo batch.

Punto operación	Biogás caldera	Biogás motogeneradores
Máximo (kW)	2.476	3.339
Diseño (kW)	2.638	2.720
Mínimo (kW)	3.051	752

Realmente, el lugar geométrico de los puntos de operación ciclo batch tendría que ser la recta de consumo de la caldera que responde exactamente a la Ecuación 6.16, pues la potencia térmica y el consumo de biogás de la caldera siempre es constante en un batch, sin embargo, el valor de R^2 en la Ecuación 6.15 está muy cercano a la unidad.

$$PT_{mg} = -4,7271 \cdot PT_{bi-cr} + 15.259; R^2 = 1 \quad (6.16)$$

En las Figuras 6.25a y 6.25b se encuentran representadas las rectas de consumo y de potencia térmica abarcando todas las posibilidades de funcionamiento según ciclo batch y medio. Como se puede observar, la recta de consumo de biogás de la caldera no varía tras la modificación de los datos de producción de biogás y vapor con respecto a la de la Figura 6.24a, siendo iguales estas rectas en las Figuras 6.24a y 6.25a. Esto es debido a que la potencia térmica de la caldera en el ciclo batch es siempre la misma y los parámetros del vapor vivo también, siendo 3.248 kW (2.857 kW sin agua de alimentación), 4.200 kg/h y 190 °C. La única variable que se puede modificar en la caldera es el tiempo de inyección de vapor en los reactores y por tanto, la cantidad de vapor vivo inyectado en ellos. Por otro lado, todas las rectas de consumo en la caldera giran alrededor del punto de coordenadas (10.885, 0) kW, pues éste es el valor del consumo máximo posible en la caldera. Asimismo, resultan para el ciclo medio representado en la Figura 6.25b los siguientes valores de las coordenadas de los puntos de operación, según se muestran en la Tabla 6.10.

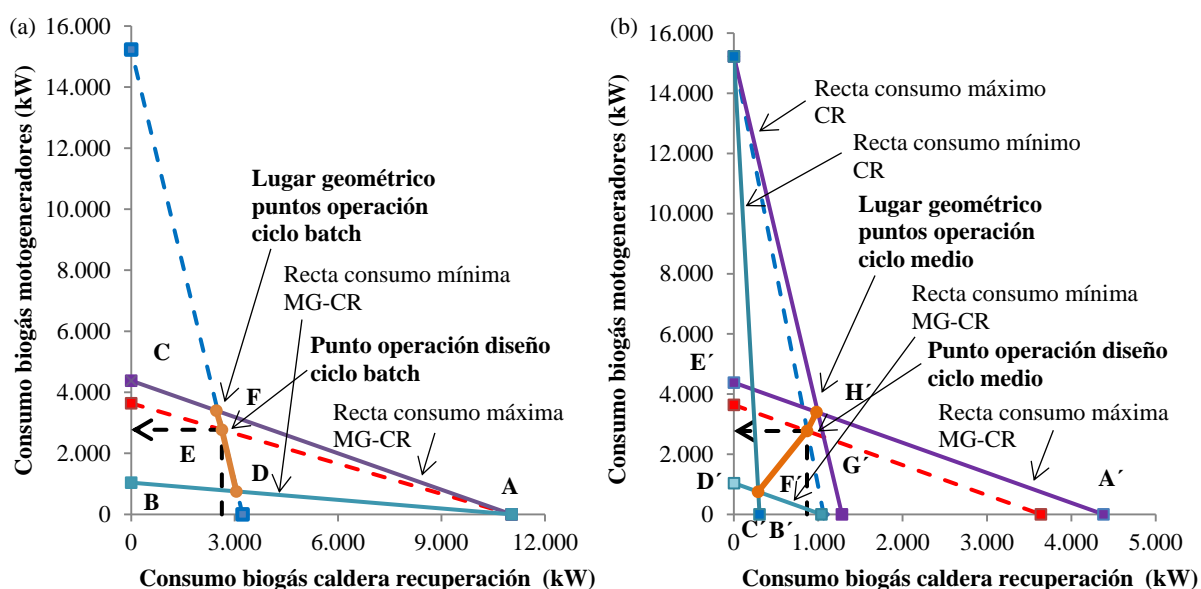


Figura 6.25. Rectas de consumo de biogás del sistema motogeneradores-caldera y de la caldera con flujo de SV máximo, diseño y mínimo. **a)** Ciclo batch. **b)** Ciclo medio.

Tabla 6.10. Rango de puntos de operación del ciclo medio.

Punto operación	Biogás caldera	Biogás motogeneradores
Máximo (kW)	983	3.339
Diseño (kW)	870	2.720
Mínimo (kW)	293	752

Estos tres puntos forman una recta al unir los tres entre sí, que será “*el lugar geométrico de los puntos de operación del ciclo en ciclo medio*”, resultando la Ecuación 6.17.

$$PT_{mg} = 3,639 \cdot PT_{bi-cr} - 332,76; R^2 = 0,9939 \quad (6.17)$$

El coeficiente de determinación aunque es aceptable, debería ser 1, sin embargo, no serlo es debido a que los tres puntos de operación están calculados con 1, 2 y 3 motogeneradores en funcionamiento respectivamente, con unos grados de carga del 40, 86,9 y 67,8%, lo que hace fluctuar el rendimiento. Se observa ahora que las rectas de potencia giran alrededor del punto de coordenadas (0, 15.259) kW, mientras que las rectas de consumo son líneas paralelas entre ellas tres, constituyendo una importante diferencia con el ciclo batch.

Bloque 1, digestores y línea de biogás.

La Figura 6.26 muestra el diagrama de flujo del balance de masa y energía de la línea de biogás desde su producción en los digestores hasta su consumo en los motogeneradores y caldera de recuperación, para el ciclo batch y medio (valores entre paréntesis). Como diferencias más importantes con respecto al mismo diagrama del escenario 1 (Figura 4.2) se pueden citar las siguientes: el biogás se consume ahora entre los motogeneradores y la caldera de recuperación mientras en el escenario 1 se consumía únicamente en los motogeneradores. Los gasómetros participan ahora de una forma más activa, pues no se limitan únicamente a almacenar biogás como en el escenario 1, sino que sirven de amortiguación del consumo de la caldera debido a su funcionamiento tipo batch. Respecto al intercambiador de recirculación de fangos, ahora no es necesaria su operación, pues el fango ya se introduce en los digestores a su temperatura adecuada. Como consecuencia, el circuito de refrigeración principal de los motogeneradores se refrigera casi en su totalidad con un 80,1% en las torres de refrigeración, mientras el restante 19,9% sirve para elevar la temperatura del agua de alimentación a la caldera de recuperación. Los recuperadores de energía de los gases de escape del escenario 1 han sido sustituidos funcionalmente por la caldera.

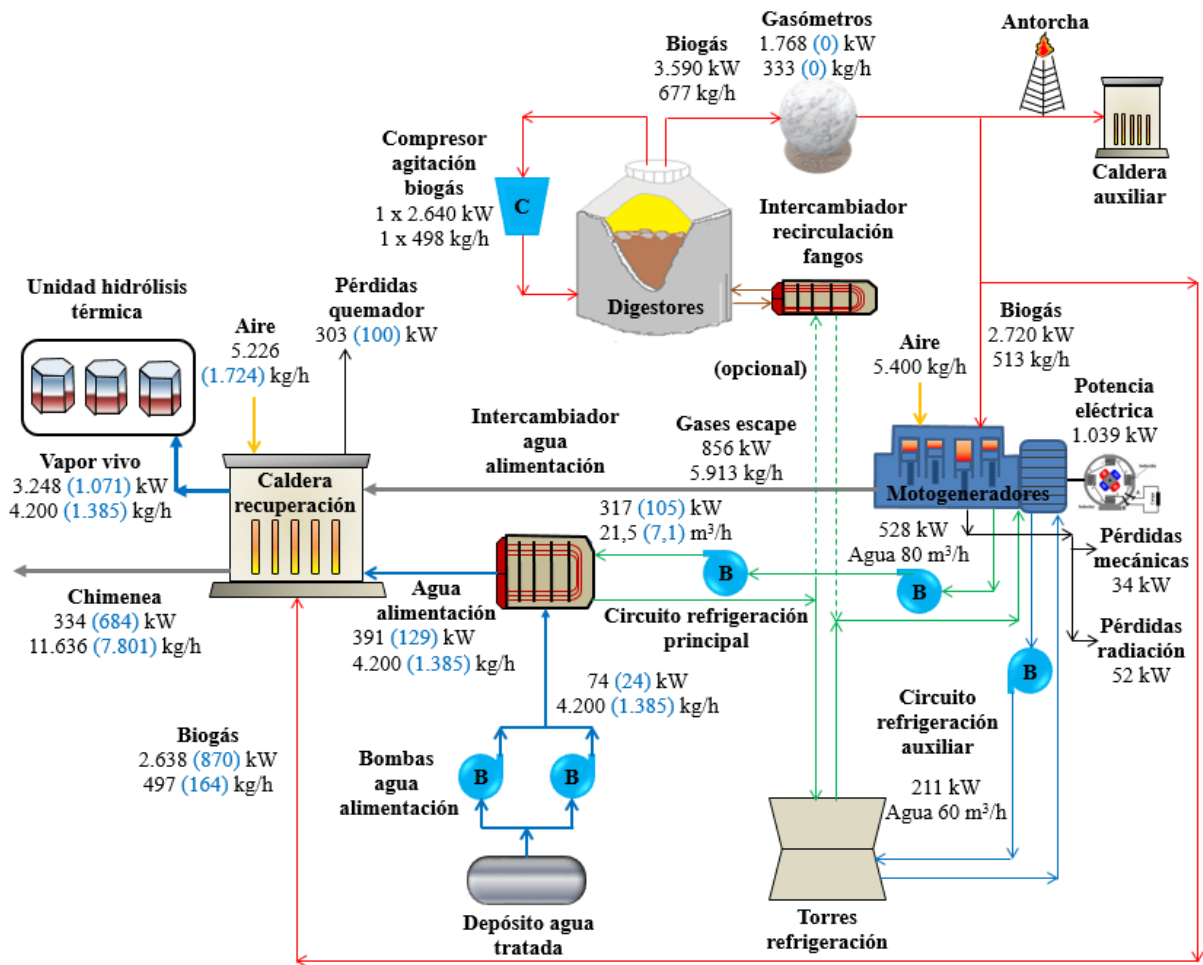


Figura 6.26. Balance de masa y energía de la línea de biogás del ciclo batch y medio.

Se puede observar que los motogeneradores no diferencian entre funcionamiento ciclo batch y ciclo medio, sin embargo, la caldera de recuperación aumenta o disminuye el valor de sus parámetros aproximadamente en la relación 1/3 o 3 dependiendo del parámetro en cuestión para este punto de diseño en particular, siendo estos dos últimos valores los que se corresponden con el coeficiente de inyección de vapor o su inversa, dependiendo del caso.

La Figura 6.27a muestra el balance de energía de la línea de biogás para el funcionamiento ciclo batch en función del tiempo para un ciclo completo, pudiéndose observar la presencia de biogás aportado por los gasómetros durante el periodo de inyección de vapor y su recuperación durante la etapa de no inyección, la potencia térmica de recuperación de biogás por parte de los gasómetros durante el último periodo de no inyección coincide con el consumo medio de la caldera de recuperación a lo largo del ciclo, 870 kW, el elevado consumo de biogás de la caldera de recuperación durante el periodo de inyección y nulo en el de no-inyección, tanto la producción de biogás en los digestores como el consumo en los motogeneradores se

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

mantienen constantes durante todo el ciclo completo y la contribución total energética neta de los gasómetros es igualmente nula.

La Figura 6.27b presenta el balance de energía de la línea de biogás con funcionamiento ciclo medio en función del tiempo. Se puede comprobar que la contribución de biogás neta de los gasómetros desaparece, pues se anula y el consumo en la caldera de recuperación pasa de 2.638 kW a 870 kW, un 33% del valor que disponía en el ciclo batch, valor del coeficiente de inyección de vapor.

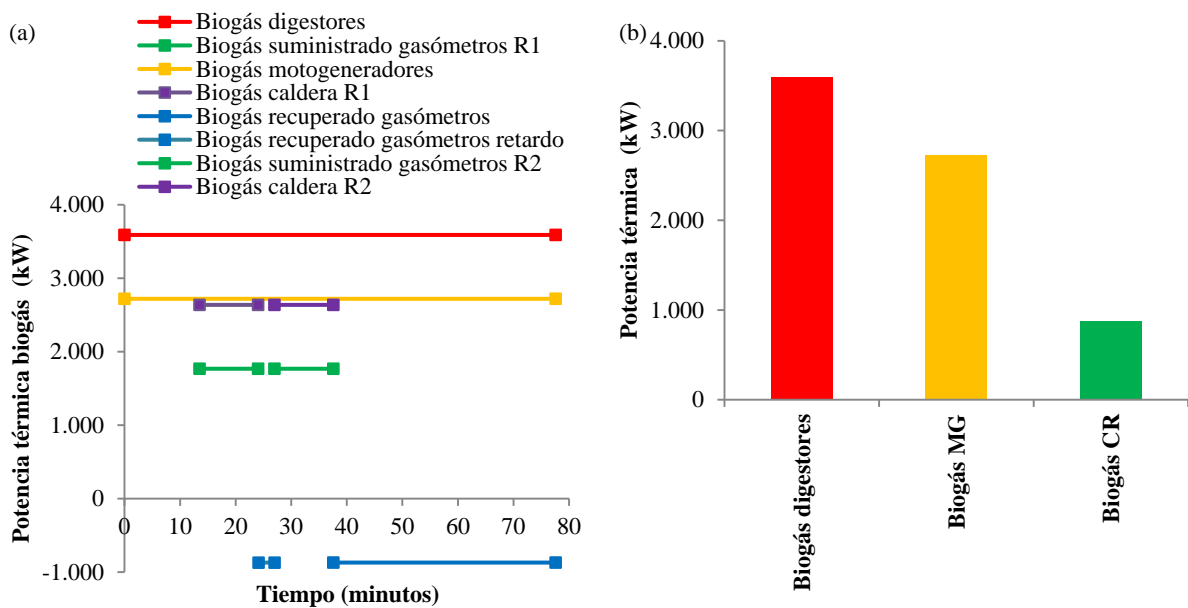


Figura 6.27. Balance de energía de la línea de biogás en función del tiempo. *a)* Ciclo batch. *b)* Ciclo medio. (R1 y R2, reactores 1 y 2).

Bloque 2, gasómetros.

La Figura 6.28a indica la variación del volumen y la Figura 6.28b la potencia térmica del biogás suministrado a la caldera de recuperación durante la etapa de inyección o almacenado en los gasómetros en la etapa de no inyección, ambos en función del tiempo. Durante las dos etapas de inyección de vapor, los gasómetros suministran un flujo volumétrico de biogás de 5 m³/min a la caldera de recuperación entre 13,5-24,1 min y 27-37,6 min, lo que supone un total de 105 m³ de biogás durante un tiempo total de 21,1 minutos que van a ser nuevamente recuperados por los gasómetros con un flujo volumétrico de 2,45 m³/min en dos etapas: durante el tiempo de retardo entre inyecciones de vapor de 24,1-27 min y durante la etapa de no inyección que transcurre desde los 37,6 hasta 77,6 minutos, un total neto de 43 minutos. Este ciclo se repite en el tiempo de forma que el funcionamiento del sistema sea siempre estable. La máxima producción/extracción de biogás en un gasómetro es de 365 m³/h, que equivale a 6,1

m^3/min , valor mayor a los calculados anteriormente de 5 y $2,45 \text{ m}^3/\text{min}$, por lo que esta operación se puede realizar mediante la operación de un solo gasómetro de los cuatro disponibles.

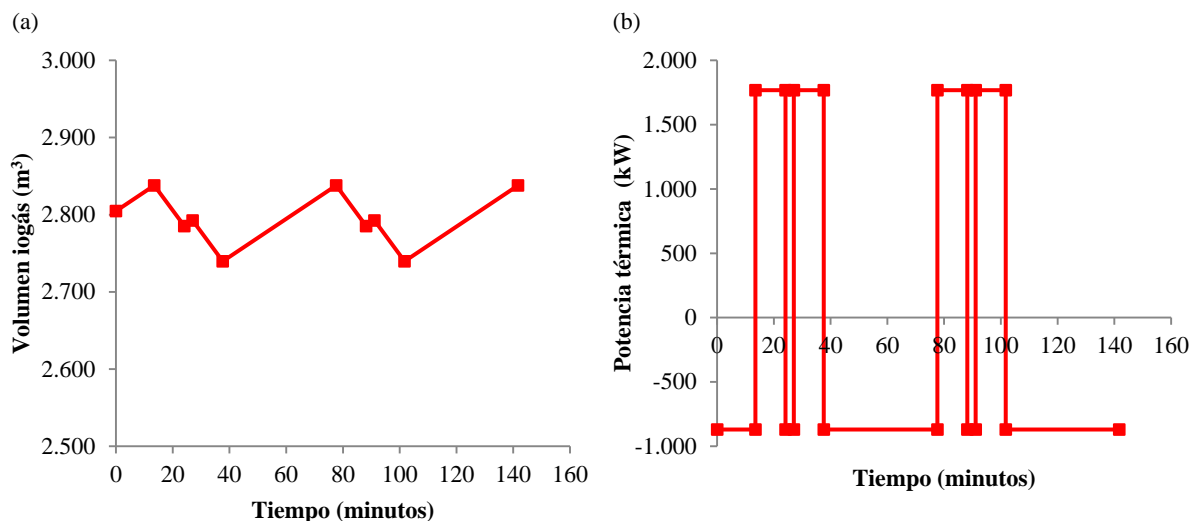


Figura 6.28. Evolución de parámetros energéticos en el bloque gasómetros en función del tiempo. **a)** Volumen de biogás almacenado. **b)** Potencia térmica del biogás suministrado o almacenado.

Bloque 3, motogeneradores.

La Figura 6.29a representa el balance de energía del bloque motogeneradores funcionando en el punto de operación establecido, con un grado de carga del 86,9% cada uno de ellos (2 uds). A diferencia del escenario 1, ahora se utiliza una parte de la potencia térmica del circuito de refrigeración principal de los motogeneradores, un 19,9% del total, para elevar la temperatura del agua de alimentación a la caldera de recuperación de 15 a $80 \text{ }^\circ\text{C}$, sin embargo, el resto de su potencia térmica se disipa en las torres de refrigeración, el 80,1% restante, no pudiéndose aprovechar en el intercambiador de recirculación de fangos como en el escenario 1, lo que va a incidir de forma notable en los rendimientos térmico y energético del proceso íntegro. La Figura 6.29b muestra el balance energético de los motogeneradores de una forma porcentual con los valores relativos obtenidos con respecto al valor de la potencia térmica del biogás consumido en ellos.

La Tabla 6.11 presenta los valores obtenidos de la potencia térmica útil de forma desglosada, así como diferentes rendimientos y la relación trabajo-calor, todos ellos del bloque motogeneradores.

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

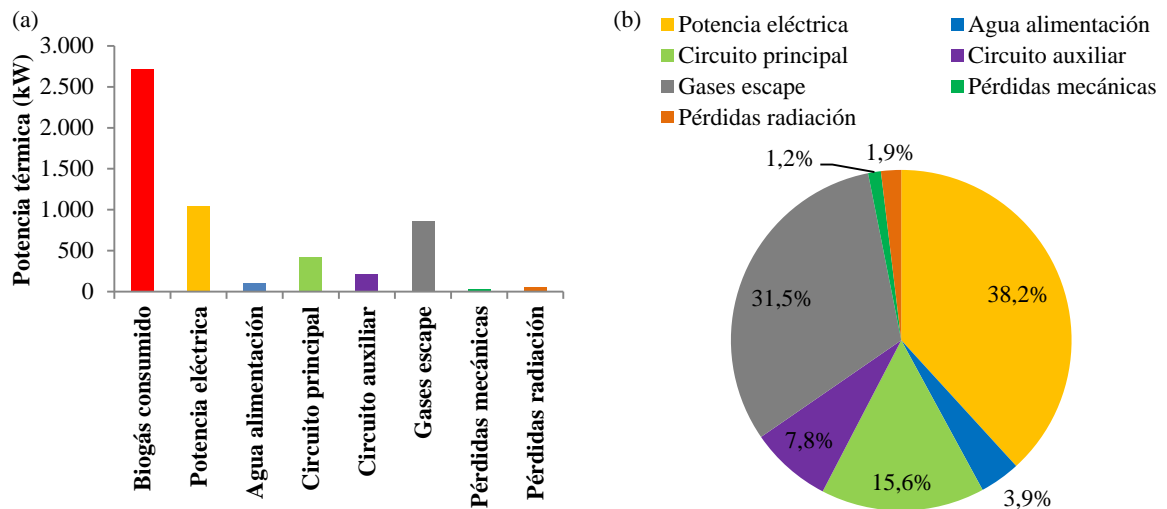


Figura 6.29. Balance de energía del bloque motogeneradores. **a)** Parámetros en valor absoluto. **b)** En valor relativo.

Tabla 6.11. Potencia térmica útil, rendimientos y relación trabajo/calor del bloque motogeneradores.

<i>Elemento</i>	<i>Potencia térmica útil motogeneradores (kW)</i>
Circuito principal	528
Circuito auxiliar	211
Gases escape	615
Total	1.354
<i>Parámetros motogeneradores</i>	<i>Valores obtenidos</i>
Rendimiento eléctrico (%)	38,2
Rendimiento térmico (%)	49,8
Rendimiento energético (%)	88
Relación trabajo/calor	0,77

Los gases de escape se ha considerado que son útiles hasta una temperatura de salida de 142 °C. En esta Tabla 6.11 se puede observar unos valores del rendimiento térmico y energético similares al escenario 1 y una relación trabajo-calor de 0,77 que se encuentra dentro de los valores recomendados de 0,5-2 en la referencia (Lozano, 2014).

La Figura 6.30 muestra un esquema de funcionamiento de los circuitos de refrigeración principal, emergencia y auxiliar de los motogeneradores. Se puede observar las 3 válvulas de tres vías termostáticas que tienen la misión de variar el caudal del agua en el lado primario del

intercambiador, para regular la potencia intercambiada con el secundario. El intercambiador de emergencia únicamente funciona en caso de avería o parada del principal. Se observa que el secundario de emergencia se refrigera con el agua de salida del secundario del circuito auxiliar, estando los dos colocados en serie. Debido a la gran proximidad física entre los intercambiadores del circuito principal de refrigeración y el de precalentamiento del agua de alimentación de la caldera, el punto de acercamiento considerado ha sido de 5 °C y no de 10 °C como se venía adoptando normalmente.

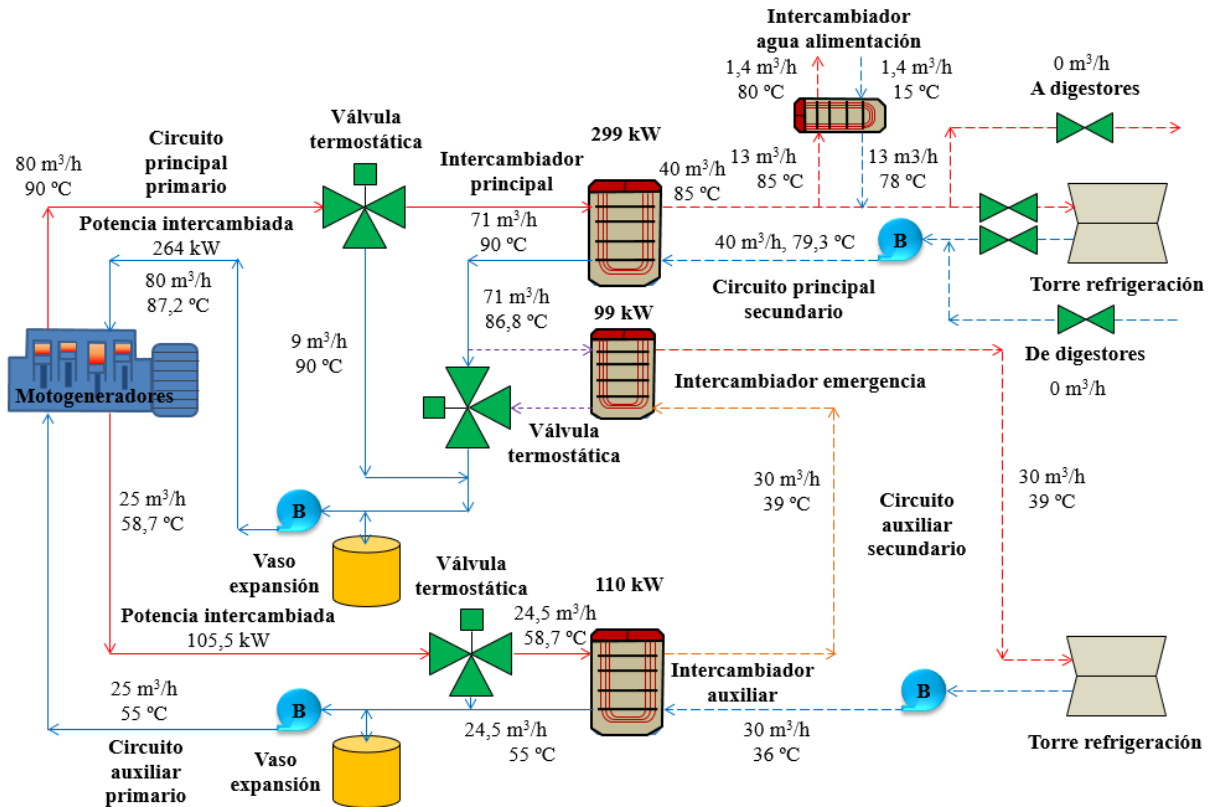


Figura 6.30. Circuitos de refrigeración principal, auxiliar y de emergencia de los motogeneradores.

Bloque 4, caldera de recuperación.

La Figura 6.31a permite apreciar una vista de la caldera de recuperación. La Figura 6.31b el intercambiador de precalentamiento de agua de alimentación. También se observan las bombas de agua de alimentación, el depósito elevado de agua tratada, a la izquierda el tanque de purgas y a la derecha el tratamiento del agua de alimentación a caldera. La Tabla 6.12 muestra los valores de los parámetros de diseño principales del bloque caldera de recuperación (EDAR, 2016).

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

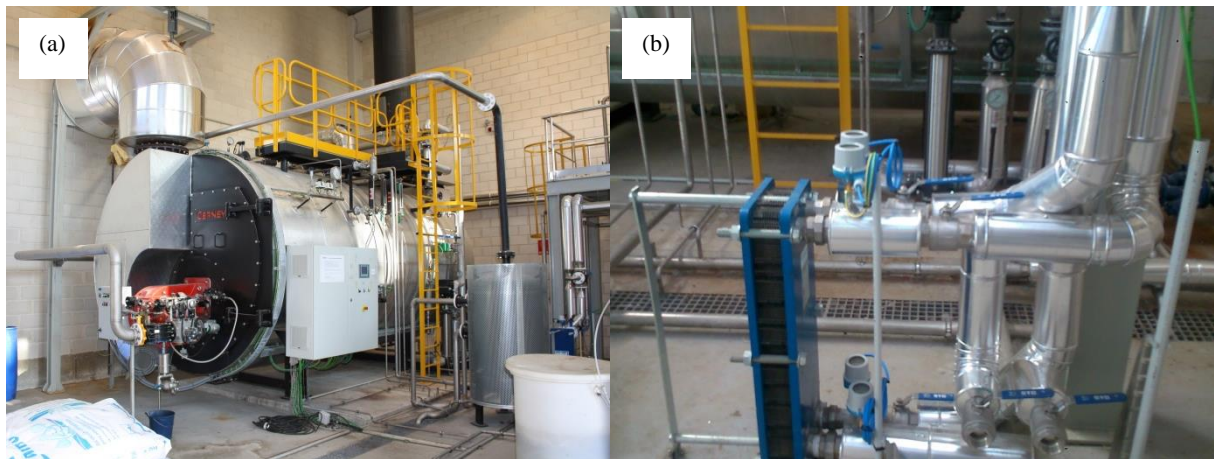


Figura 6.31. Caldera de recuperación de la EDAR de Burgos. **a)** Vista de la caldera. **b)** Intercambiador de precalentamiento del agua de alimentación (EDAR, 2016).

Tabla 6.12. Parámetros de diseño del bloque caldera de recuperación.

Parámetros diseño	Valores
Presión de servicio (kPa)	1.350
Presión de diseño (kPa)	1.600
*Pérdida de carga zona recuperación calor (mm cda)	174
Volumen cámara de vapor (m ³)	1.175
Volumen agua nivel máximo (m ³)	12,262
Categoría s/Directiva 97/23/CE	IV
Clase s/RD 2060/2008	Segunda
Diámetro conducto entrada gases (mm)	550
Diámetro conducto salida gases (recuperación) (mm)	550
Diámetro conducto salida gases (quemador) (mm)	550
Diámetro chimenea (mm)	800
Altura chimenea (m)	9
Depósito agua tratada (L)	3.000
Tanque purgas (L)	500
Longitud total (mm)	5.200
Ancho total (mm)	3.100
Altura total (mm)	4.200
Peso en vacío (t)	22,3

* 1 mm de columna de agua (cda) equivale a 0,01 kPa

La Tabla 6.13 muestra los valores de los parámetros de operación del bloque de caldera de recuperación en su punto de diseño para los tres modos de funcionamiento (EDAR, 2016). El modo “recuperación 100%” aprovecha la energía de la totalidad de los gases de escape de los motogeneradores existentes considerando una temperatura de salida de 142 °C. El modo “quemador 100%” constituye el caso extremo en que el aprovechamiento de los gases de escape

de los motogeneradores es nulo, por lo que la energía necesaria para la caldera la suministran el quemador de biogás y el agua de alimentación. Al no existir gases de escape, el cuarto paso de gases de la caldera estaría inutilizado y por tanto el economizador no podría operar originando que el agua de alimentación sea introducida directamente a 80 °C en el vaporizador, resultando un approach-point muy elevado de 110 °C. Para el quemador, se ha considerado un dosado del 9,6%, una densidad del biogás de 1,11 kg/m³, una entalpía específica de los gases de escape aplicando la Ecuación 5.34 y una temperatura de salida de los gases del vaporizador de 227 °C, resultando una temperatura aproximada de los gases del quemador a la entrada de la caldera de unos 1.437 °C. El modo “mixto” es una superposición de los casos anteriores.

Tabla 6.13. *Parámetros operacionales del bloque caldera de recuperación.*

Parámetros	Recuperación 100 %	Mixta (punto operación)	Quemador 100%
Energía térmica útil gases escape MG (kW)	1.145	522	...
Flujo másico gases escape MG (kg/h)	13.264	5.913	...
Energía térmica gases quemador (kW)	...	2.335	2.857
Flujo másico gases quemador (kg/h)	...	*5.669	*6.930
Consumo biogás (kW)	...	2.638	3.228
Consumo biogás (m ³ /h)	...	447	547
Temperatura entrada gases vaporizador (°C)	474	483 *1.746	*1.746
Temperatura gases salida vaporizador economizador (°C)	209	209	...
Temperatura gases salida vaporizador quemador (°C)	...	227	227
Temperatura salida gases chimenea economizador (°C)	142	142	
Temperatura salida gases chimenea quemador (°C)	...	227	227
Flujo másico vapor (kg/h)	1.683	4.200	4.200
Potencia térmica vapor (kW)	1.300	3.248	3.248
Temperatura agua alimentación economizador (°C)	80	80	80
Temperatura agua entrada vaporizador (°C)	183	130	80
Temperatura vapor vivo (°C)	190	190	190
Pinch-point (°C)	19	19	37
Approach-point (°C)	7	60	110
Rendimiento total caldera (%)	86,5	89,1	89,7

* Calculado considerando un 3% de O₂ (EDAR, 2016) en los gases de escape, 15% de exceso de aire, aire estequiométrico 6,8 kg aire/kg biogás y un dosado final de 12,8% (Tiempo real, 2010)

La Figura 6.32a indica la evolución de la temperatura en función de la entalpía específica del circuito agua-vapor del bloque caldera de recuperación en el “punto de operación” con funcionamiento modo mixto. Se puede observar el precalentamiento del agua de alimentación desde 15 hasta 80 °C realizado en el intercambiador de precalentamiento del

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

agua de alimentación y en el economizador desde 80 hasta 130 °C. Por otra parte, el calentamiento sensible restante se produce en el vaporizador desde 130 hasta 190 °C y a continuación acontece en este último el cambio de fase de agua a vapor saturado a la misma temperatura de 190 °C (1.260 kPa) con la aportación conjunta de los gases de escape y quemador. Se observa en la cumbre de la campana, el punto crítico del agua con unos valores de 374,1 °C y 2.084 kJ/kg.

La Figura 6.32b representa los dos circuitos de gases de la caldera de recuperación, compuestos por los del quemador de biogás, con la entrada al vaporizador aproximadamente a 1.746 °C, y salida a 227 °C por chimenea y los de escape de los motogeneradores, con entrada al vaporizador 483 °C, salida vaporizador-entrada economizador 213 °C y salida por la chimenea a 142 °C con el objetivo de impedir la formación de H₂SO₄. El valor del approach-point es de 60 °C y el pinch-point de 19 °C para los gases de escape. El approach-point supera con creces el valor del intervalo de 5-20 °C referenciado en el capítulo 5 como óptimo, mientras el pinch-point sí que se encuentra dentro del intervalo 5-35 °C indicado. Cuando el funcionamiento de la caldera es modo recuperación 100%, el approach-point es de 7°C, valor perfectamente válido. Sin embargo, en el punto de operación, el flujo másico de gases es un 44,6% del nominal lo que origina que la temperatura del agua a la salida del economizador disminuya y de esta forma, el approach-point aumente. Este último hecho genera una pérdida de rendimiento en la caldera, por la irreversibilidad que trae consigo una diferencia de temperatura tan grande entre fluidos.

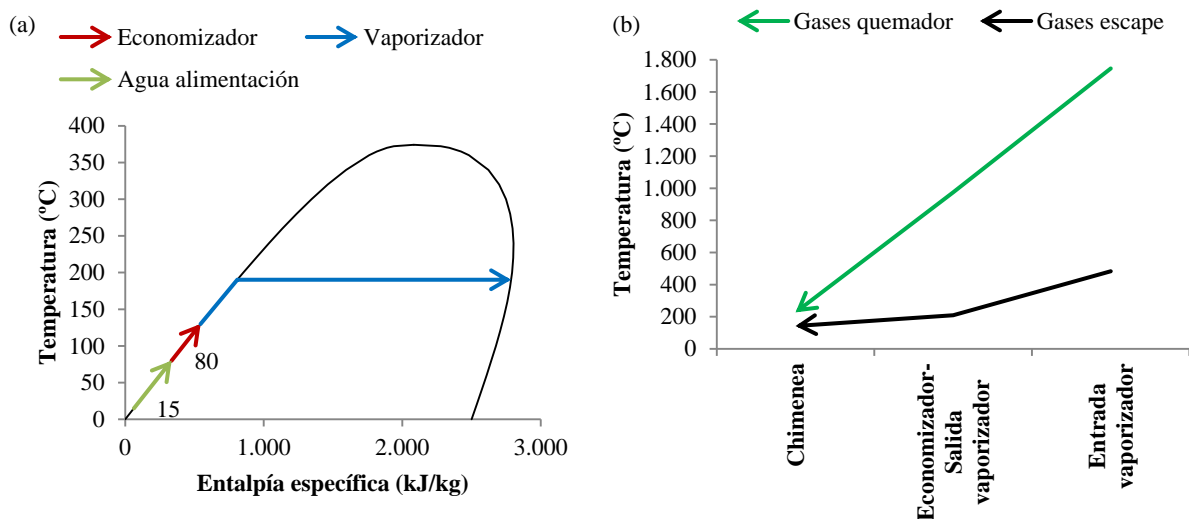


Figura 6.32. Diagrama de los circuitos agua-vapor y gases en la caldera. a) Temperatura-entalpía específica del circuito agua-vapor. b) Temperatura de los circuitos de gases.

Aplicando la Ecuación 5.32, el total de energía térmica a aportar a la caldera resulta ser de 3.248 kW durante su etapa de inyección de vapor, siendo importante indicar que el 88% de esta energía necesaria para convertir el agua en vapor es aportada en la caldera según indica la Ecuación 5.33 (2.857 kW), siendo el 12% restante suministrada por el agua de alimentación precalentada a 80 °C (391 kW). La Figura 6.33a representa únicamente la energía para convertir el agua precalentada a 80 °C en el intercambiador de precalentamiento del agua de alimentación en vapor saturado y la Figura 6.33b la aportación de energía térmica, pero partiendo desde el origen del agua tratada del depósito a 15 °C.

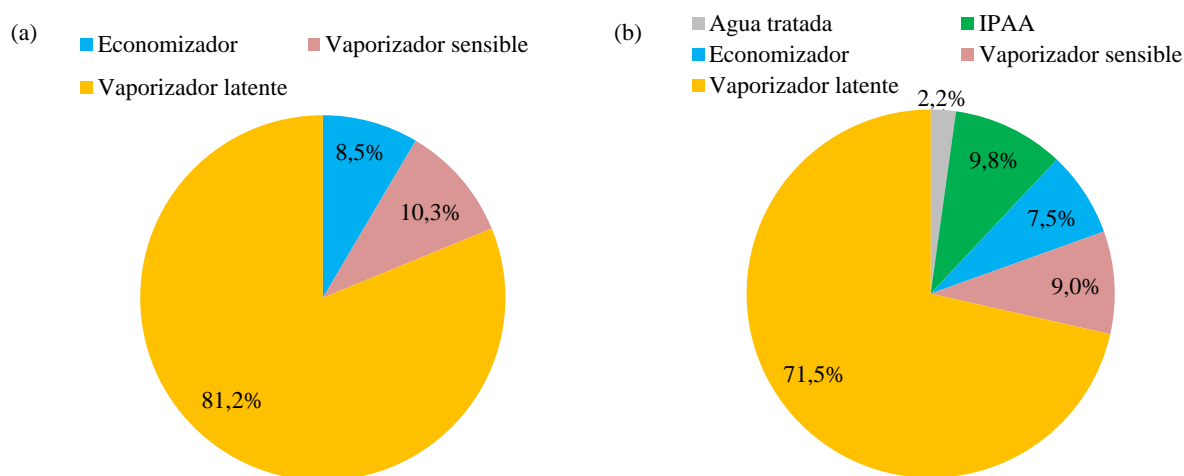


Figura 6.33. Aportación porcentual de la energía térmica necesaria en el bloque caldera de recuperación. **a)** Caldera exclusivamente. **b)** Considerando el agua de alimentación a 15 °C.

Si se considera el balance en la caldera únicamente, la aportación de energía al vaporizador de calor sensible es un 81,2%, requiriéndose un alto valor para modificar el estado de líquido a vapor saturado. Considerando ahora todo el proceso, el porcentaje de energía térmica aportada por el economizador al agua de alimentación es menor para alcanzar los 130 °C, aportando el vaporizador el calor adicional hasta conseguir los 190 °C. Nuevamente, el vaporizador será el elemento encargado del cambio de estado, constituyendo ahora un 71,5% de la energía total necesaria.

La Figura 6.34 representa el balance de masa y energía del bloque de caldera de recuperación para funcionamiento ciclo batch y medio (valores en color azul). Se pueden observar los tres pasos de gases del quemador y el cuarto paso utilizado por los gases de escape que atraviesan el vaporizador y el economizador, terminando ambas corrientes de gases uniéndose finalmente en la chimenea.

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

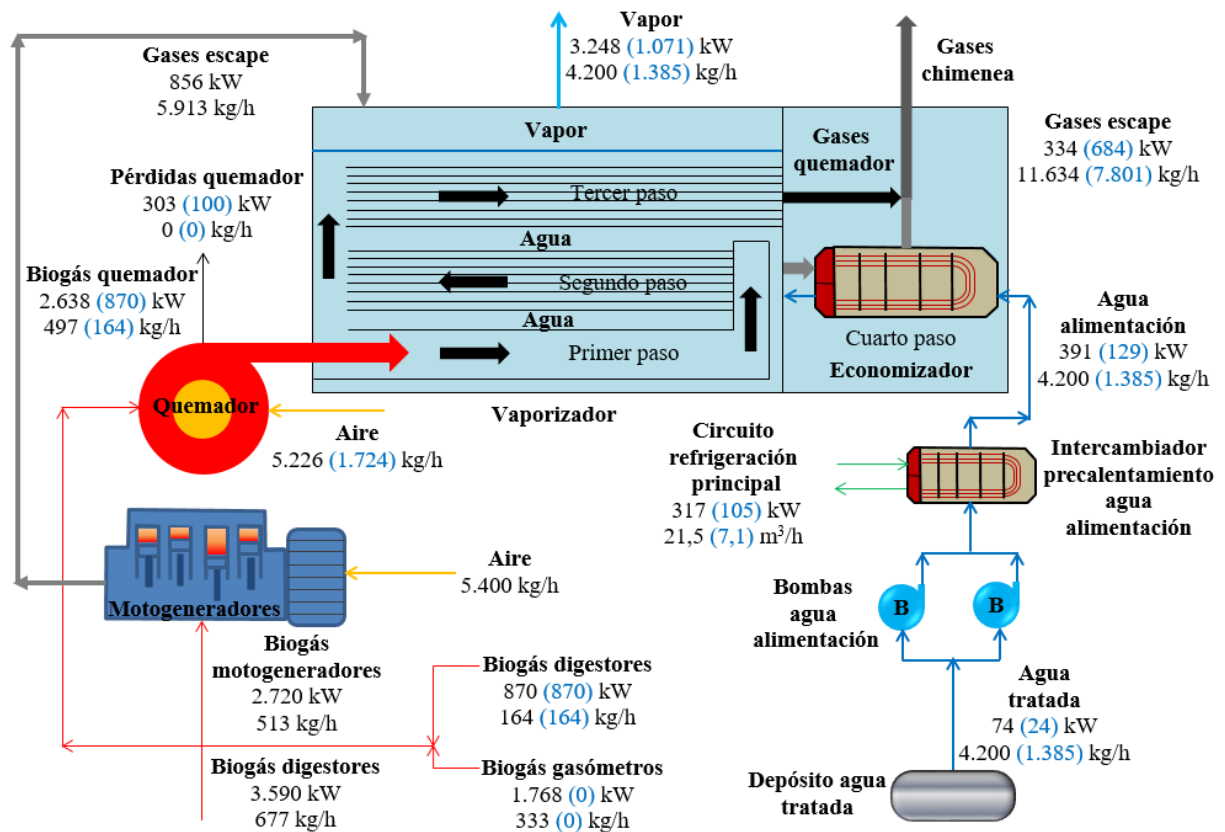


Figura 6.34. Balance de masa y energía del bloque caldera de recuperación en funcionamiento ciclo batch y medio.

La Figura 6.35a permite visualizar el diagrama de potencia térmica en función del tiempo para funcionamiento ciclo batch, con sus tres componentes: gases quemador, gases escape motogeneradores y agua de alimentación. La Figura 6.35b representa el funcionamiento del ciclo medio. En el funcionamiento en ciclo batch se ven afectados una serie de elementos asociados a la obtención de vapor como son las bombas de agua de alimentación, intercambiador de precalentamiento del agua de alimentación, compuerta motorizada gases escape, soplantes y quemador biogás de la caldera.

Indicar que desde el punto de vista del mantenimiento y explotación es aconsejable que toda la maquinaria funcione de forma continua el mayor tiempo posible y no mediante batch o lotes, evitando así la posibilidad del envejecimiento prematuro de las tuberías, válvulas, etc que constituyen todos los elementos a presión de la caldera (Stevanovic et al., 2014) o el intercambiador de precalentamiento del agua de alimentación, además de prevenir las tensiones térmicas creadas en los conductos de la zona de recuperación de calor a partir de la válvula reguladora de tres vías de los gases de escape.

Otro elemento que se ve afectado por las tensiones térmicas diferenciales producto de la operación en régimen batch es la tubería de alimentación de vapor a los reactores, cuyo fluido interior circula a 190 °C encontrándose el ambiente a 15 °C, además de la posibilidad de incrementarse también la formación de condensados en ella, por lo que la instalación de un buen sistema de purgas de esta tubería es un factor fundamental y conlleva al establecimiento de pérdidas de energía térmica en el vapor vivo.

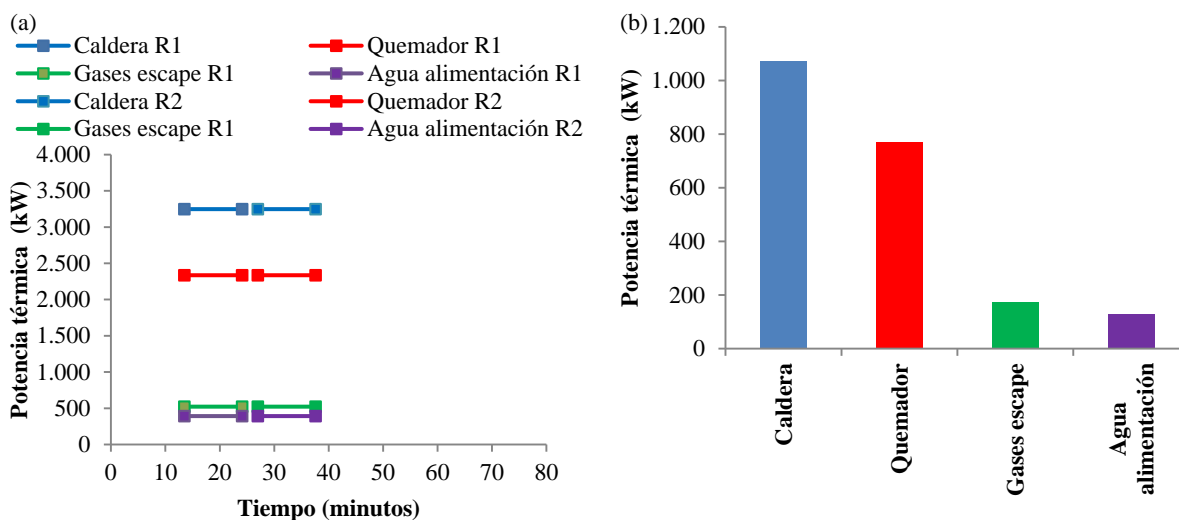


Figura 6.35. Diagrama de energía del bloque caldera de recuperación en función del tiempo.

a) Ciclo batch. b) Ciclo medio.

Intercambiador de vapor-agua circuito de refrigeración principal de los motogeneradores.

Se analiza a continuación, el posible caso de que la hidrólisis térmica quedara fuera de servicio temporalmente por una avería u otra causa durante un tiempo prolongado, con lo cual, la planta podría regresar a la situación original de funcionamiento con digestión anaerobia, pero con la diferencia de que ahora no existen los dos recuperadores de energía de los gases de escape que puedan suministrar energía térmica adicional al circuito de refrigeración principal para el calentamiento del fango en los digestores. Sin embargo, sí que se dispone de la caldera de recuperación como medio para generar vapor directamente aprovechando únicamente la energía térmica de los gases de escape sin consumir biogás y calentar el agua de refrigeración del circuito principal.

Esta operación se puede realizar instalando un intercambiador vapor-agua del circuito de refrigeración principal en la salida de vapor vivo de la caldera de recuperación, de forma que

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

eleve la temperatura del fluido de este circuito y por tanto, su potencia térmica, que posteriormente cederá en el intercambiador de recirculación de fangos del digestor.

En una EDAR dotada con los digestores expresamente necesarios para realizar la hidrólisis térmica, el número de digestores en operación sería aproximadamente de 1/3 de los necesarios en la digestión convencional. En este caso, se tendría que bypasear 2/3 del fango y enviarlo directamente a deshidratación y el otro 1/3 a los digestores. En este caso, el intercambiador de vapor tendría una potencia térmica 1/3 de la anterior. Sin embargo, la producción de biogás sería de 1/3 de la producida en el escenario 1, por no disponer del número de digestores suficiente. Adicionalmente, al ser el circuito de refrigeración principal de los motogeneradores un circuito cerrado, el intercambiador de vapor debe ser de contacto y no de mezcla. Los datos de partida para el proceso de cálculo se indican en la Tabla 6.14. Indicar que de esta forma, la potencia eléctrica obtenida sería de 1.048 kW, un 14,8% superior a la del escenario 1 gracias al aumento del rendimiento eléctrico de los M₅₉₈ y un 0,9% superior incluso al escenario 3 debido a un incremento en el biogás disponible del 0,7%.

Tabla 6.14. Datos de partida de cálculo del intercambiador de vapor.

<i>Parámetros</i>	<i>Valores obtenidos</i>
Necesidades potencia térmica digestores (kW)	1.037
Biogás disponible (kW)	2.741
Grado carga motogeneradores M₅₉₈ (%)	2 x 87,7
Potencia térmica circuito principal (kW)	531
Potencia térmica gases escape útiles (kW)	526

La Figura 6.36 muestra el balance de masa y energía del intercambiador de vapor. La potencia térmica útil aprovechada de los gases de escape asciende a 526 kW que unida a los 77 kW del agua de alimentación a 84,9 °C, suman una potencia térmica máxima alcanzable de 603 kW del vapor vivo. El vapor de salida de la caldera se encuentra a 190 °C y 1.260 kPa (603 kW) y se convierte en agua saturada en esas mismas condiciones a la salida del intercambiador de vapor (172 kW), cediendo 431 kW al agua del circuito principal que eleva su temperatura de 85 °C a 89,6 °C.

El intercambiador de vapor propuesto es tubular horizontal de la empresa Spiraxsarco (Spiraxsarco4, 2019). El condensado formado a la salida del intercambiador es necesario recuperarlo por su gran contenido energético. Para ello se instala un purgador, elemento

automático de purga actuado por el nivel energético del fluido y que dispone de capacidad para controlar la energía residual del condensado regulando su temperatura (Bitherm Group, 2019). El purgador es capaz de evacuar el condensado sin pérdidas de vapor y de evacuar el aire y gases incondensables. Para devolver el condensado al tanque de agua de alimentación que se encuentra situado a una altura de 5 m respecto a la salida del intercambiador, el purgador debe rebajar la presión de 700 kPa (190 °C) a 150 kPa (111,4 °C). En esta descompresión se produce vapor con un título X del 14,9%, por lo que por la tubería de condensado fluye además de agua también vapor. El condensado se expansiona en el depósito de agua tratada (100 kPa) con un título del vapor X del 16,7%, saliendo el vapor flash creado por el venteo. Este flujo másico de vapor flash debe ser restablecido con agua tratada a 15 °C.

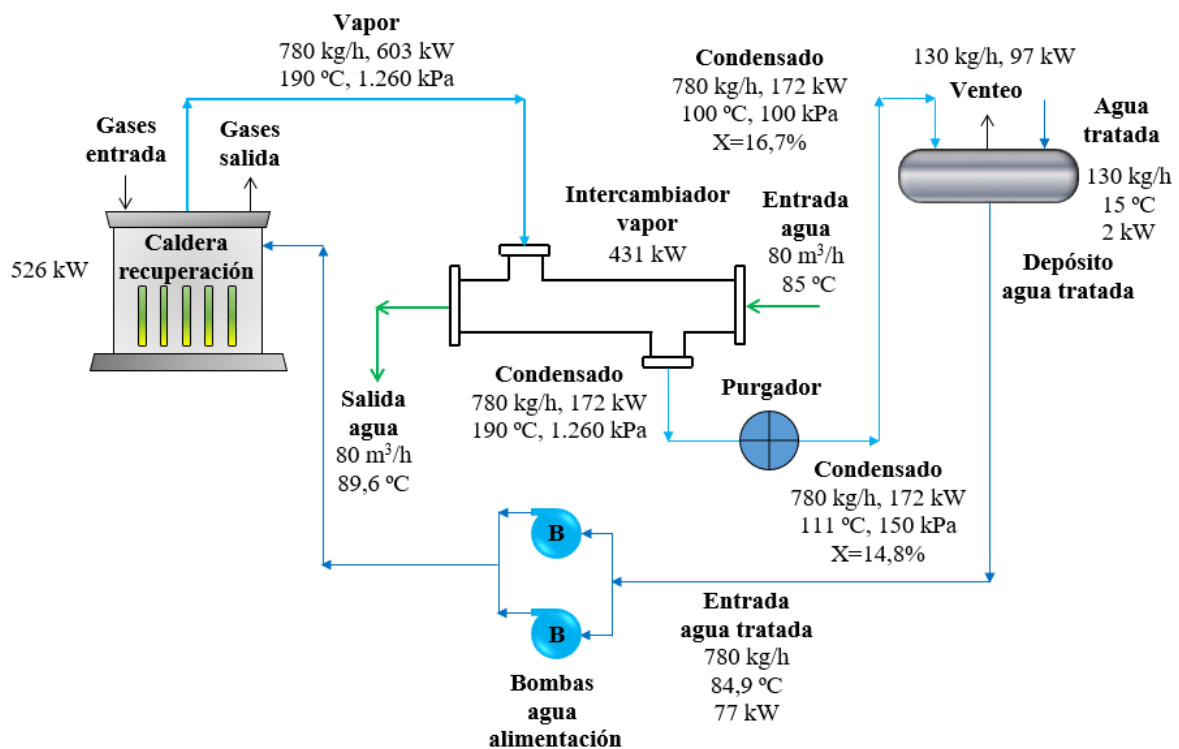


Figura 6.36. Balance de masa y energía del intercambiador de vapor.

Las necesidades de energía térmica a suministrar por el intercambiador de vapor son 506 kW que unidos a los 531 kW que ya posee el agua del circuito principal suman los 1.037 kW necesarios. Sin embargo, sólo se disponen de 431 kW, por lo tanto, se necesitarían 75 kW adicionales. La mejor solución para conseguirlos es aumentar la concentración del fango espesado mixto incrementando la del fango secundario de los espesadores de flotación mediante una adición mayor de polielectrolito (EDAR, 2016) de forma que la potencia térmica demandada por los digestores sea ahora de 962 kW, situación ya de equilibrio.

6.5. RESULTADOS DEL BALANCE DE GENERACIÓN DE ENERGÍA ELÉCTRICA.

La instalación de una tecnología de hidrólisis térmica dentro del proceso de fangos de la EDAR, implica el incremento de generación de energía eléctrica, pero también la introducción de una serie de equipos nuevos que son necesarios para el buen funcionamiento del proceso y que van a demandar un consumo extra de energía, denominados “*autoconsumos adicionales*” y que penalizan la producción bruta de energía eléctrica. Por otro lado, la variación en las condiciones de operación de los digestores y de la deshidratación de fangos principalmente, implica una serie de modificaciones que van a provocar una disminución en el consumo, denominados “*ahorros de consumo*” y que van a mejorar la producción bruta de energía eléctrica. La suma aritmética de ambos conceptos da lugar al denominado “*autoconsumo total*” y constituye un valor que será necesario sustraer a la generación bruta de energía eléctrica para obtener la generación neta y así poder comparar ambos escenarios 1 y 3 en las mismas condiciones.

La Figura 6.37 permite observar el balance de generación de energía eléctrica en el punto de operación a partir del funcionamiento de dos de los cuatro M598 instalados. En la Tabla 6.15 se indican los valores obtenidos que constituyen el balance de generación de energía eléctrica bruta.

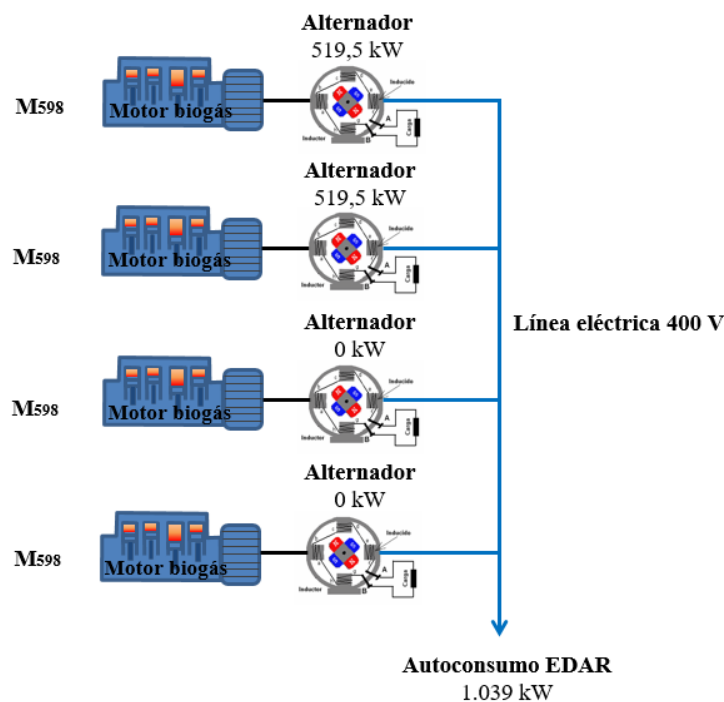


Figura 6.37. Balance de generación de energía eléctrica bruta.

Tabla 6.15. Balance de generación de energía eléctrica bruta.

<i>Parámetros</i>	<i>Valores obtenidos</i>
Número motogeneradores operación (uds)	2
Potencia eléctrica bruta generada (kW)	1.039
Grado carga (%)	86,9
Rendimiento eléctrico (%)	38,2
Potencia eléctrica total motogeneradores instalada (kW)	2.392
Factor utilización capacidad instalada (%)	43,4
Grado autoconsumo bruto (%)	55,1
Generación energía eléctrica bruta diaria (MWh)	24,9
Generación energía eléctrica bruta anual (MWh)	9.102

Se puede observar que el valor del factor de utilización de la capacidad instalada resultante del 43,4% es menor que el 50% que reporta la referencia (Lozano, 2014) como límite de rentabilidad recomendada para la inversión a realizar en este tipo de instalación, por lo que en principio indica un exceso en la potencia eléctrica instalada para este punto de operación.

Autoconsumos adicionales de energía eléctrica: como equipamiento de nueva incorporación en la línea de fangos se cuenta con la unidad de postespesado, unidad de hidrólisis térmica, agua de dilución, bombas de impulsión a digestores, refrigeración de los intercambiadores de gases de proceso y fango hidrolizado, bombas del anillo de mezcla y CLEARGREEN. El autoconsumo del CLEARGREEN al efectuar la eliminación de NH_4^+ vía nitrito se ha considerado como adicional al consumido en los reactores biológicos al efectuar el mismo proceso, pero en este caso, vía nitrato. En la línea de biogás se incorpora la caldera de recuperación. Adicionalmente se debe tener en cuenta que en la línea de fangos se produce un incremento de la concentración final del fango deshidratado y en la línea de biogás se incrementa el número de torres de refrigeración en funcionamiento, pues en el escenario 1, el circuito de refrigeración principal se enfriaba en el intercambiador de recirculación de fangos mientras en el escenario 3 este circuito se enfría en las torres de refrigeración. Excepción hecha para el enfriamiento parcial que acontece en el circuito de precalentamiento del agua de alimentación a caldera.

Ahorros de consumo de energía eléctrica: con relación a este punto se presenta un menor número de digestores en operación asociado a la disminución del TRH de 27,1 días en el escenario 1 a 17,4 días en el escenario 3 lo que conlleva a la necesidad de una única unidad. Por tanto, es posible eliminar del escenario 3 el consumo eléctrico de dos compresores de biogás de agitación y cuatro bombas de recirculación de fangos de los dos digestores. Se produce una

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

disminución significativa del flujo de fango digerido y deshidratado. El flujo volumétrico de fango digerido era de 27,3 m³/h en el escenario 1 y será de 13,9 m³/h en el escenario 3, un 49,1% inferior por lo que esta disminución de flujo influye en un menor consumo de energía eléctrica en el siguiente equipamiento: bombas de impulsión de fango digerido a deshidratación, bombas fango depósito tampón a bombas centrífugas, planta compacta de dosificación de polielectrolito (debido a la disminución de los ST presentes), bombas centrífugas de deshidratación, tornillo transportador de fango deshidratado, bombas de fango deshidratado a silo de deshidratación y silo de deshidratación.

La Ecuación 6.18 permite calcular la potencia eléctrica generada neta a partir de la bruta y de los autoconsumos.

$$PE_{net} = PE_b - PE_{ac} + PE_{aho} \quad (6.18)$$

donde PE_{net} y PE_b son las potencias eléctricas neta y bruta generada en los motogeneradores (kW) mientras PE_{ac} y PE_{aho} son las potencias eléctricas autoconsumida en el nuevo equipamiento necesario y ahorrada al modificarse las condiciones de funcionamiento de los digestores y deshidratación de fangos (kW). La Figura 6.38a representa el desglose de los autoconsumos adicionales y ahorros de consumo debidos a la incorporación del bloque hidrólisis térmica al proceso mientras que la Figura 6.38b representa el balance bruto y neto de la potencia eléctrica generada.

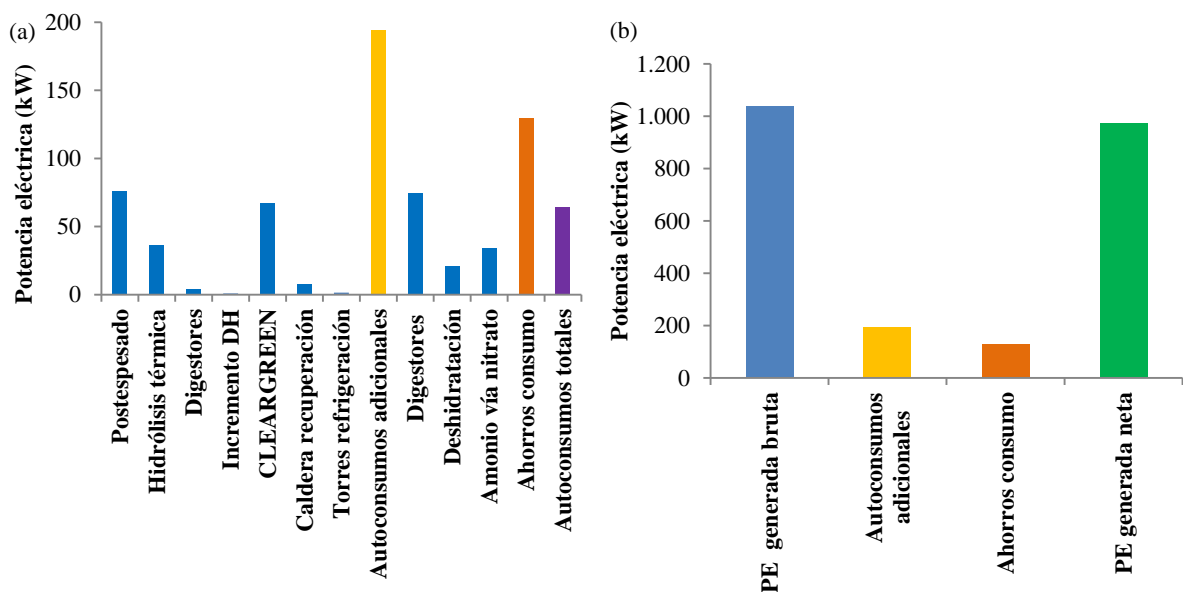


Figura 6.38. Balance de autoconsumo total de energía eléctrica. **a)** Desglose del autoconsumo total de energía eléctrica. **b)** Potencia eléctrica generada bruta y neta.

En virtud de los datos de la Figura 6.38b, el autoconsumo total de energía eléctrica en la EDAR tras la instalación de la hidrólisis térmica asciende a 64,5 kW que representa un 6,2% sobre la generación bruta de energía eléctrica, desglosados en 193,9 kW de autoconsumo adicional y 129,4 kW de ahorro de consumo. Este autoconsumo pesa de forma negativa en el balance económico realizado a la planta, en cuanto a una menor cantidad del beneficio generado por el incremento de energía eléctrica en relación con el escenario 1. En vista de los resultados obtenidos del autoconsumo total de energía eléctrica se puede realizar el balance de energía eléctrica neta cuyos resultados se presentan en la Tabla 6.16.

Tabla 6.16. Balance de generación de energía eléctrica neta.

<i>Parámetros</i>	<i>Valores obtenidos</i>
Potencia eléctrica generada bruta (kW)	1.039
Autoconsumo total hidrólisis térmica (kW)	64,5
Porcentaje autoconsumo total (%)	6,2
Potencia eléctrica generada neta (kW)	974,5
Grado autoconsumo neto EDAR (%)	51,7
Generación de energía eléctrica neta diaria (MWh)	23,4
Generación de energía eléctrica neta anual (MWh)	8.537

6.6. EVOLUCIÓN DE LOS PARÁMETROS DE OPERACIÓN DE LA PLANTA EN LA LÍNEA DE FANGOS Y BIOGÁS.

A continuación, se muestra la evolución de los valores de una serie de parámetros considerados como fundamentales para el análisis del funcionamiento de la línea de fangos desde la arqueta de fangos mixtos hasta el silo de fangos de deshidratación y de biogás a lo largo de todo su recorrido completo de producción-consumo por el proceso y que tienen gran importancia en el funcionamiento de la planta con hidrólisis térmica integrada en el proceso de la EDAR.

La Figura 6.39 permite observar la evolución de la presión (nominal de funcionamiento) y la temperatura del fango en cada uno de los elementos que intervienen en el proceso de la línea de fangos entre los bloques de funcionamiento acotados anteriormente en el capítulo 5, exceptuando el CLEARGREEN por tratarse únicamente del tratamiento de los centrados de deshidratación (EDAR, 2016).

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

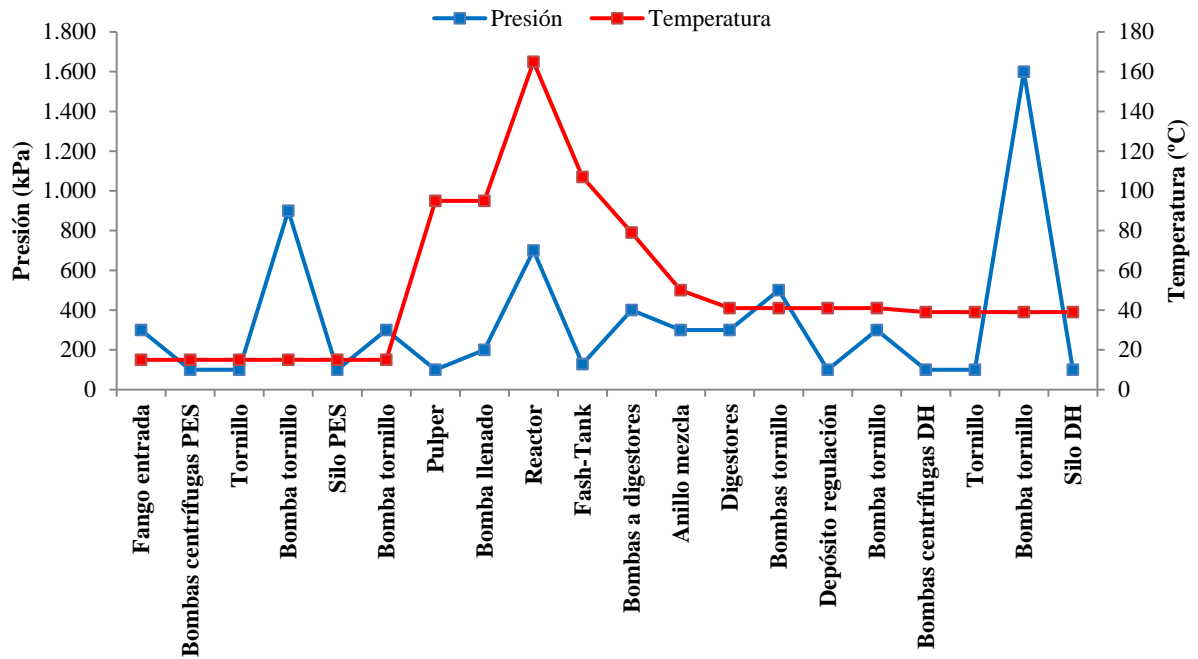


Figura 6.39. Evolución de la presión y temperatura del fango desde arqueta de fangos mixtos hasta silo de deshidratación. (PES, postespesado; DH, deshidratación).

Se observa que el punto de máxima presión del fango es 1.600 kPa, justamente cuando su concentración es más elevada, 30%, y acontece en la bomba de impulsión de fango deshidratado a los silos de deshidratación. Por otra parte, el punto de mayor temperatura del fango coincide con la de reacción en los reactores de la unidad de hidrólisis térmica, 165 °C. Se puede apreciar la existencia de una importante pérdida de temperatura entre la salida del flash-tank, 107 °C y la entrada a los digestores, 50 °C. Esta potencia térmica resultante se desaprovecha íntegramente en este proceso al no disponer de ningún tipo de intercambiador de calor a la salida del fango caliente hidrolizado que pudiera aprovecharla, por ejemplo, para precalentar el fango de entrada al pulper. En su lugar, existe un intercambiador de fango hidrolizado en espiral que refrigera el fango hasta la temperatura necesaria de entrada en los digestores, perdiéndose la energía térmica intercambiada mediante la refrigeración con agua de servicios generales.

Las Figura 6.40 representa la evolución de la concentración y el flujo volumétrico del fango desde la arqueta de fangos mixtos hasta el silo de deshidratación en cada uno de los elementos que intervienen en el proceso. Se observan cinco puntos importantes en el análisis de la evolución de la concentración del fango a través de cada uno de los elementos de la línea de fangos por los que circula:

- *Postespesado*: la concentración de ST se incrementa desde el 5,4% del fango mixto espesado hasta un 16,5% del fango postespesado, siendo necesario realizar esta operación para la eliminación de una parte importante del agua presente en el fango antes de entrar en el pulper y de esta forma, poder calentar una menor masa de fango en los reactores y ahorrar energía térmica que debe ser suministrada mediante el uso de vapor vivo procedente de la caldera de recuperación. Se debe añadir polielectrolito para efectuar dicha operación, con el consiguiente coste económico. La adición de polielectrolito mezclado con agua de dilución origina un pequeño cambio en la concentración del fango mixto de entrada a las bombas centrífugas, aunque no afecta a la salida, pues seguirá siendo del 16,5%.
- *Unidad de hidrólisis térmica*: la concentración de ST varía desde un 16,5% a la entrada del pulper, 14,5% a la salida de éste, 12,7% a la salida del reactor y 14,1% a la salida del flash-tank. Estas variaciones son debidas principalmente a la entrada exterior de vapor vivo en los reactores y a la recirculación interna del vapor flash entre flash-tank y pulper y en menor medida al vapor flash enviado del reactor al pulper y los gases de proceso que se evacúan del reactor al pulper y posteriormente abandonan el pulper hacia los digestores.
- *Agua de dilución*: la concentración de ST del fango varía desde un 14,1% a la salida del flash-tank hasta un 10% a la salida del punto de inyección de agua de dilución. Esta concentración es la requerida para el fango de entrada a los digestores y además permite rebajar la temperatura del fango hidrolizado caliente desde 107 °C hasta 79 °C.
- *Digestores*: la concentración de ST se modifica desde un 10% a su entrada hasta un 5,5% a su salida, originado por la transformación de parte de los SV del fango en biogás.
- *Deshidratación*: la concentración de ST varía desde el 5,5% del fango digerido a la entrada hasta el 30% del fango deshidratado a la salida. Este incremento permite disminuir considerablemente el flujo másico final de fango deshidratado, con lo que el coste de su transporte y tratamiento final en el área de secado-planta de compostaje disminuye de forma importante.

Tal y como se puede observar, la tendencia en la evolución del flujo volumétrico de fango es inversamente proporcional en cada momento al valor de su concentración.

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

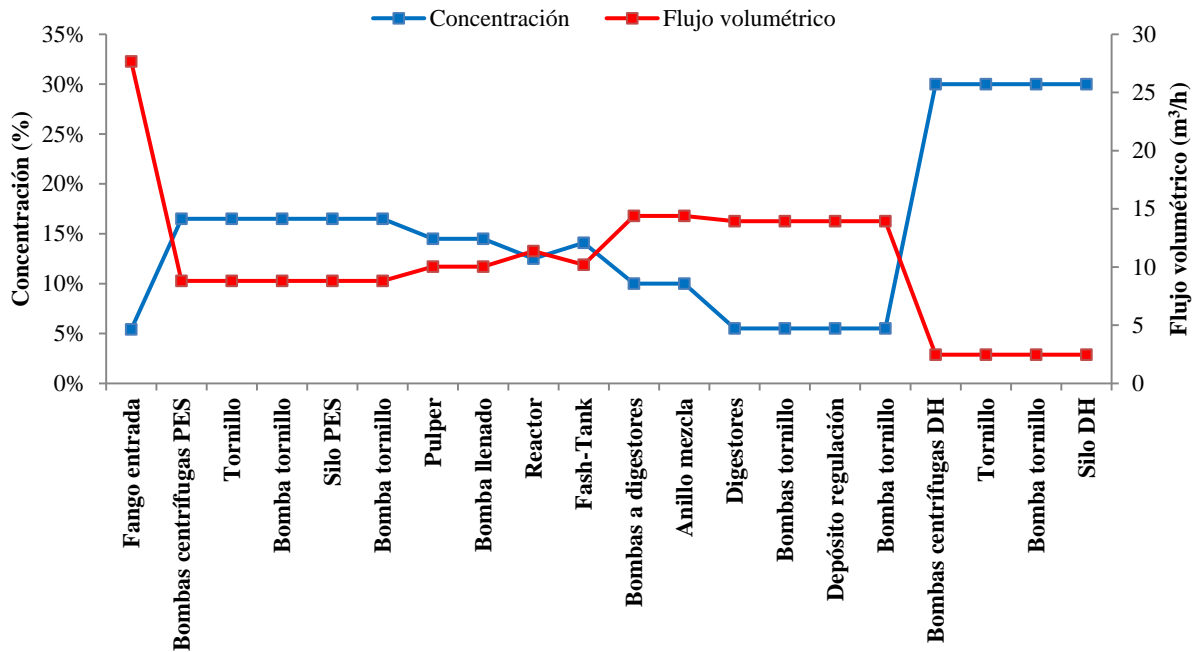


Figura 6.40. Evolución de la concentración y flujo volumétrico de los fangos desde arqueta de fangos mixtos hasta silo de deshidratación.

La variación del flujo másico de ST y SV del fango a lo largo de todo su recorrido desde la arqueta de fangos mixtos hasta deshidratación presenta como características fundamentales las siguientes:

- *Postespesado*: pérdida de un 3% de flujo másico de ST y SV debido a que el rendimiento de las bombas centrífugas es del 97%. Esta pérdida de fango junto con el agua de rechazo forma los centrados con una concentración del 0,2%, que se envían por gravedad, en este caso, a cabecera de planta (decantadores primarios) para ser nuevamente introducidos en el proceso.
- *Unidad hidrólisis térmica*: pérdida de un 1% de flujo másico de ST y un 1,4% de SV del fango en el pulper que corresponden a los gases de proceso enviados desde el reactor al pulper acompañando al vapor flash formado mediante una despresurización súbita casi instantánea entre las condiciones del reactor y las del pulper, siendo posteriormente los gases de proceso enviados desde el pulper hacia los digestores, previa refrigeración intermedia en un intercambiador para rebajar su temperatura.
- *Digestores*: pérdida de un 47% de flujo másico de ST y un 61,9% de SV del fango de entrada a ellos, debido a la conversión en biogás de una parte importante de los SV, permaneciendo la materia inorgánica inalterable a su paso por los digestores.

- *Deshidratación:* al igual que en el postespesado se presenta la pérdida de un 3% de flujo de ST asociado al rendimiento de las bombas centrífugas. A diferencia de los centrados del postespesado, los de deshidratación con una concentración del 0,2% se bombean ahora al CLEARGREEN, donde finalmente a su salida, prácticamente libres de NH_4^+ , se introducen nuevamente en los reactores biológicos y el fango terciario obtenido se bombea a los espesadores de flotación.

Indicar que los ST de los centrados del postespesado y los flotantes de los espesadores de gravedad y flotación son enviados a cabecera de planta y vuelven a ser introducidos en el proceso, lo que significa consumir más electricidad en los reactores biológicos y mayor consumo de polielectrolito en los espesadores de flotación y bombas centrífugas.

La Figura 6.41 representa la variación de la presión y temperatura del biogás desde su producción en los digestores hasta su lugar de almacenamiento, regulación de la presión de la red y amortiguación del funcionamiento en batch de la caldera que acontece en los gasómetros por un lado y su consumo en los motogeneradores de forma continua y en la caldera de recuperación de forma batch por el otro. El biogás se produce en los digestores a una presión que está variando continuamente a lo largo del tiempo, considerándose una presión media de 100,7 kPa, abandonando la cúpula en dirección al conjunto gasómetros-motogeneradores-caldera. La temperatura de salida de este biogás es de 41 °C, pero en su camino hacia los gasómetros y durante el proceso de almacenamiento, la temperatura disminuye hasta un valor medio de 28 °C, ya que el biogás en los gasómetros está continuamente saliendo hacia los motogeneradores y caldera durante el batch y entrando durante la etapa de no batch de la caldera, posteriormente entra en un continuo proceso de regeneración y su pérdida de temperatura es pequeña.

El biogás se envía desde los gasómetros con las condiciones de 100,7 kPa y 28 °C hacia los soplantes de alimentación de los motogeneradores donde se eleva su presión hasta 115 kPa y su temperatura hasta 55 °C antes de ser introducido en la rampa de biogás, carburador y cámara de combustión de los motores alternativos de biogás. Asimismo, también desde los gasómetros se envía biogás hacia los soplantes de alimentación de la caldera de recuperación donde su presión se incrementa hasta 119 kPa y su temperatura hasta 56 °C antes de ser introducido igualmente en la rampa de biogás de su propio quemador. Ambos soplantes son de canal lateral y disponen de las turbinas con material antichispa que les da un grado importante de seguridad en su funcionamiento.

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

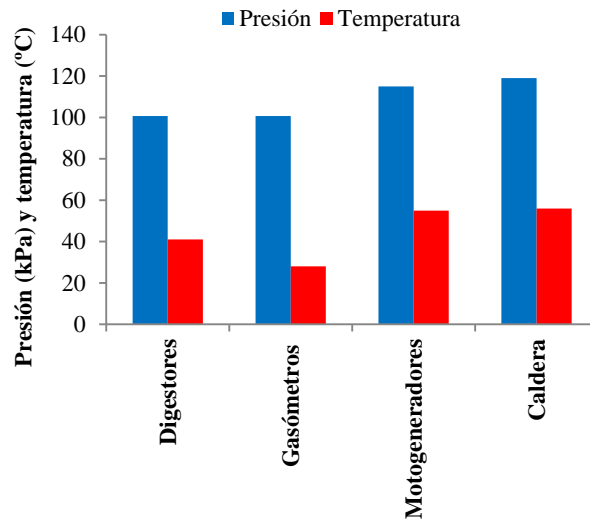


Figura 6.41. Evolución de la presión y temperatura de la línea de biogás desde digestores a motogeneradores y caldera.

6.7. BALANCE DE MASA Y ENERGÍA DEL PROCESO.

La mejor forma de representar los valores del balance de masa de la línea de fangos de una planta de este tipo según las diversas referencias consultadas al igual que en el escenario 1, es realizar este balance para un año completo, tal y como muestra la Figura 6.42.

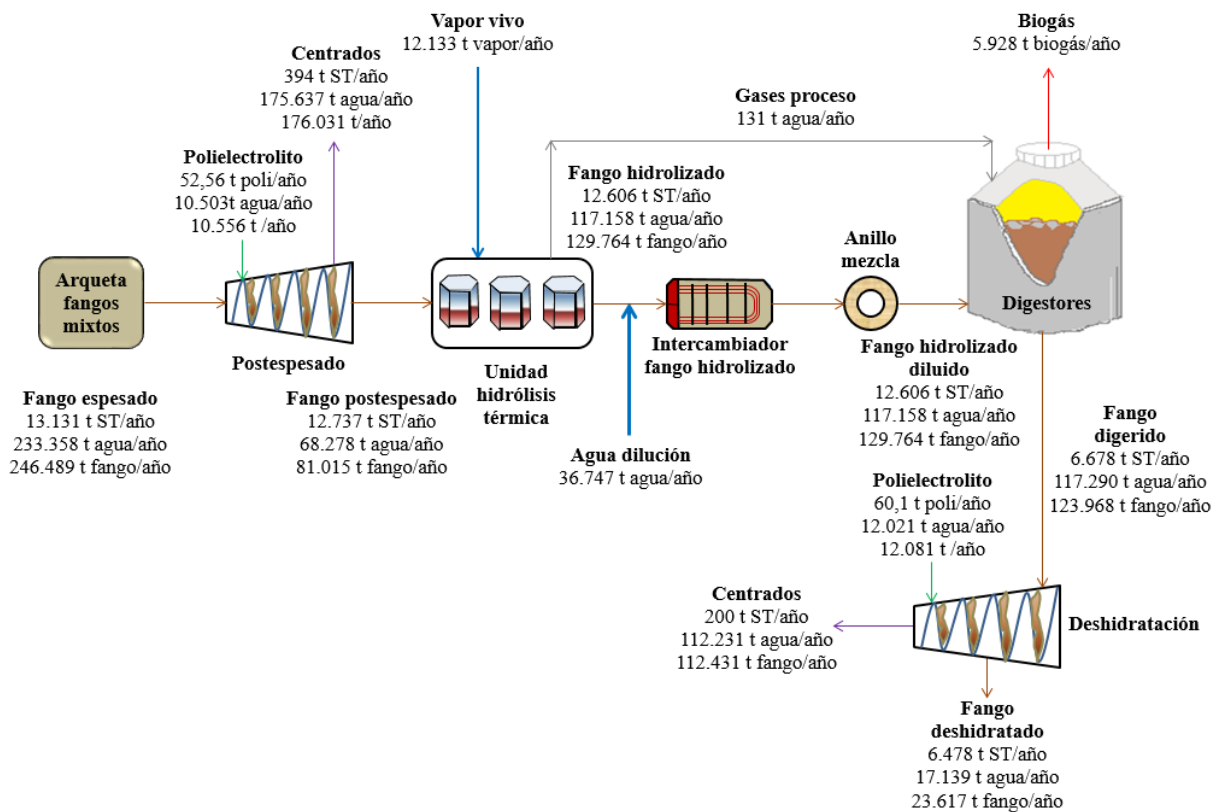


Figura 6.42. Balance anual de masa de la línea fangos del proceso.

Al considerarse que en la hidrólisis térmica se producen gases de proceso que se van a descomponer en los digestores, a efectos de balance de masa se considera como si estuvieran compuestos únicamente por agua, dado el pequeño valor porcentual que representan sobre el total. Se observa en los digestores la transformación de 5.928 t/año de SV presentes en el fango de entrada a los digestores en biogás que sale por la cúpula hacia sus lugares de consumo o almacenamiento. Se puede observar que de los 3.590 kW de potencia térmica del biogás generado en los digestores y considerando únicamente el efecto global, aislando todo el proceso, se aprovechan mediante cogeneración 420 kW para elevar la temperatura del fango desde 15 hasta 41 °C y además 167 kW en absorber las pérdidas por transmisión, tuberías-intercambiadores y biogás de los digestores, unido a los 11 kW de los gases de proceso para alcanzar un total de 598 kW aprovechados de forma global, desperdiciándose toda la demás energía térmica.

La Figura 6.43 muestra un esquema energético simplificado del proceso, donde se observan las entradas y salidas de potencia para el volumen de control considerado. Únicamente se aprovechan 598 kW de potencia térmica en los digestores mientras se desperdician 1.953 kW, resultando unos valores relativos del 23,4% de potencia aprovechada, lo que claramente indica que el proceso de hidrólisis térmica analizado tiene un bajo nivel de eficiencia energética.

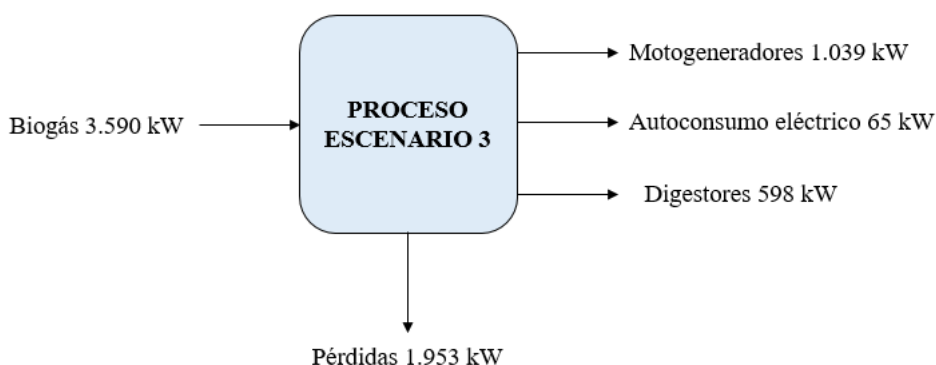


Figura 6.43. Balance de energía global simplificado del proceso.

La Tabla 6.17 presenta los resultados obtenidos para una serie de parámetros energéticos relativos al análisis del proceso completo a diferencia de la Tabla 6.11 que era única y exclusivamente para los motogeneradores. Se aprecia una disminución del rendimiento térmico del 66,5% y energético del 37,6% con respecto a los valores obtenidos para los motogeneradores. La energía térmica útil generada en la caldera en forma de vapor vivo con valor de 1.071 kW y entregada al fango en los reactores, resultan finalmente disipados 472 kW en el intercambiador de fango hidrolizado para acondicionar la temperatura del fango antes de

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

entrar en los digestores penalizando de forma importante los rendimientos térmico y energético, mientras la restante energía aprovechada comprende la elevación de la temperatura del fango desde 15 hasta 41 °C (420 kW), la absorción de las pérdidas por transmisión, tuberías y biogás (167 kW) y aprovechar la de los gases de proceso (11 kW), sumando el total de estos cuatro conceptos los 1.071 kW del vapor vivo. El factor de aprovechamiento de la energía térmica útil resulta ser 44,2% menor del 50%, siendo un valor bastante bajo.

Tabla 6.17. *Potencia térmica aprovechada, rendimientos y factor de aprovechamiento de la energía térmica útil del proceso.*

<i>Elemento</i>	<i>Potencia térmica aprovechada proceso (kW)</i>
Calentamiento fango de 15 a 41 °C	420
Gases proceso	11
Pérdidas por transmisión, intercambiadores y biogás	167
Total	598
<i>Parámetros proceso</i>	<i>Valores obtenidos</i>
Rendimiento eléctrico (%)	28,9
Rendimiento térmico (%)	16,7
Rendimiento energético (%)	45,6
Factor aprovechamiento energía térmica útil (%)	44,2

Indicar que para el cálculo de estos parámetros se ha partido por un lado de los motogeneradores operando de forma aislada e individual en el punto de operación y por otro, el proceso completo integrado por el sistema del conjunto digestores-gasómetros-motogeneradores-caldera. El total de pérdidas de energía térmica en este proceso alcanza un 54,4%, valor como se puede observar muy elevado, lo que hace que el proceso global de la hidrólisis térmica convencional sea muy poco eficiente desde el punto de vista energético.

6.8. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD DEL FLUJO MÁSSICO DE SÓLIDOS VOLÁTILES DE ENTRADA AL PROCESO.

Mediante este análisis de sensibilidad, se ha tratado de determinar la evolución de los valores de ciertos parámetros de salida frente a la modificación del valor de la variable de entrada del fango en el punto de diseño establecido en la arqueta de fangos mixtos, como es el flujo másico de SV, ya que el objetivo principal en esta tesis es el incremento en la generación de energía eléctrica y el valor que alcance este parámetro está asociado directamente a la

producción de biogás. El flujo másico de ST está perfectamente definido en función de los dos parámetros, flujo volumétrico (V_{fa} , m^3/h) y concentración del fango (ST_{fa} , %), mientras el flujo másico de SV (M_{sv} , kg/h) necesita de tres parámetros para estar definido, los dos anteriores y además el porcentaje de SV en el fango ($\%SV_{pr}$, $\%SV_{se}$, %).

Mediante la Ecuación 6.19 es posible calcular el flujo másico de entrada de SV (primario y secundario) en los digestores, que es función de las seis variables que se pueden apreciar en dicha ecuación.

$$M_{SV} = V_{pr} \cdot 10 \cdot ST_{pr} \cdot \%SV_{pr} + V_{se} \cdot 10 \cdot ST_{se} \cdot \%SV_{se} \quad (6.19)$$

donde M_{SV} es el flujo másico de SV (kg/h), V_{pr} y V_{se} los flujos volumétricos de fango primario y secundario (m^3/h). Efectuando la modificación de cualquiera de las seis variables anteriores se puede modificar el flujo másico de SV, parámetro fundamental del que depende directamente producción de biogás en los digestores y por tanto también de energía eléctrica. En este caso se han analizado los datos de entrada al proceso mediante el punto de diseño y no de entrada a la hidrólisis térmica. El intervalo de análisis del flujo másico de ST de entrada considerado como punto de diseño comprende desde un valor mínimo 10.473 kg ST/d hasta un valor máximo 43.750 kg ST/d, lo que transformado en SV resultan unos valores de 7.980 (mínimo) y 33.338 kg SV/d (máximo).

El punto de diseño mínimo corresponde a una entrada de ST/d equivalente a un motogenerador operando al 40% y el máximo a la capacidad de la planta más las pérdidas de ST en postespesado y unidad de hidrólisis térmica. El punto de diseño establecido contempla un flujo másico de ST de 35.976 kg/d y 27.414 kg/d de SV a la entrada, con lo que los valores anteriores de mínimo y máximo suponen unos intervalos de 29,1 y 121,6% con respecto al punto de diseño de SV, que son los que se han analizado a continuación. Se debe tener en cuenta que la entrada tanto de ST como de SV a los digestores es diferente a los valores del punto de diseño motivado por la pérdida de los mismos en el postespesado y el pulper de la unidad de hidrólisis térmica (gases de proceso), por lo que resultan unos valores de 34.537 kg ST/d y 26.248 kg SV/d, un 96 y un 95,7% del punto de diseño.

Se representa en la Figura 6.44a la evolución del valor de cuatro parámetros de salida en función del flujo másico de SV de entrada (fango primario y fango secundario) mostrándose en línea de color negro a trazas el valor del flujo de SV de fango mixto en el punto de diseño con un valor de 27.414 kg SV/d y 3.590 kW de biogás generado en los digestores. La Figura

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

6.44b indica la evolución de los dos restantes parámetros en función del flujo másico de SV de entrada.

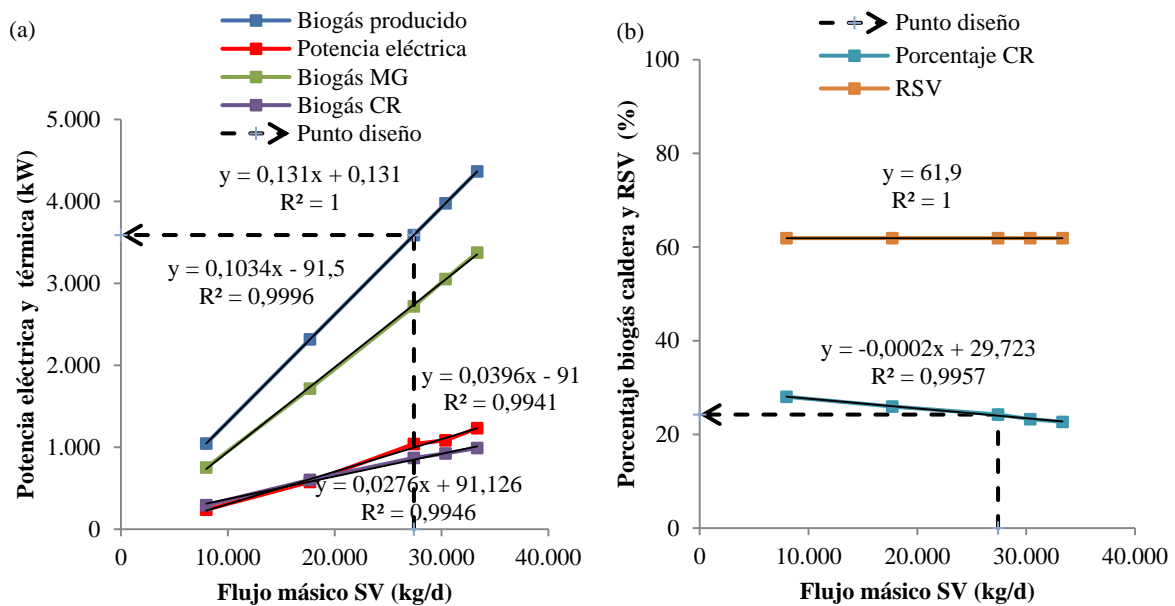


Figura 6.44. Evolución de parámetros en función del flujo másico de SV de entrada. **a)** Biogás producido, potencia eléctrica, biogás consumido en motogeneradores (MG) y caldera de recuperación (CR). **b)** Porcentaje consumo biogás caldera y reducción de SV (RSV).

Se puede comprobar el hecho importante de que el consumo porcentual de biogás en la caldera de recuperación disminuye al aumentar el flujo de SV de entrada, desde un 28% para 7.980 kg SV/d (punto mínimo) hasta un 22,7% para 33.338 kg SV/d (punto máximo), resultando una disminución del 18,9%. Es el único parámetro de los seis analizados que disminuye su valor al aumentar el flujo de SV y es debido al incremento producido en el coeficiente de inyección de vapor, pues aumenta por un lado el consumo medio de vapor vivo y por otro disminuye el tiempo del ciclo. Por otra parte, la reducción de SV se mantiene en un 61,9%, pues los demás parámetros de entrada del fango primario y secundario permanecen constantes.

6.9. COMPARACIÓN ENTRE LOS ESCENARIOS 1 Y 3.

La Tabla 6.18 indica los valores obtenidos de los parámetros ambientales y operacionales de los digestores de los escenarios 1 y 3 así como las diferencias porcentuales existentes entre ellos, con objeto de poder ser comparados ambos entre sí. En cuanto a los *parámetros ambientales*, se puede observar que la temperatura necesaria para la digestión anaerobia del fango mixto hidrolizado es un poco más elevada, aumentando de 37 a 41 °C. El pH es ahora un poco más alto con carácter básico, la alcalinidad se eleva de forma importante

en un 42,8%, mientras que la presencia de ácidos grasos volátiles (AGV) crece un 329,3%, lo que origina una elevación del valor de la relación porcentual entre estos dos parámetros del 216,7%. Se puede observar, que cuando se digiere fango hidrolizado aumenta tanto la alcalinidad como el contenido de AGV, sólo que, el incremento porcentual de estos últimos es mucho más elevado. El nuevo valor resultante de la relación entre ácidos grasos y alcalinidad (AGV/AK) es ahora mucho mayor, pero aun así, el pH sigue siendo básico. El potencial rédox apenas sufre variación alguna y el porcentaje de CH₄ se mantiene en el mismo valor sin modificarse.

Tabla 6.18. Comparación entre los parámetros ambientales y operacionales de los digestores de los escenarios 1 y 3.

Parámetros	Escenario 1	Escenario 3	Incremento (%)
<i>Ambientales</i>			
Temperatura (°C)	37,3	41	9,9
pH	7,6	7,8	2,6
Alcalinidad (AK) (mg/L)	4.367	6.237	42,8
Ácidos grasos volátiles (AGV) (mg/L)	279	1.198	329,3
AGV/AK	0,06	0,19	216,7
Potencial rédox (mV)	-227	-250	-10,1
Porcentaje CH ₄ en biogás (%)	62,4	62,4	
<i>Operacionales</i>			
Número digestores operación (uds)	3	1	-66,7
Tiempo retención hidráulica (d)	27,1	17,4	-35,8
Coefficiente carga volumétrico (kg SV/d·m ³)	1,5	4,4	193,3
Potencia eléctrica agitación biogás por volumen digestor (kW/m ³)	0,005	0,005	
Flujo volumétrico recirculación fango (m ³ /h)	450	0	...
Flujo volumétrico agitación biogás (m ³ /h)	1.344	448	-66,7

Respecto a los *parámetros operacionales*, la disminución del funcionamiento de tres digestores en el escenario 1 a un digestor en el escenario 3, origina un incremento en el coeficiente de carga volumétrico del +193,3%. Al no necesitar los digestores del funcionamiento de los intercambiadores de recirculación de fangos en el escenario 3, pues el fango caliente hidrolizado es quien suministra ahora la totalidad de la energía térmica necesaria, no siendo necesario tampoco realizar la recirculación de los fangos del digestor. Además, debido a la operación de un solo digestor, disminuye el flujo total de agitación de biogás un -66,7%, con el consiguiente ahorro energético. La Tabla 6.19 permite observar los parámetros más importantes del balance de masa de la línea de fangos de los escenarios 1 y 3 donde sólo

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

se han tenido en cuenta los bloques de digestores y deshidratación, pues es donde se pueden ver las mayores diferencias de funcionamiento.

Tabla 6.19. Comparación del balance de masa de la línea de fangos de los escenarios 1 y 3.

Parámetros	Escenario 1	Escenario 3	Incremento (%)
<i>Digestores</i>			
Flujo másico ST entrada (kg/h)	1.499	1.439	-4
Flujo másico ST salida (kg/h)	982	762	-22,5
Concentración fango entrada (%)	5,4	10	85,2
Concentración fango digerido salida (%)	3,6	5,5	52,8
Flujo volumétrico fango entrada (m ³ /h)	27,7	14,4	-48
Flujo volumétrico fango salida (m ³ /h)	27,3	13,9	-49
Reducción SV (%)	45,2	61,9	37
Flujo másico biogás (kg/h)	517	677	31
<i>Deshidratación</i>			
Concentración fango salida (%)	20,3	30	47,8
Flujo volumétrico fango salida (m ³ /h)	4,3	2,5	-41,9
Consumo polielectrolito postespesado (kg/h)	0	6	...
Consumo polielectrolito deshidratación (kg/h)	7,4	6,9	-6,8
Consumo polielectrolito total (kg/h)	7,4	12,9	74,3
Concentración centrados (%)	0,4	0,2	-50
Flujo volumétrico centrados (m ³ /h)	24,5	12,8	-47,8
*Concentración NH ₄ ⁺ centrados (mg/L)	800	2.750	243,8
Flujo másico NH ₄ ⁺ centrados (mg/h)	19,6	35,3	80

* Valores de la referencia (Kleiven et al., 2007)

El caudal de los centrados en el escenario 3 es un 47,8% inferior a causa del menor flujo de fango de entrada a deshidratación que acontece en este escenario. La concentración y el flujo másico de NH₄⁺ de los centrados de deshidratación del escenario 3 se han elevado en un 243,8 y 79,6% respectivamente, que constituye otra de las características de la hidrólisis térmica. La Figura 6.45 muestra un esquema con las principales diferencias existentes entre la digestión anaerobia del escenario 1 y la hidrólisis térmica del escenario 3 en la digestión y deshidratación de fangos. Se aprecia la gran concentración de NH₄⁺ existente en los centrados del escenario 3 y aunque su flujo volumétrico sea mucho menor al escenario 1, finalmente el flujo másico de NH₄⁺ es superior. También se observa muy claramente la gran ventaja de la hidrólisis térmica con respecto a digestión anaerobia inicial, la disminución de los digestores necesarios en una relación de 1/3.

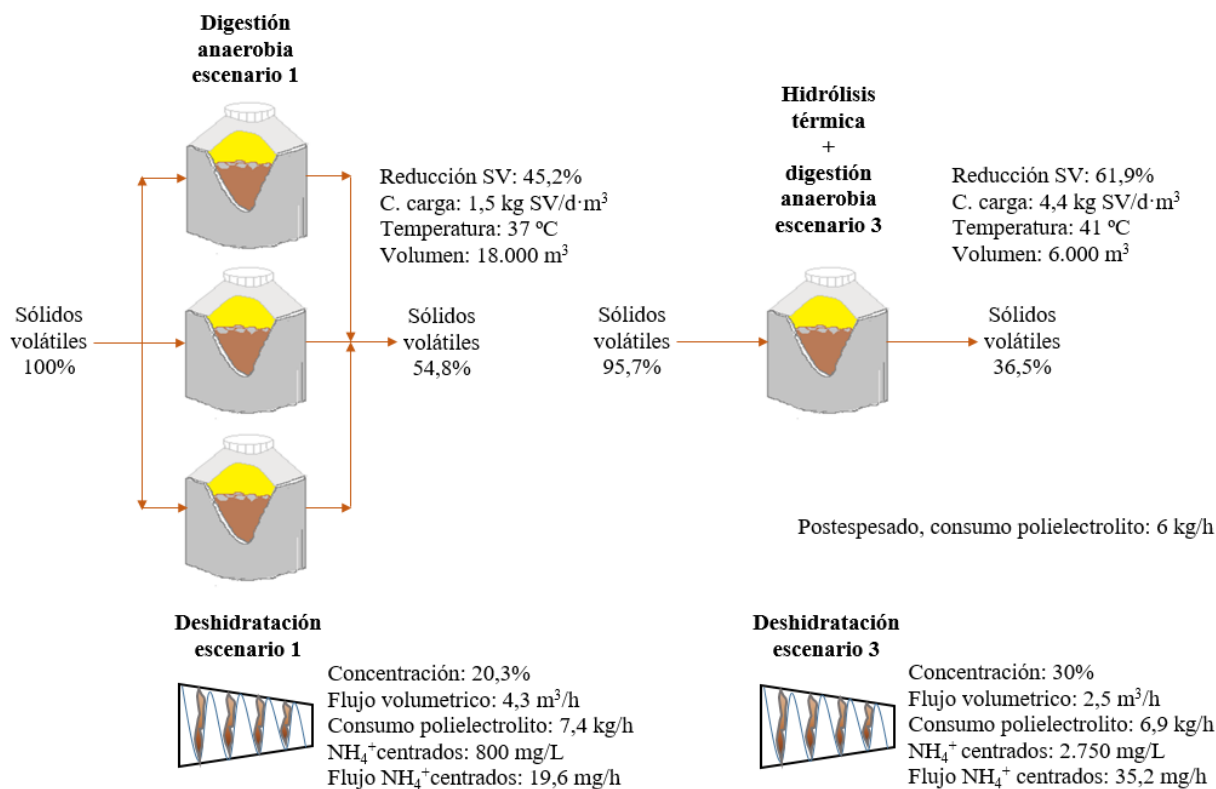


Figura 6.45. Principales diferencias entre la digestión anaerobia del escenario 1 y la hidrólisis térmica del escenario 3 en la digestión y deshidratación de fangos.

La Tabla 6.20 muestra la comparación entre los valores calculados de los tres balances energéticos realizados a los escenarios 1 y 3. Indicar que los parámetros energéticos específicos del proceso del escenario 3 se han calculado con base en los datos del punto de diseño de entrada, sin sufrir ningún tipo de pérdidas de ST y SV. Una vez analizada la Tabla 6.20 anterior, se pueden observar una serie de aspectos muy importantes que se indican seguidamente.

La *potencia térmica del fango de entrada* a los digestores en el escenario 3 es un 70,3% superior a la del escenario 1 debido a que dispone de una temperatura de 50 °C, a pesar de que el caudal de fango hidrolizado sea un 48% inferior al del escenario 1. Este fango hidrolizado ya posee la energía necesaria para mantener los digestores a 41 °C y absorber las pérdidas por transmisión y tuberías e intercambiadores. Las *pérdidas* por transmisión y tuberías en intercambiadores eran de 341 kW en el escenario 1 y de 155 kW en el escenario 3, un 54,5% inferiores, ya que ahora opera un digestor y antes lo hacían tres, por lo que todas estas pérdidas se triplican. El *total de necesidades energéticas* del fango del escenario 3 es un 46,6% inferior al del escenario 1 motivado por dos causas: el flujo de fango de entrada es muy inferior y las menores pérdidas por transmisión e intercambiadores, aunque su temperatura de operación sea un poco más elevada que la del escenario 1.

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

Tabla 6.20. Comparación de los balances energéticos de los escenarios 1 y 3.

Parámetros	Escenario 1	Escenario 3	Incremento (%)
Balance energético línea fangos			
Digestores			
Fango entrada (kW)	474	807	70,3
Gases proceso (kW)	0	11	...
Intercambiador fango hidrolizado (kW)	0	472	...
Pérdidas transmisión (kW)	190	73	-61,6
Pérdidas tuberías e intercambiadores (kW)	151	82	-45,7
Intercambiador recirculación fangos (kW)	1.037	0	...
Pérdidas biogás (kW)	8	12	50
Fango salida (kW)	1.162	651	-44
Potencia térmica necesaria fango entrada (kW)	1.511	807	-46,6
Balance energético línea biogás			
Línea de biogás			
Producción biogás digestores (kW)	2.741	3.590	31
Consumo biogás motogeneradores (kW)	2.741	2.720	-0,8
Consumo biogás caldera (kW)	0	870	...
Motogeneradores			
Circuito principal (kW)	807	423	-34,6
Agua alimentación (kW)	0	105	...
Circuito auxiliar (kW)	234	211	-9,8
Recuperación energía gases escape caldera (kW)	...	172	...
Recuperador energía gases escape (kW)	254	...	-32,3
Pérdidas mecánicas (kW)	33	34	3
Pérdidas radiación (kW)	70	52	-25,7
Rendimiento energético (%)	87	88	1,1
Rendimiento térmico (%)	53,7	49,8	-7,3
Relación trabajo/calor (%)	0,62	0,77	24,2
Torres refrigeración			
Circuito principal (kW)	0	423	...
Circuito auxiliar (kW)	234	211	-9,8
Total (kW)	234	634	170,9
Balance generación energía eléctrica			
Potencia eléctrica bruta (kW)	913	1.039	13,8
Autoconsumos adicionales (kW)	0	-159,2	...
Ahorros consumo (kW)	0	94,7	...
Autoconsumo total (kW)	0	-64,5	...
Potencia eléctrica neta (kW)	913	974,5	6,8
Energía eléctrica bruta diaria (MWh/d)	21,9	24,9	13,8
Energía eléctrica bruta anual (MWh/año)	7.998	9.102	13,8
Energía eléctrica neta diaria (MWh/d)	21,9	23,4	6,8
Energía eléctrica neta anual (MWh/año)	7.998	8.537	6,8
Rendimiento eléctrico (%)	33,3	38,2	14,7
Factor utilización capacidad eléctrica bruta (%)	53,2	43,4	-18,4
Grado de autoconsumo bruto (%)	71,2	55,1	-22,6
Proceso			
Rendimiento eléctrico (%)	33,3	28,9	-13,2
Rendimiento térmico (%)	37,5	16,7	-55,5
Rendimiento energético (%)	70,8	45,6	-35,6
Factor aprovechamiento energía térmica útil (%)	69,8	44,2	-36,7
Potencia térmica total desperdiciada (kW)	801	1.953	143,8
Parámetros energéticos específicos del proceso			
Producción específica biogás (m ³ /t SV)	407	533	31
Producción específica biogás (m ³ /t ST)	310	406	31
Ratio biogás por TRH (m ³ /d·d)	412	840	103,9
Producción específica energética biogás (kWh/t SV)	2.400	3.140	31
Producción específica energética biogás (kWh/t ST)	1.828	2.390	31
Potencia eléctrica específica bruta (kWh/t SV)	799	910	13,8
Potencia eléctrica específica bruta (kWh/t ST)	609	693	13,8
Potencia eléctrica específica neta (kWh/t)	799	853	6,8
Potencia eléctrica específica neta (kWh/t)	609	650	6,8

La *recirculación de fangos* en el escenario 1 era obligatoria para efectuar el calentamiento del fango mientras que en el escenario 3 no lo es. El biogás producido en los digestores era de 2.741 kW en el escenario 1 y 3.590 kW en el escenario 3, un 31% superior, sin embargo, si se considera ahora el biogás consumido por la caldera de recuperación cuyo valor es de 870 kW, el biogás neto disponible para los motogeneradores es de 2.720 kW, valor un 0,8% inferior al del escenario 1. Este último valor tiene un carácter muy importante, pues indica que con hidrólisis térmica prácticamente se tiene el mismo biogás para ser consumido en los motogeneradores que en la digestión anaerobia inicial.

En el caso de los motogeneradores se observa que la potencia térmica del circuito principal del escenario 3 es un 34,6% inferior al escenario 1, sin duda debido al funcionamiento en él de tres motogeneradores en paralelo a un bajo grado de carga y con un peor rendimiento eléctrico que los del escenario 3. Este hecho no tiene importancia cuando el funcionamiento de la hidrólisis es normal, pero en caso de avería de ésta, esta energía es muy importante para el funcionamiento de los digestores, hecho que ya se ha analizado anteriormente. La potencia térmica aprovechada en los gases de escape es un 32,3% inferior en el escenario 3, pues, aunque recupera energía de los gases en la caldera de recuperación, sólo lo hace durante un 33% del tiempo del ciclo de los reactores, desperdiciándose una gran parte de su energía por la chimenea. Las pérdidas mecánicas prácticamente son iguales, pero las pérdidas por radiación son muy bajas en el escenario 3, un 25,7% inferiores, debido fundamentalmente al funcionamiento en el escenario 1 de tres motogeneradores en paralelo además de disponer de peor rendimiento que los del escenario 3. Los rendimientos térmico y energético de los motogeneradores del escenario 1 y 3 son bastante similares. La relación trabajo/calor del escenario 3 es superior en un 24,2% al escenario 2, motivado por un lado por el incremento de la potencia eléctrica y por otro, la disminución de la potencia térmica útil.

La energía del circuito principal del escenario 3 es inferior y además sirve para precalentar el agua de alimentación a la caldera, algo que en el escenario 1 no existía. En el escenario 3, un 80,1% de la energía del circuito de refrigeración principal se disipa en las torres de refrigeración, aprovechándose un 19,9% para precalentar el agua de alimentación a caldera, mientras que en el escenario 1, toda la energía de este circuito se aprovechaba íntegramente en los digestores. La generación bruta de electricidad ha aumentado en un 13,8% pero la neta sólo en un 6,8% con respecto al escenario 1, considerando el funcionamiento de dos motogeneradores M₅₉₈ a un 86,9% de grado de carga (< 90% permitido). En el caso hipotético de que en el escenario 1 operaran dos M₅₉₈ a un grado de carga del 87,7% consumiendo los

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

2.741 kW de biogás disponibles, la generación de energías eléctrica y térmica útil sería de 1.048 y 1.057 kW (frente a 913 y 1.061 kW del escenario 1).

En el escenario 3 y fruto de la instalación de el equipamiento asociado a la hidrólisis térmica se obtiene como *autoconsumo total* 64,5 kW, que una vez sustraídos de la generación bruta, da una generación neta de 974,5 kW, sólo un 6,8% superior. El *rendimiento eléctrico* de los motogeneradores del escenario 3 es un 14,7% superior al del escenario 1, motivado por el funcionamiento a mayor grado de carga (dos motogeneradores en vez de tres) y por disponer de un mejor rendimiento eléctrico. El *factor de utilización de capacidad eléctrica bruto* ha disminuido un 18,4% en el escenario 3 con respecto al 1, pues, aunque aumenta la potencia eléctrica bruta generada en 13,8%, también aumenta la capacidad de la potencia instalada en un 47%. El *grado de autoconsumo bruto* sigue la misma tendencia del parámetro anterior, por lo que el resultado es una disminución al valor de 22,4%, debido principalmente a la incorporación del tratamiento terciario.

El *rendimiento térmico del proceso* del escenario 3 resulta ser un 55,5% inferior al del escenario 1 motivado por el aprovechamiento exclusivo de la energía en los digestores para calentamiento 420 kW, pérdidas 167 kW y biogás proceso 11 kW y perdiéndose 472 kW en el intercambiador de fango hidrolizado. Este bajísimo rendimiento térmico da lugar al bajo rendimiento energético, siendo un 35,6% inferior al escenario 1. El *factor de utilización de la energía térmica útil* también es inferior, un 36,7%, motivado por las dos razones esgrimidas anteriormente. Las *pérdidas de energía térmica útil* del escenario 1 ascienden a 801 kW mientras en el escenario 3 son 1.953 kW, por lo que es importante considerar la gran cantidad de energía térmica útil que se desaprovecha en el proceso íntegro de hidrólisis térmica, resultando un 143,8% superior. Los parámetros específicos determinados se refieren a los datos de entrada al proceso, no a los digestores, afectándole al escenario 3 la pérdida de ST y SV. La generación específica de energía eléctrica en el escenario 1 ha sido de 609 kWh/t ST y en el escenario 3, 693 kWh/t ST bruta y 650 kWh/t ST neta, un 13,8% y 6,8% superior. Es de destacar el bajo valor para este parámetro en el escenario 1 motivado por el bajo rendimiento de los tres motogeneradores disponibles en el momento, lo que se traduce en que si el escenario 1 hubiese dispuesto de los motogeneradores del escenario 3, la producción específica bruta habría ascendido a 699 kWh/t ST, un 1% superior al escenario 3. La Figura 6.46a representa la comparación entre los balances de masa de la línea de fangos de los escenarios 1 y 3, la Figura 6.46b el balance de energía de la línea de fangos y la Figura 6.46c el balance de energía de la línea de biogás.

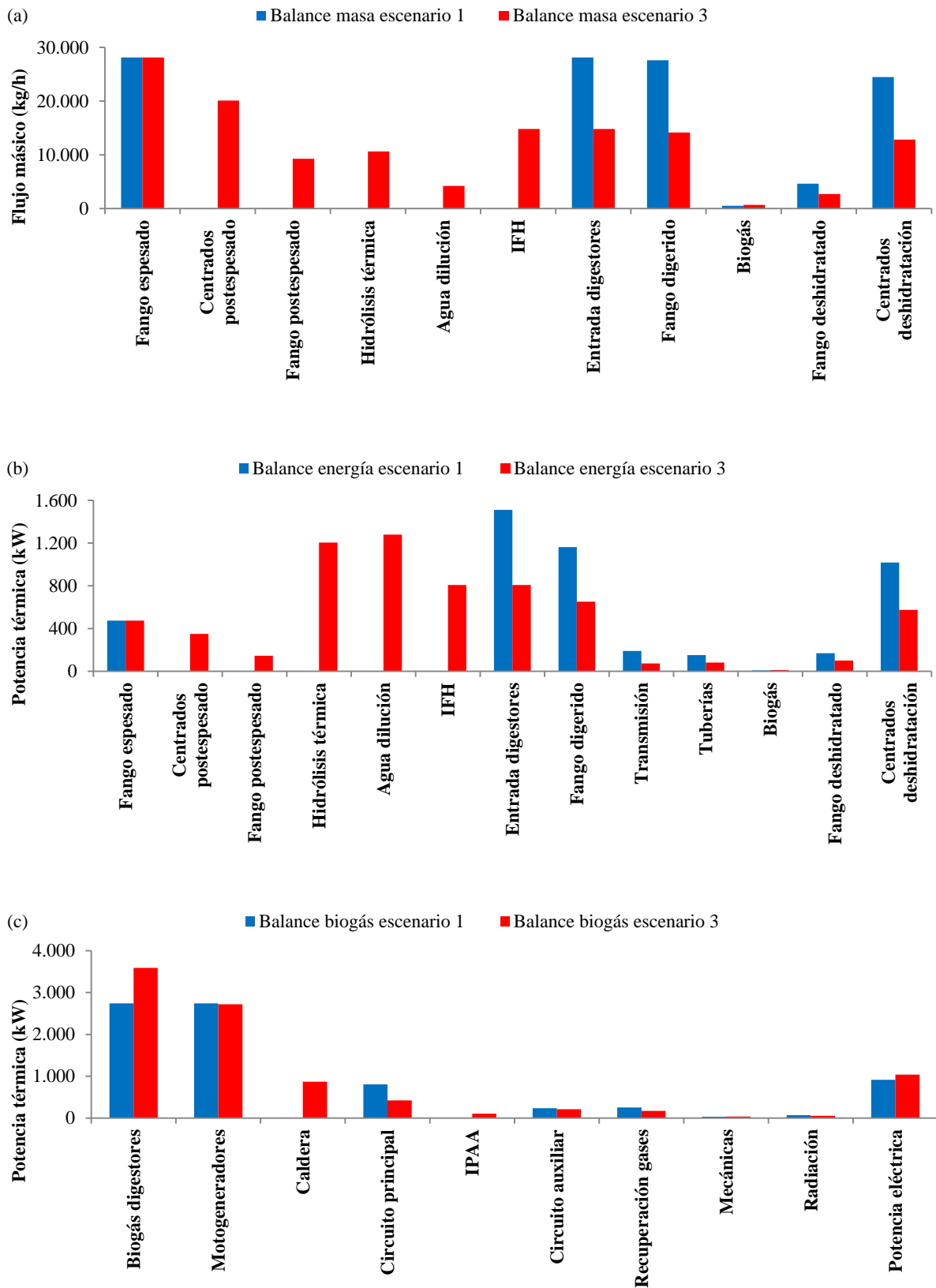


Figura 6.46. Comparación entre escenarios 1 y 3. a) Balance de masa y b) Balance de energía de la línea de fangos. c) Balance de energía de la línea de biogás. (IFH, intercambiador de fango hidrolizado e IPAA de precalentamiento del agua de alimentación).

6.10. BALANCE ECONÓMICO Y ANÁLISIS DE VIABILIDAD.

La mejora de la eficiencia energética supone hoy en día un continuo y constante reto a establecer en todos los proyectos nuevos a ejecutar, a fin de que el sistema actual que nos rodea en la totalidad de los ámbitos, pueda asegurar de alguna manera la propia sostenibilidad tanto energética como económica (Borge-Diez, 2012). La introducción de un nuevo proceso de hidrólisis térmica en la planta del escenario 3 con el principal objetivo de obtener un ahorro económico, que sea rentable y cumpla con las condiciones sociales y coyunturales del entorno en que se encuentra, desemboca en la necesidad de realizar un balance económico y análisis de viabilidad que tenga como objetivo final facilitar la decisión sobre si la inversión realizada mediante la aportación de una determinada cantidad importante de dinero en la implantación de un proceso innovador es rentable y cuantificar en qué medida.

La metodología del balance económico y análisis de viabilidad aplicada se basa en reconocer si la instalación de un proceso batch de hidrólisis térmica convencional con tecnología Cambi constituye una alternativa técnico-económica seria y eficaz a la solución previa de la digestión anaerobia convencional con que ha estado funcionando la EDAR de Burgos. El estudio realizado al escenario 3 toma como punto de partida y referencia la EDAR de Burgos del escenario 1. La finalidad principal y más importante a la hora de realizar una inversión es obtener el mayor beneficio posible y cuanto antes se lleve a cabo, mucho mejor, sin embargo, no es posible conseguirlo en el mismo momento de efectuar la inversión, que sería lo ideal, por lo que la seguridad absoluta de la cuantía del beneficio obtenido, incluso si éste se llegase a producir, no se obtendrá hasta el momento en que ocurra su percepción final dentro de un determinado periodo. Por lo tanto, se hace necesario disponer de unos parámetros de cálculo o indicadores de índole económica que permitan anticipar si el realizar una inversión determinada será rentable. Se utilizarán los siguientes indicadores: tiempo de amortización, tasa interna de retorno (TIR) y el beneficio económico a los 25 años de funcionamiento según el criterio del valor actual neto (VAN).

El balance económico y análisis de viabilidad del escenario 3 a plantear está formado por las siguientes etapas de cálculo:

- Cálculo de la *inversión realizada* en la ejecución de la obra civil, suministro e instalación de todos los equipos electromecánicos necesarios para el correcto funcionamiento del proceso de hidrólisis térmica instalado en la EDAR. Se valoran únicamente los elementos adicionales instalados de tipo funcional necesarios para la

operación del nuevo proceso, por ejemplo los motogeneradores antiguos se han sustituido, pero este hecho no se ha tendido en cuenta pues se considera una mejora que ha realizado la EDAR por conveniencia suya de cara a aumentar la capacidad de generación, rendimiento, operación y fiabilidad del sistema de generación eléctrica.

- Cálculo del *beneficio parcial anual* obtenido tras la incorporación del proceso completo de hidrólisis térmica a la EDAR, que está compuesto a su vez, por la suma de los siguientes conceptos: el incremento de la generación de energía eléctrica en los motogeneradores, la disminución del transporte y tratamiento posterior del fango deshidratado y el incremento del consumo de polielectrolito en postespesado y deshidratación.
- Cálculo de los *costes de operación* necesarios para el correcto funcionamiento del nuevo proceso insertado en la EDAR.
- Cálculo del *beneficio total anual* obtenido y del *periodo de amortización* de la inversión realizada.
- Cálculo del *beneficio resultante a los 25 años de vida útil* de funcionamiento de la planta con la nueva tecnología implantada.

La Tabla 6.21 representa la relación valorada del cálculo de la inversión de la obra civil y equipamiento necesario para el funcionamiento de la unidad de hidrólisis térmica con todas sus instalaciones auxiliares, siendo de nueva incorporación al escenario 3 y no existentes anteriormente en el escenario 1. Tal y como indica esta tabla, cada uno de los valores obtenidos de esta inversión provienen de la referencia (MAAMA, 2013). Esta valoración comprende todos aquellos equipos que es necesario instalar para el buen funcionamiento del conjunto del proceso de la hidrólisis térmica. Del 100% de la inversión inicial realizada, un 5,9% corresponde a la obra civil y un 94,1% a las instalaciones. Destaca con creces la inversión realizada en la unidad de hidrólisis térmica, con un 67,1%, seguido muy de lejos por el postespesado con el 15,7%.

El postespesado está valorado al completo, edificio, bombas centrífugas, tornillo y bombas helicoidales incluso plantas de polielectrolito, silo de almacenamiento y puente grúa. La hidrólisis térmica está valorada en su totalidad, incluyendo la obra civil necesaria, bombas de impulsión a digestores e intercambiador de fango hidrolizado. El nuevo equipamiento de los digestores considera las bombas de alimentación de fango del anillo a digestores y el anillo de mezcla al completo, con toda la instrumentación necesaria. La caldera de recuperación incluye

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

la obra civil de nueva ejecución (edificio adosado al de los motogeneradores), el tratamiento de agua de alimentación, intercambiador de precalentamiento de esta agua, caldera de recuperación, sistema de recuperación de calor, soplantes, tubería de vapor a reactores y toda la instrumentación necesaria.

Tabla 6.21. *Inversión realizada en obra civil y equipos electromecánicos de nueva incorporación.*

<i>Equipamiento</i>	<i>Cantidad (uds)</i>	<i>Precio unitario (€/ud)</i>	<i>Importe (€)</i>	<i>Porcentaje (%)</i>	<i>Referencias</i>
Postespesado	1	722.270	722.270	15,7	
Unidad hidrólisis térmica	1	3.085.107	3.085.107	67,1	
Equipamiento digestores	1	59.432	59.432	1,3	
Caldera recuperación	1	490.846	490.846	10,7	(MAAMA, 2013)
CLEARGREEN	1	241.726	241.726	5,2	
Total inversión necesaria			4.599.381		

El CLEARGREEN incluye la obra civil, soplantes, tubería de aire y difusores, bombas de elevación y purga ocasional del tanque de laminación, bombas de purga de fangos del reactor e impulsión de fangos a espesadores de flotación, agitador del tanque de laminación, agitadores de los reactores, flotadores tipo cyclor, así como toda la valvulería e instrumentación necesaria.

Con objeto de tener valores de otras referencias del precio específico de una unidad de hidrólisis térmica Cambi en función de su capacidad de tratamiento de ST al día, se indican a continuación diferentes valores reportados y sus referencias: 62.000-75.000 €/t ST/d (Loomis et al., 2018), 66.000 €/t ST/d (Abu-Orf y Goss, 2012), 94.000 €/t ST/d (Bonilla-Beckmann, 2013), resultando para la de Burgos un precio de 88.000 €/ t ST/d incluyendo las bombas impulsión fango hidrolizado a digestores e intercambiador de fango hidrolizado (MAAMA, 2013).

La incorporación de la unidad de hidrólisis térmica al proceso origina tres tipos de fuentes diferentes de producción de beneficio económico anual que ya han sido indicados anteriormente y que se cuantifican a continuación. La tarifa contratada de suministro de energía eléctrica a la EDAR de Burgos es la ATR 6.2 (EDAR, 2016) tarifa de alta tensión (36 kV < tensión ≤ 72,5 kV) con seis periodos diarios diferentes de facturación en función del mes y hora del año, P₁, P₂, P₃, P₄, P₅ y P₆, que están representados en la Tabla 6.22 (Colón-Cortegoso, 2016; Gesternova Energía, 2018). Además, también se debe considerar como periodo P₆ todos los sábados y domingos del año y los 12 días festivos de ámbito nacional excluidos tanto los

festivos sustituibles como los que no tienen fecha fija (BOE núm. 234, 2007; BOE núm. 254, 2018).

Tabla 6.22. Periodos de facturación de la tarifa ATR 6.2.

Meses/Horas	0-8	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23
Enero	P ₆	P ₂	P ₂	P ₁	P ₁	P ₁	P ₂	P ₂	P ₂	P ₂	P ₂	P ₁	P ₁	P ₁	P ₂	P ₂	P ₂
Febrero	P ₆	P ₂	P ₂	P ₁	P ₁	P ₁	P ₂	P ₂	P ₂	P ₂	P ₂	P ₁	P ₁	P ₁	P ₂	P ₂	P ₂
Marzo	P ₆	P ₄	P ₄	P ₄	P ₄	P ₄	P ₄	P ₄	P ₄	P ₃	P ₃	P ₃	P ₃	P ₃	P ₃	P ₄	P ₄
Abril	P ₆	P ₅	P ₅	P ₅	P ₅	P ₅	P ₅	P ₅	P ₅	P ₅	P ₅	P ₅	P ₅	P ₅	P ₅	P ₅	P ₅
Mayo	P ₆	P ₅	P ₅	P ₅	P ₅	P ₅	P ₅	P ₅	P ₅	P ₅	P ₅	P ₅	P ₅	P ₅	P ₅	P ₅	P ₅
1-15 junio	P ₆	P ₄	P ₃	P ₃	P ₃	P ₃	P ₃	P ₃	P ₄	P ₄	P ₄	P ₄	P ₄	P ₄	P ₄	P ₄	P ₄
16-30 junio	P ₆	P ₂	P ₂	P ₂	P ₁	P ₁	P ₁	P ₁	P ₁	P ₁	P ₁	P ₁	P ₂	P ₂	P ₂	P ₂	P ₂
Julio	P ₆	P ₂	P ₂	P ₂	P ₁	P ₁	P ₁	P ₁	P ₁	P ₁	P ₁	P ₁	P ₂	P ₂	P ₂	P ₂	P ₂
Agosto	P ₆	P ₆	P ₆	P ₆	P ₆	P ₆	P ₆	P ₆	P ₆	P ₆	P ₆	P ₆	P ₆	P ₆	P ₆	P ₆	P ₆
Septiembre	P ₆	P ₄	P ₃	P ₃	P ₃	P ₃	P ₃	P ₃	P ₄	P ₄	P ₄	P ₄	P ₄	P ₄	P ₄	P ₄	P ₄
Octubre	P ₆	P ₅	P ₅	P ₅	P ₅	P ₅	P ₅	P ₅	P ₅	P ₅	P ₅	P ₅	P ₅	P ₅	P ₅	P ₅	P ₅
Noviembre	P ₆	P ₄	P ₄	P ₄	P ₄	P ₄	P ₄	P ₄	P ₄	P ₃	P ₃	P ₃	P ₃	P ₃	P ₃	P ₄	P ₄
Diciembre	P ₆	P ₂	P ₂	P ₁	P ₁	P ₁	P ₂	P ₂	P ₂	P ₂	P ₂	P ₁	P ₁	P ₁	P ₂	P ₂	P ₂

Como se puede observar en esta Tabla 6.22, el periodo P₆ abarca siempre el intervalo de 0-8 horas durante los doce meses del año, pero el horario de los demás periodos es variable a lo largo del día en función del mes considerado e incluso de la semana tal y como acontece en el mes de junio. El mes de agosto presenta para todos sus 31 días siempre pertenecer al periodo P₆ y todos los fines de semana del año así como los 12 días festivos también son P₆. Los precios de compra de la energía eléctrica para cada periodo están representados en la Tabla 6.23 (EDAR, 2016).

Tabla 6.23. Precio unitario de facturación de cada periodo de la tarifa ATR 6.2.

Periodo facturación	Precio (€/kWh)
P ₁	0,087
P ₂	0,074
P ₃	0,069
P ₄	0,062
P ₅	0,058
P ₆	0,050

El precio unitario medio ponderado de compra de energía eléctrica diaria considerando la hipótesis de un solo periodo que comprenda la totalidad de los días y horas del año completo

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

resulta ser de 0,061 €/kWh. Debido a que el periodo de análisis de esta tesis transcurre desde el año 2011-2016, se adopta la normativa vigente en la Ley 28/2014, de 27 de noviembre (BOE num. 28, 2014) aunque haya sido derogada por el Real Decreto-ley 15/2018, de 5 de octubre, de medidas urgentes para la transición energética y la protección de los consumidores (BOE num 242, 2018), donde dice literalmente en su Artículo 9, autoconsumo de energía eléctrica, punto 5. *“la energía autoconsumida de origen renovable, cogeneración o residuos estará exenta de todo tipo de cargos y peaje”*, por lo que, en la actualidad, el *“impuesto especial sobre la electricidad”* ya no es necesario abonarlo en la EDAR de Burgos por obtenerse la energía eléctrica autoconsumida mediante una energía de origen renovable como es el biogás.

En esta tesis se va a considerar el abono del impuesto especial sobre la electricidad de valor 5,113% a aplicar a cada kWh de consumo efectivo que se importa de la red (Ley 28/2014, de 27 de noviembre (BOE num. 28, 2014)). No se van a considerar los costes asociados al término de potencia eléctrica contratado de 2.000 kW (EDAR, 2016) con la compañía suministradora, pues en los dos escenarios posibles, con y sin motogeneradores, la EDAR debe disponer de la potencia eléctrica suficiente para poder operar sin su aportación, por lo que siempre tendrá que abonarse a la compañía suministradora este término de potencia si se quiere tener la planta con el margen de seguridad de suministro. En dicha Ley 28/2014 también se indica literalmente lo siguiente: *“el impuesto especial sobre la electricidad es un tributo de naturaleza indirecta que recae sobre el consumo de electricidad y grava, en fase única, el suministro de energía eléctrica para consumo, así como el consumo por los productores de aquella electricidad generada por ellos mismos”* (BOE num. 28, 2014). Este último párrafo indica claramente que la EDAR de Burgos también tiene que abonar este impuesto por cada kWh de energía eléctrica que produzca y autoconsume en la propia planta, estando exentos al pago de este impuesto *“los generadores o conjunto de generadores de potencia total no superior a 100 kW de la energía eléctrica producida por ellos mismos”* (BOE num. 28, 2014).

La Tabla 6.24 muestra la relación valorada del beneficio anual obtenido por el incremento de la producción de energía eléctrica neta cuantificada al precio medio de compra en la red eléctrica pública. Al aumentar la concentración del fango deshidratado del 20,3% del escenario 1 al 30% del escenario 3, la cantidad de fango a transportar y tratar en el área de secado-planta de compostaje se reduce significativamente. La Tabla 6.25 indica la relación valorada del beneficio anual obtenido correspondiente a esta disminución del transporte y tratamiento posterior de fango deshidratado a las eras de secado-planta de compostaje valorado a un precio unitario de 11,51 €/t fango (Aguas de Burgos, 2017).

Tabla 6.24. Beneficio económico anual obtenido a partir del incremento de generación de energía eléctrica del escenario 3.

<i>Descripción</i>	<i>Energía eléctrica generada (MWh/año)</i>	<i>Precio unitario (€/MWh)</i>	<i>Importe anual (€/año)</i>	<i>Beneficio anual (€/año)</i>
Escenario 1	7.997,9	61,045	488.233	0
Escenario 3	8.536,6	61,045	521.119	32.886

Tabla 6.25. Beneficio económico anual obtenido mediante la disminución del transporte y tratamiento del fango deshidratado del escenario 3.

<i>Descripción</i>	<i>Fango deshidratado(t/año)</i>	<i>Precio unitario (€/t)</i>	<i>Importe anual (€/año)</i>	<i>Beneficio anual (€/año)</i>
Escenario 1	40.442	11,51	465.487	0
Escenario 3	23.617	11,51	271.832	193.655

En el escenario 1, el polielectrolito se utilizaba exclusivamente en las bombas centrífugas de deshidratación para conseguir una concentración del fango del 20,3% (consumo específico de 7,5 kg/t ST). Sin embargo, en el escenario 3 se necesita su aportación también en postespesado para la obtención de una concentración en el fango del 16,5% (consumo específico de 4 kg/t ST) y también en deshidratación, donde ahora la concentración alcanzada es del 30%, generando un consumo más elevado de 9 kg/t ST. Como se puede apreciar, la dosificación de polielectrolito en el escenario 3 ha aumentado un 20% con respecto al escenario 1 al incrementarse la concentración final requerida, aunque el flujo másico de sólidos totales sea menor en el escenario 3 al haberse obtenido una mayor cantidad de biogás en los digestores. La Tabla 6.26 muestra la relación valorada del beneficio negativo en este caso, como consecuencia del incremento en el consumo de polielectrolito valorado a un precio unitario de 2,30 €/kg (EDAR, 2016).

Tabla 6.26. Beneficio económico anual obtenido mediante el incremento en el consumo de polielectrolito del escenario 3.

<i>Concepto</i>	<i>Polielectrolito (kg/año)</i>	<i>Precio unitario (€/kg)</i>	<i>Importe anual (€/año)</i>	<i>Beneficio anual (€/año)</i>
Escenario 1	64.540	2,30	148.442	0
Escenario 3	112.660	2,30	259.118	-110.676

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

Al tratarse de un análisis comparativo entre el escenario 3 y 1, el establecimiento de los costes de operación se ha realizado únicamente de una forma adicional a los del escenario 1. Los costes de operación adicionales a considerar en el escenario 3 son:

- *Energía eléctrica*: ya se han considerado en la hipótesis de balance neto de generación de energía eléctrica, deduciéndose el autoconsumo total de la energía eléctrica generada bruta.
- *Personal*: no se considera este coste, pues se supone englobado dentro de las tareas propias de explotación de la EDAR que se venían desarrollando en el escenario 1.
- *Reactivos*: se considera el incremento de consumo anual de este producto que ya ha sido calculado anteriormente, concretamente polielectrolito. No se consideran los reactivos necesarios para el tratamiento del agua de alimentación a la caldera por su escaso valor económico anual. Igualmente, el suministro de Cl_3Fe en los digestores para eliminación del SH_2 se considera igual en los escenarios 1 y 3.
- *Mantenimiento*: se consideran unos costes de 2,6%/año (Jafarinejad, 2017) para las instalaciones y un 0,5% (Wendland, 2005) para la obra civil sobre el valor de la inversión realizada de cada tipo en concreto.
- *Residuos*: se ha considerado el decremento acontecido en la producción de fango deshidratado anteriormente.

Considerando los anteriores porcentajes de coste de mantenimiento y los valores de la inversión realizada para obra civil e instalaciones, resultan unos costes medios ponderados de mantenimiento, y por tanto de operación porcentuales del 2,5% a aplicar sobre el total de la inversión. Por lo tanto, los costes totales de operación tras la instalación del proceso de hidrólisis térmica ascienden a 113.883 €/año. La Tabla 6.27 muestra un resumen del cálculo del beneficio total anual conseguido en el escenario 3 con respecto al escenario 1.

Tabla 6.27. Beneficio económico total anual del escenario 3.

<i>Energía eléctrica (€/año)</i>	<i>Transporte fango deshidratado (€/año)</i>	<i>Polielectrolito (€/año)</i>	<i>Costes operación (€/año)</i>	<i>Beneficio total anual (€/año)</i>
32.886	193.655	-110.676	-113.883	1.982

Se puede observar que el beneficio total anual conseguido al sumar todos los elementos que intervienen es muy pequeño, lo que indica claramente que se ha llegado a una situación similar a la del escenario 1 pero efectuando un gasto de 4.599.381 € en inversión. La Ecuación 6.20 permite calcular el VAN, valor del valor actual neto del capital (€), suponiendo que los flujos de caja anuales son constantes (Aguer et al., 2004).

$$VAN = \frac{F \cdot [(1 + k)^n - 1]}{k \cdot (1 + k)^n} - I \quad (6.20)$$

donde F es el flujo anual de caja que genera el capital (€), k el tiempo de actualización o tasa de descuento (%), n es el tiempo de inversión (años) e I el coste inicial de la inversión (€).

La Ecuación 6.21 muestra cómo se calcula la TIR, tasa interna de rentabilidad, considerando los mismos flujos de caja anuales (Aguer et al., 2004).

$$\frac{F \cdot [(1 + TIR)^n - 1]}{TIR \cdot (1 + TIR)^n} - I = 0 \quad (6.21)$$

La Ecuación 6.22 permite calcular dicho periodo de amortización simple de la inversión (PA_s, años).

$$PA_s = \frac{I}{F} \quad (6.22)$$

La tasa mínima aplicada es del 3% (Banco de España, 2017), aunque otras referencias consultadas aplican valores un poco superiores, 3,5% (Molinos-Senante et al., 2011; Jafarinejad, 2017; Rosales-Asensio, 2016). El periodo de amortización para este tipo de instalación en la EDAR se estima en 20 años (Molinos-Senante et al., 2011), mientras que el periodo de vida útil de la instalación considera 25 años (habituales para este tipo de instalaciones). Con un valor del flujo de caja anual (F) de 1.982 €/año, un tipo de actualización o tasa de descuento (k) del 3%, un coste inicial de la inversión de 4.599.381 € resultan los siguientes valores representados en la Tabla 6.28.

Tabla 6.28. *Periodos de amortización y TIR del escenario 3.*

<i>Parámetros</i>	<i>Valores</i>
Periodo de amortización VAN (años)	>>100
Periodo de amortización simple (años)	>>100
TIR (%)	-27,7

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

Ambos periodos de amortización resultantes son superiores con creces a los 20 años establecidos como objetivo de periodo de amortización para este tipo de inversiones en una EDAR, además la TIR resulta ser muy negativo, lo que indica que el beneficio aportado durante los 20 años de amortización inicial previstos es menor que la inversión inicial. La Figura 6.47a representa los beneficios totales anuales brutos y netos obtenidos para el escenario 3, así como los valores de cada uno de sus componentes indicando claramente que el mayor beneficio económico anual alcanzado corresponde al decrecimiento en el transporte de fango deshidratado (193.655 €), siendo muy superior al incremento de generación de energía eléctrica (32.886 €). La Figura 6.47b visualiza, por un lado, la curva de amortización anual aplicando la fórmula del VAN y por otro, la recta aplicando la fórmula del periodo de amortización simple. Al considerar 25 años como periodo de vida de funcionamiento de la instalación, los beneficios en este plazo se corresponden con los presentados en la Tabla 6.29. En vista de los resultados de los indicadores económicos se puede afirmar que la instalación de la hidrólisis térmica en la EDAR de Burgos es inviable económicamente en las actuales condiciones de funcionamiento y en el punto de diseño analizado.

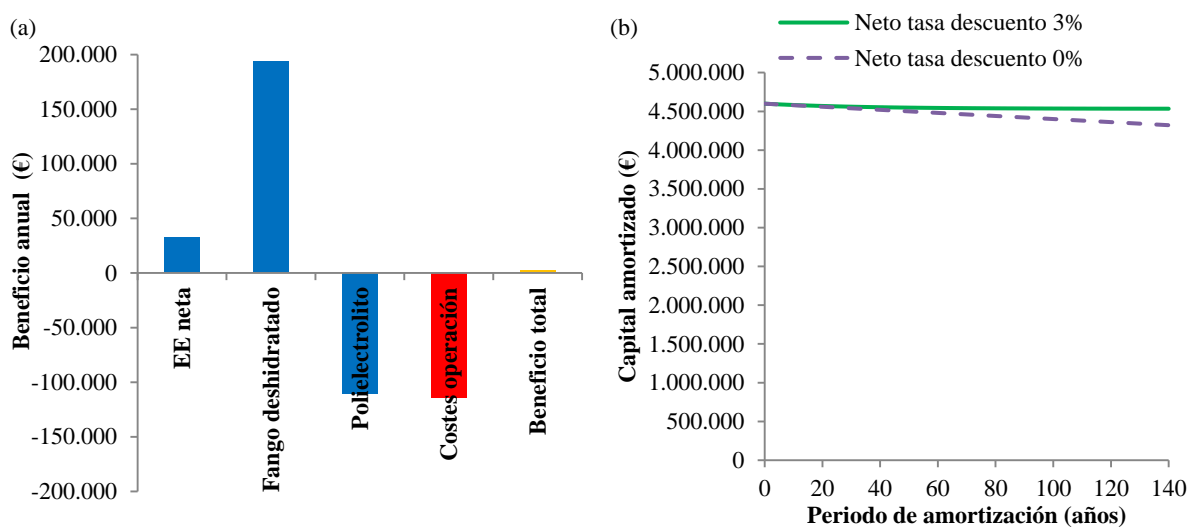


Figura 6.47. Resultados del balance económico del escenario 3. **a)** Beneficio total anual. **b)** Curvas de amortización. (EE, energía eléctrica).

Tabla 6.29. Beneficio obtenido a los 25 años de vida útil de la instalación del escenario 3.

Parámetros	Valores
Beneficio 25 años VAN (€)	-4.564.865
Beneficio 25 años simple (€)	-4.549.863

6.11. ENCAJE TÉCNICO DE LA PLANTA DE HIDRÓLISIS TÉRMICA DE BURGOS.

Al objeto de disponer de una clara referencia con respecto a los resultados obtenidos a partir del cálculo del proceso de la EDAR de Burgos del escenario 3, se han analizado los valores de una serie de parámetros de carácter energético de diferentes EDAR actualmente en funcionamiento con tecnología de hidrólisis térmica convencional Cambi y que han servido para contrastar los valores de los resultados obtenidos en esta tesis. En la Tabla 6.30 consta cada planta y el país de ubicación de la misma.

Tabla 6.30. Parámetros energéticos específicos de varias plantas de hidrólisis térmica.

<i>Parámetros</i>	<i>Planta</i>	<i>País</i>	<i>Valores referencia</i>	<i>Referencias</i>
Consumo específico vapor vivo (kg/t ST)	Burgos	España	953	Tesis
	Vigo	España	909	(Baldi, 2015)
	Ringsend	Irlanda	933	(Relea-Marco, 2011)
	Aberdeen	Reino Unido	805	(Ebcor, 2013)
	Valor medio		900	
Generación específica biogás (m³/t SV destruidos)	Burgos	España	900	Tesis
	Vigo	España	894	(Baldi, 2015)
	Ringsend	Irlanda	700	(Relea-Marco, 2011)
	DC Water	Reino Unido	936	(Liao et al., 2015)
	Kapusciska	Polonia	978	(Liao et al., 2015)
HIAS	Noruega	1.068	(Liao et al., 2015)	
Valor medio		913		
Generación específica biogás (m³/t ST proceso)	Burgos	España	406	Tesis
	Vigo	España	340	(Baldi, 2015)
	Ringsend	Irlanda	471	(Relea-Marco, 2011)
	Brand Sands (Tees Valley)	Reino Unido	422	(Liao et al., 2015)
	DC Water	Reino Unido	407	(Liao et al., 2015)
	Kapusciska	Polonia	407	(Liao et al., 2015)
	HIAS	Noruega	452	(Liao et al., 2015)
	Davyhulme	Reino Unido	422	(Belshaw et al, 2013)
Valor medio		416		
Potencia eléctrica específica (kWh/t ST proceso)	Burgos	España	693	Tesis
	Edinburg	Reino Unido	796	(Cambi, 2016)
	Brand Sands	Reino Unido	1.029	(Cambi, 2016)
	Cotton Valley	Reino Unido	670	(Cambi, 2016)
	Beckton	Reino Unido	960	(Cambi, 2016)
	Riverside	Reino Unido	1.051	(Cambi, 2016)
	Crossness	Reino Unido	960	(Cambi, 2016)
	Crawley	Reino Unido	775	(Cambi, 2016)
	Cardiff	Reino Unido	801	(Cambi, 2016)
	Afan	Reino Unido	736	(Cambi, 2016)
	Davyhulme	Reino Unido	963	(Cambi, 2016)
Valor medio		858		

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

Los resultados acontecidos muestran un consumo específico medio de 900 kg/t ST (un -5,6% respecto a Burgos), una generación específica media de biogás de 913 m³/t SV destruidos (+1,4% sobre Burgos) y de 416 m³/t ST entrada (+2,5%) y finalmente, una potencia eléctrica específica media de 858 kWh/t ST (+23,8%). Según se puede observar, los resultados medios para los tres parámetros específicos analizados concuerdan con los obtenidos en la EDAR de Burgos, lo que indica claramente que el método de análisis y cálculo adoptado para el cálculo estos tres parámetros específicos en concreto es viable. El cuarto parámetro en cuestión correspondiente a la potencia eléctrica específica media (kWh/t ST), definida como el cociente entre la potencia eléctrica generada (kW) y la capacidad de tratamiento de ST de la planta (t ST/h), se puede observar que no concuerda con la obtenida para la EDAR de Burgos de forma satisfactoria, pues hay una desviación importante del 23,8%. Por otro lado, se detectan valores muy elevados de este parámetro especialmente en las plantas de Brand Sands y Riverside.

Con objeto de poder contrastar los resultados de la potencia eléctrica específica media de la EDAR de Burgos en el panorama actual de la hidrólisis térmica, se han analizado una serie de plantas Cambi tipos B6 y B12 existentes en el mercado para obtener la potencia eléctrica específica para cada una de ellas y determinar la evolución de éste parámetro en función de la capacidad de tratamiento nominal en t ST/h. El total de plantas analizadas ha ascendido a 11 unidades, desde la B6.2 con una capacidad de tratamiento nominal de 35 t ST/d hasta la 4B12.5 con 511 t ST/d (Cambi, 2016).

Los valores de la potencia eléctrica generada se han obtenido mediante la operación de motogeneradores de biogás de la marca comercial Jenbacher tipo J316 (850 kW), J320 (1.067 kW), J420 (1.487 kW), J612 (1.820 kW), J616 (2.435 kW) y J620 (3.047 kW) (Jenbacher, 2018) con unos rendimientos eléctricos superiores al 40% a plena carga (40,7-44,1%), excepto para la planta B6.2 que se ha mantenido el Guascor SFGLD 360s denominado M₅₉₈ (598 kW) por su reducida potencia y mejor acoplamiento a esta planta en concreto, teniendo en consideración que el máximo grado de carga de operación establecido es del 90% por razones de mantenimiento-explotación y el mínimo técnico del 50% para los motogeneradores Jenbacher (Jenbacher, 2017) y 40% para los Guascor (Guascor, 2005).

Por otro lado, la serie de flujos másicos nominales de vapor de las calderas piro-tubulares horizontales mixtas disponibles para ser elegidas durante la fase de cálculo establecida en este caso pertenecen a las marcas comerciales reportadas por las referencias (Cerney, 2016) para las plantas B6.2-B6.3 y (Hermanos López, 2018) y para todas las calderas restantes, siendo la de mayor flujo másico utilizada una de 10.000 kg/h de vapor vivo, adoptándose para todas ellas

una presión de 1.260 kPa, ambos valores perfectamente admisibles para una caldera pirotubular. El cálculo del flujo nominal de vapor en las calderas se ha realizado considerando inicialmente un coeficiente de inyección del 50% y el valor inicial de flujo nominal de vapor obtenido se compara con los de las calderas comerciales existentes para su elección final. La Tabla 6.31 indica en función de la capacidad de tratamiento, los motogeneradores y las calderas de recuperación utilizados en el cálculo.

Tabla 6.31. *Potencia eléctrica de motogeneradores y flujo másico de vapor vivo de las calderas en función del tipo de planta Cambi.*

<i>Planta Cambi</i>	<i>Capacidad tratamiento (t ST/d)</i>	<i>Motogenerador</i>	<i>Potencia eléctrica motogeneradores (kW)</i>	<i>Flujo másico vapor vivo calderas (kg/h)</i>	<i>Flujo másico vapor vivo obtenido (kg/h)</i>	<i>Coefficiente inyección (%)</i>
B6.2	35	2 x SFGLD360s	598	1 x 4.200	1.348	32,1
B6.3	53	2 x J320	1.067	1 x 4.200	2.040	48,6
B6.4	70	3 x J316	850	1 x 6.000	2.695	44,9
B12.3	77	3 x J320	1.067	1 x 6.000	2.965	49,4
B12.4	102	4 x J320	1.067	1 x 8.000	3.927	49,1
2 B12.3	153	5 x J612	1.820	2 x 6.000	5.891	49,1
2 B12.4	204	5 x J612	1.820	2 x 8.000	7.854	49,1
3 B12.3	230	4 x J616	2.435	3 x 6.000	8.856	49,2
3 B12.4	307	5 x J616	2.435	3 x 8.000	11.820	49,2
4 B12.4	409	6 x J620	3.047	4 x 8.000	15.748	49,2
5 B12.4	511	6 x J620	3.047	4 x 10.000	19.676	49,2

El valor del flujo nominal de la caldera de la planta B6.2 ha generado un coeficiente de inyección muy bajo, no obstante, se ha mantenido por ser un dato real de la EDAR de Burgos. A continuación se van a analizar tres modos u opciones de funcionamiento diferentes en la caldera de recuperación, ya que según sea cada uno de ellos, los resultados globales obtenidos son bastante diferentes.

a. Caldera de recuperación sin regulación del flujo másico de vapor vivo: Este método se basa en inyectar siempre la misma cantidad de vapor en los reactores, por lo que no admite ningún tipo de regulación. Caso similar a la EDAR de Burgos.

b. Caldera de recuperación con regulación del flujo másico de vapor vivo: Esta opción se basa en ampliar el tiempo de inyección de vapor en los reactores y reducir el tiempo de llenado de fango en la misma cantidad, aprovechando por más tiempo la energía térmica útil de los gases de escape. Las calderas tienen la posibilidad de regular la generación del flujo

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

másico de vapor vivo en función de la consigna establecida desde el centro de control por medio de la variación de la potencia térmica del quemador o quemadores de biogás de la propia caldera. En el caso particular de la EDAR de Burgos, la caldera Cerney de 4.200 kg/h de flujo nominal de vapor vivo dispone de un quemador de biogás tipo TK 10/350 KM de TEKENER (TEKENER, 2016) cuyas potencias mínimas indicadas son en primera llama 465 kW (11,4%) y en segunda llama 1.395 kW (34,3%), con una potencia máxima en segunda llama de 4.070 kW (100%).

c. Caldera de recuperación con regulación del flujo másico de vapor vivo e importación de gas natural: Esta opción permite maximizar la generación de energía eléctrica mediante el consumo de todo el biogás disponible en los motogeneradores y por otro lado importar gas natural de la red para la caldera de recuperación que también va a disponer de regulación en este caso. Al operar los motogeneradores con el máximo grado de carga posible, la energía térmica de los gases de escape es máxima equivalente a un mínimo consumo de gas natural en la caldera, tan solo dependiendo del coeficiente de inyección de vapor, que en este caso va a ser máximo al disponer de regulación.

La Figura 6.48a indica en el eje de abscisas la denominación Cambi de cada una de las plantas analizadas y en ordenadas su capacidad de tratamiento nominal (no la máxima) de ST por día (t ST/d), resultando un ratio de 17,5 t ST/d-reactor para las plantas cuyos reactores son de 6 m³ y 25,7 t ST/d-reactor cuando los reactores son de 12 m³, indicando el primer número antes de la letra B, el número de líneas de hidrólisis iguales (en caso de no estar representado ningún número delante, indica una línea exclusivamente), seguido por la letra B y a continuación el volumen de los reactores en m³ y el número de ellos en unidades (Cambi, 2016). Se observa que la capacidad de los reactores de 12 m³ sólo es un 46,9% superior a la de los de 6 m³, cuando teóricamente tendría que ser del 100%. Esto es debido a que los reactores de 12 m³ no se pueden llenar más del del 55% (Loomis et al., 2018) o al 64% (Abu-orf, 2010) de su capacidad total, pues al despresurizarse el fango hacia el flas-tank se crean muchas espumas (foaming). El fango se introduce en el flash-tank procedente del reactor a una velocidad aproximada de 700 m/s, impactando contra las paredes del tanque, donde existe una placa metálica de desgaste que proporciona una superficie adicional para que absorba el impacto del fango despresurizado (Moss, 2013; Loomis et al., 2018). Los sistemas Cambi actuales se basan más en reactores tipo B2 de 2 m³ y B6 de 6 m³ que los B12 de 12 m³ iniciales (Panter et al., 2013).

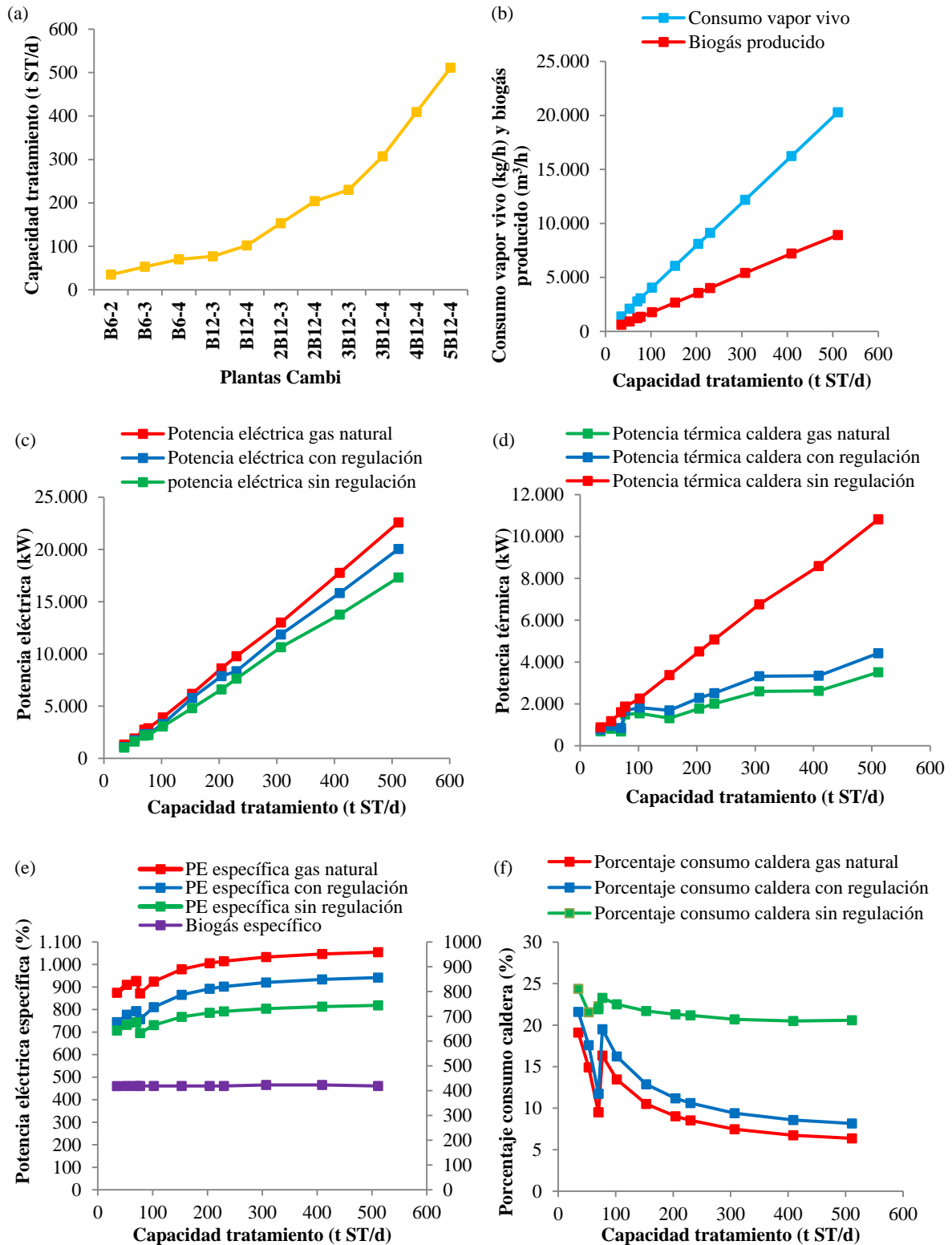


Figura 6.48. Parámetros específicos. a) Capacidad tratamiento plantas Cambi. b) Consumo vapor vivo y biogás producido digestores. c) Potencia eléctrica generada. d) Consumo gas natural o biogás caldera. e) Potencia eléctrica específica y producción biogás específica. f) Porcentaje consumo biogás caldera y coeficiente inyección, en función todos los parámetros de la capacidad de tratamiento.

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

La Figura 6.48b representa el consumo medio de vapor vivo en los reactores (kg/h) y el biogás producido en los digestores (m^3/h) en función de la capacidad de cada una de las plantas analizadas, siendo los resultados de estos parámetros independientes totalmente del modo de operación adoptado para la caldera. La Figura 6.48c visualiza la generación de potencia eléctrica (kW), la Figura 6.48d muestra el consumo de biogás en la caldera (kW), la Figura 6.48e la potencia eléctrica específica (kWh/t ST) y la producción específica de biogás en los digestores ($\text{m}^3/\text{t ST}$) y finalmente la Figura 6.48f el porcentaje de consumo de biogás en la caldera (%).

La Figura 6.48e permite apreciar las curvas de la potencia eléctrica específica en función de la capacidad de tratamiento de las plantas Cambi resultando ser hipérbolas crecientes en el primer cuadrante de coordenadas y en ellas se observan dos zonas, una de pendientes relativamente altas (tres primeras plantas tipo B6) y otra zona ya con pendientes mucho más pequeñas decrecientes y que finalizan casi en un valor nulo, pero siempre con vapor positivo. Se puede observar un salto importante en el valor de la potencia eléctrica específica entre los valores de las plantas B6.4 y B12.3-B12.4, motivado por el bajo valor del coeficiente de inyección resultante en estas dos plantas.

Por lo tanto, a la vista de esta Figura 6.48e, se puede considerar la presencia de un “*efecto escala*”, que se puede definir como la elevación de la potencia eléctrica específica a medida que la capacidad de tratamiento se incrementa. Este efecto escala con respecto a la evolución de la potencia eléctrica específica, como era de esperar favorece a las plantas con capacidades elevadas de tratamiento con reactores de 12 m^3 . El efecto escala se debe a tres conceptos: *por incremento del coeficiente de inyección de vapor, por incremento del rendimiento de los motogeneradores y por importación de gas natural de la red para las calderas de recuperación.*

Para el caso de Burgos, la planta B6.2 tiene una potencia eléctrica específica de 874, 732 y 707 kWh/t ST y la planta más grande 4xB12-5 presenta 1.054, 942 y 818 kWh/t ST lo que supone un incremento del 20,6, 28,7 y 15,7%, cantidad nada despreciable. Estos porcentajes traducidos a potencia eléctrica adicional obtenida tomando como base la B6.2, resultarían unos totales de 262, 306 y 162 kW, que suministrarían un incremento de generación de energía eléctrica de 2.295, 2.680 y 1.419 MWh anuales.

Se trata a continuación de demostrar mediante datos validados por una serie de referencias bibliográficas por qué en el Reino Unido un determinado número de plantas tiene

unos valores tan elevados del parámetro potencia eléctrica específica. Según datos reportados por la referencia (Edgington et al., 2014), las plantas de Cardiff, Afan y Howdon del Reino Unido importan gas natural de la red exterior para la alimentación de las calderas a fin de generar el vapor vivo de los reactores con objeto de maximizar la generación de energía eléctrica mediante el consumo íntegro del biogás disponible únicamente en los motogeneradores. Asimismo, la planta de Brand Sands (Reino Unido) consume 11,5 MW de biogás para los motogeneradores en su punto de operación y 1,4 MW de gas natural para la alimentación de sus calderas, lo que supone un porcentaje de consumo del 12,2% sobre el biogás producido en los digestores (Ebcor, 2013).

Por lo tanto, se puede afirmar que en el Reino Unido se permite realizar este tipo de alimentación con gas natural a las calderas, hecho confirmado mediante la operación de estas cuatro plantas en base a las referencias aportadas, lo que permite la elevación de la potencia eléctrica específica hasta unos valores mucho más altos que los conseguidos con los otros dos sistemas de operación, con y sin regulación del flujo de vapor de la caldera. En vista de todo lo indicado anteriormente, el valor de la potencia eléctrica específica obtenida para la EDAR de Burgos también encaja perfectamente en el conjunto de plantas analizadas (efecto escala) junto con los otros tres parámetros específicos anteriores.

6.12. ENCAJE ECONÓMICO DE LA PLANTA DE HIDRÓLISIS TÉRMICA DE BURGOS.

Actualmente hay instaladas un total de 53 plantas Cambi en todo el mundo, pero como espacio global de análisis económico de la EDAR de Burgos se va a establecer la UE, y dentro de ésta, se elige especialmente el Reino Unido por ser el país con mayor número de plantas Cambi en operación y en capacidad de tratamiento, no sólo a nivel europeo sino también mundial. El objeto de este encaje económico es conocer por qué especialmente en el Reino Unido existe una proliferación tan importante de plantas de hidrólisis térmica, cuando los resultados económicos obtenidos para la EDAR de Burgos han sido tan negativos.

Con el objeto de analizar una de las grandes ventajas de la hidrólisis térmica como es la elevada reducción del volumen necesario de digestores en operación se han analizado un total de 14 EDAR equipadas con plantas de hidrólisis térmica en funcionamiento actual en el Reino Unido, todas ellas con tecnología Cambi, con el objetivo de calcular el ratio de capacidad anual de procesamiento con respecto al volumen total de digestores necesario tal y como se indica en la Tabla 6.32.

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

Tabla 6.32. Ratio capacidad anual de procesamiento por volumen de digestores para un total de 14 plantas Cambi del Reino Unido (Cambi, 2016).

<i>Planta</i>	<i>Capacidad (t ST/año)</i>	<i>Número digestores (ud)</i>	<i>Volumen digestores (m³/ud)</i>	<i>Capacidad/volumen digestores (t ST/año.m³)</i>
Burgos	13.129	4	6.000	0,55
Aberdeen	16.500	2	4.000	2,06
Edinburg	27.500	6	2.500	1,83
Howdon	40.000	3	6.300	2,12
Tees Valley	40.000	3	6.300	2,12
Whitlingham	20.000	2	4.000	2,50
Cotton Valley	22.240	3	3.750	1,98
Riverside	40.000	4	5.100	1,96
Crawley	11.300	2	1.944	2,91
Chertsey	9.600	2	1.600	3,00
Cardiff	35.000	2	7.500	2,33
Afan	25.000	2	4.000	3,13
Davyhulme	91.000	8	7.400	1,54
Leigh	7.400	1	3.300	2,24
Burnley	4.000	1	2.250	1,78

Para una capacidad total de procesamiento de estas 14 plantas del Reino Unido de 389.540 t ST/año y un volumen total de 195.288 m³ de digestores construidos resulta un ratio medio de 2,25 t ST/año·m³, mientras la EDAR de Burgos, con una capacidad de tratamiento en el punto de diseño de 13.129 t ST/año y 24.000 m³ de digestores construidos, presenta un ratio de 0,55 t ST/año·m³, 4,1 veces inferior. Esto último demuestra que la gran ventaja económica de la hidrólisis térmica, consistente en disminuir el volumen de los digestores, ha sido aplicada en estas 14 plantas del Reino Unido pero no en la EDAR de Burgos, pues tres de los cuatro existentes ya estaban construidos antes de la instalación de la hidrólisis y el cuarto fue construido al unísono durante su incorporación en previsión de un futuro incremento del caudal de aguas residuales y de fangos de entrada a la planta en los próximos años.

Estado de situación de la hidrólisis térmica de fangos de EDAR de tecnología Cambi en el Reino Unido.

El número de EDAR con plantas Cambi de hidrólisis térmica de fangos en operación en el Reino Unido en el año 2018 asciende a la cantidad de 19 unidades y se indican a continuación en la Tabla 6.33, cada una de ellas con el año de comienzo de funcionamiento y su referencia.

Tabla 6.33. Año de comienzo de funcionamiento de las plantas Cambi de hidrólisis térmica en el Reino Unido.

<i>Planta</i>	<i>Año comienzo funcionamiento</i>	<i>Referencias</i>
Aberdeen	2002	
Edinburg	2014	
Howdon	2012	
Tees Valley	2009	
Whitlingham	2008	
Cotton Valley	2008	
Beckton	2014	
Riverside	2011	
Minworth	2016	(Cambi, 2016)
Basingstoke	2018	(Sandbacka, 2018)
Long Reach	2015	
Crossness	2014	
Crawley	2014	
Chertsey	1999	
Cardiff	2010	
Afan	2010	
Davyhulme	2011	
Leigh	2016	
Burnley	2016	

Llama profundamente la atención el hecho de que un 35,8% y un 45,2% de todas las plantas de hidrólisis térmica en funcionamiento existentes en el mundo actual y la UE respectivamente, estén situadas en el Reino Unido, siendo posiblemente a primera vista la causa que, la venta de energía eléctrica a la red mediante biogás generado en la misma planta está subvencionada, con un precio medio de venta total (subvención y venta público, sin impuestos ni IVA) de 0,19 €/kWh en el año 2013, valor reportado por la referencia (Knight, 2014). El número de plantas de hidrólisis térmica que comenzaron su funcionamiento en el Reino Unido agrupadas específicamente para cada año se muestran en la Tabla 6.34.

Tabla 6.34. Número de plantas Cambi de hidrólisis térmica en el Reino Unido según el año de comienzo de funcionamiento.

<i>Año operación</i>	<i>1999</i>	<i>2002</i>	<i>2008</i>	<i>2009</i>	<i>2010</i>	<i>2011</i>	<i>2012</i>	<i>2014</i>	<i>2015</i>	<i>2016</i>	<i>2018</i>
Número plantas	1	1	2	1	2	2	1	4	1	3	1

En el Reino Unido existen una serie de apoyos financieros que priman o subvencionan la producción de energía eléctrica a partir del biogás producido mediante digestión anaerobia de fangos de EDAR. El sistema se basa en las llamadas feed in tariffs (FIT) que proporcionan

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

un precio fijo garantizado en €/kWh durante un periodo determinado para los productores de biogás a pequeña escala, estableciéndose tres grupos en función de la potencia eléctrica: PE < 250 kW, 250 < PE < 500 kW y PE < 5.000 kW. Únicamente las instalaciones con esta potencia y terminadas después del 15-07-2009 pueden optar a acogerse al sistema FIT y considerando que estas tarifas terminan de aplicarse el 31-03-2019, pudiéndose realizar las solicitudes hasta esta fecha (IEA Bioenergy1, 2017). Los precios unitarios para las FIT y los incentivos al calor renovable (RHI) en el Reino Unido durante estos años a partir del 2009, para el caso de una potencia eléctrica generada mayor de 500 kW y menor de 5.000 kW (caso hipotético de la EDAR de Burgos) se encuentran representados en la Tabla 6.35 (IEA Bioenergy1, 2017; IEA Bioenergy2, 2017).

Tabla 6.35. Precio de venta de energía eléctrica de tarifas FIT durante años 2010-2018 en el Reino Unido.

<i>Años</i>	<i>Número plantas (uds)</i>	<i>Precio (€/kWh)</i>
2010, 2011 y 2012	5	0,124
2013 y 2014	4	0,113
2015	1	0,102
2016	3	0,085
2017	0	0,023
2018	1	0,018

Se puede observar a partir de estos datos, que la tendencia en el precio unitario es totalmente a la baja cuanto más cercano se encuentre de la actualidad el año que sea analizado. Con objeto de no desarrollar nueve escenarios diferentes, pues en cada año entre 2010 y 2018, el precio de la FIT es diferente y de carácter descendente, se ha calculado el precio medio en €/kWh en base a la media ponderada de los precios unitarios de cada año por el número de plantas puestas en funcionamiento ese año, resultando un precio unitario final ponderado de 0,103 €/kWh para el periodo de análisis entre 2010 y 2018 como valor de la FIT media final. Aunque el análisis de esta tesis parte de los datos entre los años 2011-2015 para establecer el punto de diseño, se analiza en este caso entre los años 2010-2018 motivado por la continua variación de los incentivos económicos a las energías renovables, en especial al biogás y así seguir la tendencia a la baja en este tipo de incentivo.

Como se puede observar, 14 de las 19 plantas (un 73,7%) de hidrólisis térmica del Reino Unido han sido puestas en funcionamiento en el periodo de vigencia de las tarifas FIT comprendido entre los años 2009 y 2019, lo que en principio indica de forma clara que la potenciación realizada a la hidrólisis térmica es debida al establecimiento de este sistema de

tarifas, sin haberse analizado específicamente en esta tesis lo que ha ocurrido anteriormente al año 2009 para las cinco plantas restantes. Como recordatorio, indicar también que el Reino Unido dispone de la mayor planta de hidrólisis térmica de Europa, Davyhulme en Manchester, con una capacidad de 91.000 t ST/año y que la fábrica de la empresa Cambi, con sede oficial en Noruega, está situada en Congleton, Manchester, representado esto último un claro ejemplo del desarrollo alcanzado de esta tecnología en el Reino Unido.

La planta de Davyhulme con una potencia eléctrica total instalada de 12 MW, es la única planta del Reino Unido que sobrepasa los 5 MW, límite superior de las tarifas FIT, sin embargo, en el análisis realizado a todo el abanico de plantas Cambi, también se consideran aplicadas las tarifas FIT para potencias eléctricas mayores de 5 MW con el objetivo de disponer de un orden de magnitud económico sobre lo que significan estas subvenciones públicas a la generación de energía eléctrica de origen renovable mediante biogás. Esta planta de Davyhulme tiene también la particularidad de que importa fango ya deshidratado de otras siete plantas cercanas a Manchester con un total de 52.000 t ST/año (57,1%), correspondiendo 39.000 t ST/año (42,9%) específicamente a Davyhulme, con objeto de extraer una mayor cantidad de biogás y energía eléctrica y posteriormente ser usado para agricultura o ser incinerado en una planta existente en las proximidades de Manchester (Edgington et al, 2014). Otro dato a indicar sobre las plantas Cambi de hidrólisis térmica del Reino Unido es que el 81,3% del uso final del fango deshidratado es para agricultura y el restante 18,7% para agricultura-incineración (Cambi2, 2017). En un ambiente más global, también indicar que el uso final de todos los fangos generados de EDAR en el Reino Unido ha sido un 79% para agricultura y un 21% para incineración en el año 2012 (EUROSTAT, 2015).

Evaluación de la viabilidad económica de la planta de Burgos considerando las condiciones favorables dadas en el Reino Unido.

Tras el análisis del estado de situación del proceso de hidrólisis térmica en el Reino Unido, se establecen unas opciones ficticias con el propósito de conocer el hipotético balance económico de la EDAR de Burgos si la planta fuera de nueva construcción por un lado o ya construida por otro y exportara energía eléctrica de origen renovable procedente de la digestión a la red pública española con los precios de la FIT media calculada y además importara gas natural de la red española para la caldera y producir la máxima generación posible de energía eléctrica mediante biogás, con la condición de gravar los precios de venta o compra de energía con los impuestos vigentes en el periodo de tiempo analizado en España. Por lo tanto, se plantean las diferentes opciones cuyas características están representados en la Tabla 6.36.

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

Tabla 6.36. Opciones de análisis económico de plantas Cambi del Reino Unido.

Escenario	Planta	Venta energía eléctrica red	Combustible calderas	Regulación calderas
Opción A	Nueva construcción	No	Biogás	No
Opción B	Construida	Sí	Biogás	No
Opción C	Construida	Sí	Gas natural	Sí, máxima
Opción D	Nueva construcción	Sí	Biogás	No
Opción E	Nueva construcción	Sí	Gas natural	Sí, máxima

La Tabla 6.37 muestra el beneficio parcial obtenido por diferencia entre la venta y la compra de energía eléctrica a la red para las cinco opciones anteriores. Indicar que los resultados de este beneficio son idénticos por un lado para las opciones B y D y por otro lado para las opciones C y E. El precio de compra del gas natural en el Reino Unido en la segunda mitad del 2017 fue de 21 €/MWh sin impuestos ni IVA (EUROSTAT, 2017), sin embargo, se ha considerado un precio del suministro de gas natural en España de 26 €/MWh (EUROSTAT, 2017), precio unitario a aplicar para el cálculo de costes de este combustible al caso de calderas alimentadas con gas natural. Se ha aplicado el precio en España y no del Reino Unido, debido a que la hipótesis adoptada sólo incluye adicionar el precio de la subvención por venta de energía eléctrica en el Reino Unido. El precio considerado de suministro de biogás en España ha sido de 26 €/MWh (EUROSTAT, 2017).

Tabla 6.37. Beneficios obtenidos de las diferentes opciones mediante la generación de energía eléctrica en el Reino Unido.

Concepto	Energía eléctrica (MWh/año)	Precio unitario red (€/MWh)	Precio subvención (€/MWh)	Impuesto (€/MWh)	Precio venta total (€/MWh)	Importe (€)
Opción A						
Beneficio						32.886
Opciones B y D						
Venta energía eléctrica	8.536,6	61,045	103	*-11,483	152,562	1.302.344
Compra energía eléctrica	8.536,6	61,045	0	**+3,121	64,166	-547.761
Beneficio						754.583
Opciones C y E						
Venta energía eléctrica	11.112	61,045	103	*-11,483	152,562	1.691.913
Compra gas natural	7.017	26	0	***+0,540	26,54	-186.231
Compra energía eléctrica	8.536,6	61,045	0	**+3,121	64,166	-547.761
Beneficio						957.921
* Impuesto venta energía eléctrica de valor 7%						
** Impuesto compra energía eléctrica de valor 5,113%						
*** Impuesto compra gas natural valor 0,54 €/MWh						

La venta de energía eléctrica de la EDAR a la compañía de la red (IVA no incluido) se corresponde con la producción neta de energía eléctrica que, al precio establecido de 61,045 €/MWh (impuesto especial sobre la electricidad de 5,113% no incluido) más la prima recibida por generación eléctrica mediante biogás procedente de digestión anaerobia por valor de 103 €/MWh (tarifa FIT) y deduciendo el 7% del impuesto de generación eléctrica vigente en España desde los años 2013-2018 (BOE núm. 312, 2012). Por otro lado, se tiene la compra a la compañía de la red (IVA no incluido) de la misma cantidad de energía eléctrica a 61,045 €/MWh más el impuesto eléctrico de 5,113%, por lo que el beneficio obtenido por este concepto sería la resta entre estos dos valores anteriores.

Indicar a título informativo que mediante el Real Decreto-Ley 15/2018, de 5 de octubre, de medidas urgentes para la transición energética y la protección de los consumidores queda derogada la Ley 15/2012 del 27 de diciembre durante un periodo de 6 meses, pero este Real Decreto-Ley no afecta al cálculo efectuado anteriormente, pues se encuentra dentro de la vigencia de la citada Ley 15/2012. Indicar también que aunque los años 2010 - 2012 (hasta el 27 de Diciembre) no se encuentran dentro del ámbito de esta Ley 15/2012, no obstante, se le aplica igualmente el impuesto del 7% de generación de energía eléctrica para que los resultados sean todos homogéneos entre sí y poder obtener un orden de magnitud fiable.

Adicionalmente, la Ley 15/2012 del 27 de diciembre también contempla un impuesto sobre el gas natural, en este caso tipo reducido con un valor de 0,054 c€/kWh (0,15 €/GJ). El precio de compra del gas natural está incrementado con el valor del impuesto especial sobre hidrocarburos vigente de tipo impositivo reducido (0,00054 €/kWh), aprobado según Ley 15/2012 del 27 de diciembre sobre medidas fiscales para la sostenibilidad energética, habiendo entrado en vigor el 1-01-2013 (BOE núm 312, 2012), mientras el de venta de energía eléctrica está disminuido con el importe del impuesto de generación eléctrica vigente en España (7%) durante el periodo de tiempo analizado en esta tesis y con las indicaciones anteriormente establecidas.

La Figura 6.49a indica la inversión necesaria para el escenario 3 y las diferentes opciones aquí planteadas, la Figura 6.49b el beneficio anual total obtenido, la Figura 6.49c el periodo de amortización según criterio VAN, la Figura 6.49d el resultado económico a los 25 años de funcionamiento, la Figura 6.49e el capital amortizado del escenario 3 y opción A y la Figura 6.49f idéntico parámetro para las opciones B, C, D y E, en ambos casos en función del tiempo en años.

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

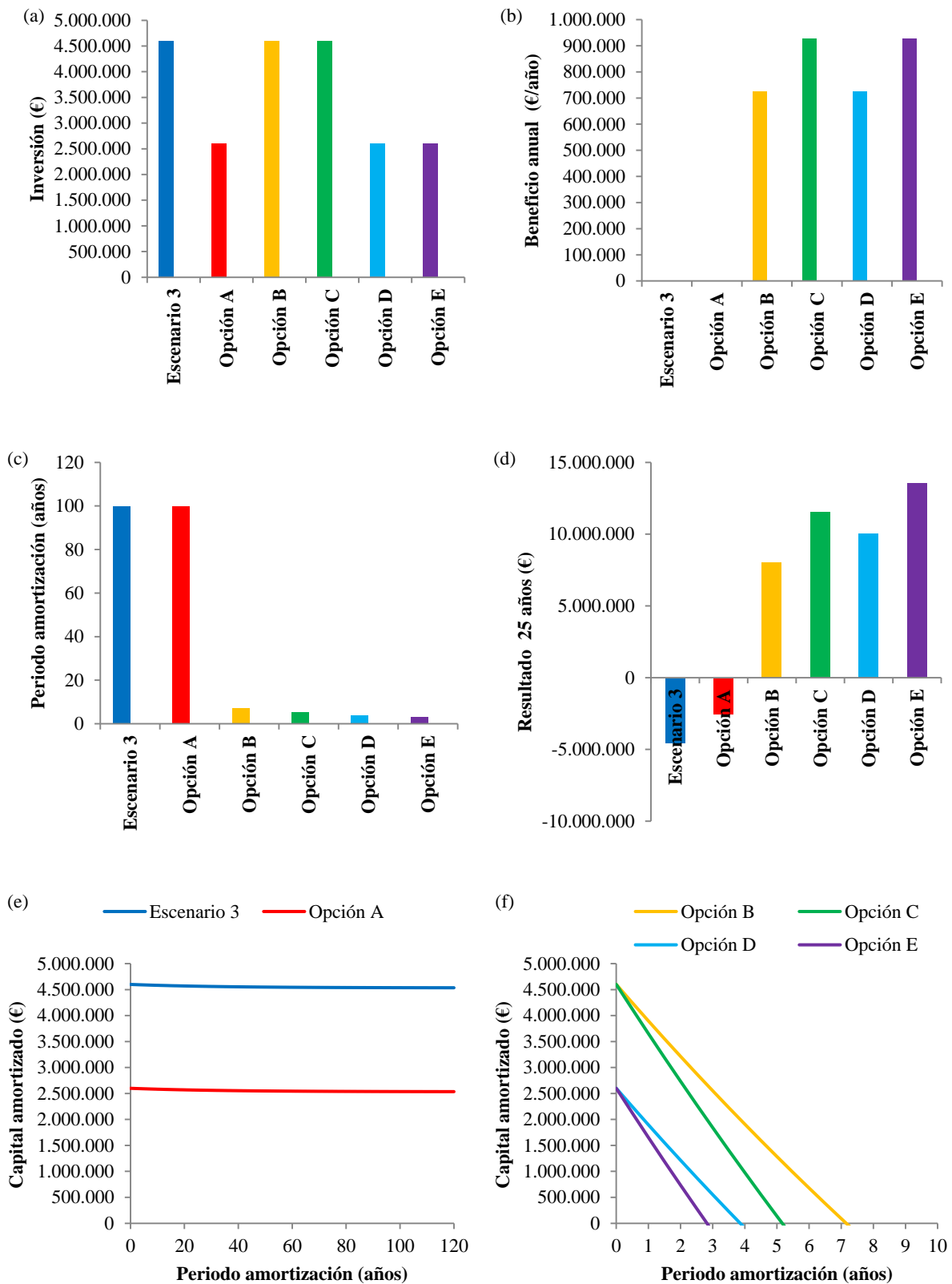


Figura 6.49. Resumen del balance económico del escenarios 3 y las opciones A, B, C, D y E. *a)* Inversión necesaria. *b)* Beneficio total anual neto. *c)* Periodo de amortización neto. *d)* Resultado neto a los 25 años. *e)* y *f).* Curvas de capital amortizado en función del periodo de amortización en años.

A partir del análisis de estos datos, la EDAR de Burgos sería rentable operando bajo las condiciones analizadas para el Reino Unido. Las opciones D y E no se pueden llevar a cabo en la EDAR de Burgos por estar los digestores ya construidos, sin embargo, las opciones A y B con unos periodos de amortización de 7 y 5 años se muestran totalmente beneficiosas. Todos los indicadores económicos obtenidos permiten afirmar que sin ayudas estatales a la generación de energía eléctrica de origen renovable mediante biogás obtenido de digestión anaerobia, la instalación de un proceso de hidrólisis térmica es totalmente deficitario en España en las condiciones actuales.

Llama también la atención que, siendo Alemania el país mayor productor de biogás de la UE cuyo origen sea de fangos de EDAR con mucha diferencia, únicamente disponga de tres plantas de hidrólisis térmica y además todas de muy pequeña capacidad. En este país, las subvenciones de generación de energía eléctrica mediante biogás existen, sin embargo, no ha optado por la incorporación importante de plantas de hidrólisis térmica de fangos (IEA Bioenergy1, 2017).

El segundo país a nivel europeo en la UE y también mundial en número de plantas de hidrólisis térmica en operación es Noruega. El uso final del biogás en este país tiene un beneficio pequeño y fluctúa en base a las variaciones del mercado, por lo que esto unido al bajo precio existente de la energía eléctrica (0,06 €/kWh sin impuestos ni IVA) (EUROSTAT2, 2017) en este país, permite establecer la conclusión de que la generación de energía eléctrica no es una buena opción para los productores de biogás en Noruega (IEA Bioenergy1, 2017).

En el Reino Unido, conviene analizar las diferencias entre los resultados del balance económico de la digestión anaerobia y la hidrólisis térmica en una planta con la misma capacidad de tratamiento, pues las ayudas económicas planteadas son iguales para ambos procesos. Evidentemente, el resultado se decanta totalmente hacia un mayor beneficio acontecido mediante la hidrólisis térmica, pues permite la posibilidad de aprovecharse de un efecto escala de valor mayor que en la digestión anaerobia y además alimentar con gas natural las calderas, para de esta forma, maximizar la producción y venta de energía eléctrica a la red con un carácter mucho mayor que con la digestión anaerobia.

Por otro lado, las 19 plantas Cambi de hidrólisis térmica del Reino Unido generan el fango deshidratado Clase A, con una capacidad total de unas 611.245 t ST/año (Cambi2, 2017) mientras el total de fango generado, por ejemplo en el año 2012, ascendió a 1.136.700 t ST/año (EUROSTAT, 2018), cuya diferencia indica que prácticamente el 50% del fango generado no

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

es Clase A y sin embargo, fueron usados en agricultura un total de 843.400 t ST/año (EUROSTAT, 2018), lo que demuestra claramente que el uso de fango Clase A en la agricultura no es totalmente obligatorio en el Reino Unido en el momento actual, lo que podría explicar la proliferación de plantas de hidrólisis térmica de otra manera. Sólo en algunos casos sí que es obligatorio el uso en agricultura de fangos clase A, como por ejemplo en la planta de Aberdeen en Escocia (Relea-Marco, 2011).

La referencia (Mills et al., 2011) indica claramente que dos son las opciones corrientemente usadas en el Reino Unido para suministrar la energía adicional que necesita la caldera, mediante gas natural de la red o biogás autoconsumido de la planta, destacando el uso del gas natural en función de los incentivos económicos (en cada momento) aplicados a las energía renovables.

El análisis realizado en esta tesis podría justificar totalmente la gran proliferación de plantas de hidrólisis térmica acontecida en el Reino Unido en los últimos años, basado fundamentalmente en las dos actuaciones antes descritas. El encaje económico de la hidrólisis térmica de la EDAR de Burgos dentro de la UE indica claramente un carácter totalmente deficitario de esta tecnología si la generación de energía eléctrica no se encuentra subvencionada.

Conclusiones.

La instalación de un proceso de hidrólisis térmica en la EDAR de Burgos materializado mediante el escenario 3 y considerando su comparación con el escenario 1, ha permitido aumentar la producción bruta de biogás en los digestores, pero no así la del biogás consumido en los motogeneradores permaneciendo prácticamente constante. Como consecuencia, la generación de energía eléctrica bruta se ha incrementado gracias al cambio realizado mediante la instalación de motogeneradores con una mayor eficiencia, mientras la neta es claramente inferior. Caso de disponer los dos escenarios de los mismos motogeneradores, la generación de energía eléctrica sería prácticamente idéntica. Por otro lado, se logra una elevada reducción en la producción de fango deshidratado mientras el consumo de polielectrolito sufre una elevación importante. Considerando la inversión realizada y todos los beneficios y costes asociados al proceso, el periodo de amortización resultante ha sido considerablemente elevado, lo que hace que esta instalación sea inviable económicamente. Sin embargo, operando la planta con los precios subvencionados de venta de energía eléctrica del Reino Unido, el periodo de amortización se reduce de forma drástica y la instalación sería totalmente viable en este caso.

6.13. REFERENCIAS.

- Abu-Orf M. (2010).** Conceptual Design of Thermal Hydrolysis Processes for Enhanced Solids Reduction from Anaerobic Digestion. AECOM Water, North America Biosolids Practice Leader, 2010, 1-12. http://www.wefnet.org/nbp/April%202010/Mohammad%20Abu-Orf_NBP%20Webcast_Sludge%20Reduction_042810.pdf, acceso junio 2016.
- Abu-Orf M, Goss T. (2012).** Comparing thermal hydrolysis processes (Cambi and Exelys) for solids pretreatment prior to anaerobic digestion. https://www.researchgate.net/profile/Mohammed_AbuOrf/publication/272221844_Comparing_thermal_hydrolysis_processes_CAMBI_and_EXELYS_for_solids_pretreatment_prior_to_anaerobic_digestion/links/54f09c200cf2f9e34efce360/Comparing-thermal-hydrolysis-processes-CAMBI-and-EXELYS-for-solids-pretreatment-prior-to-anaerobic-digestion.pdf, acceso junio 2016.
- Aguas de Burgos. (2017).** Concurso para contratar el servicio de retirada y tratamiento de lodos procedentes y/o recogidos en la EDAR y en la ETAP de Burgos. Número de Expediente 2/2015. Fecha de Publicación en el D.O.U.E, 2 de Mayo de 2015. <https://www.aguasdeburgos.com/Teinformamos/Perfildelcontratante.aspx?id=318>, acceso noviembre 2017.
- Aguer M, Jutglar L, Miranda A, Rufes P. (2004).** El ahorro energético. Estudios de viabilidad económica. Díaz de Santos SA. ISBN: 84-7978-620-5.
- Arant S, Tarallo S, Queiroz G. (2013).** Thermal hydrolysis and energy reduction in biosolids processing. http://www.iweasite.org/docs/3_Thermal_Hydrolysis_and_energyreduction_in_biosolids_processing.pdf, acceso junio 2016.
- Baldi M. (2015).** I Jornada biogás Galicia. La nueva EDAR de Lagares. Caso Práctico. https://kipdf.com/i-jornada-biogas-galicia_5ab82d1f1723dd429c763623.html, acceso junio 2016.
- Banco de España. (2017).** Tabla de tipos de interés. http://www.bde.es/clientebanca/es/areas/Tipos_de_Interes/Tipos_de_interes/Otros_tipos_de_i/otros-tipos/Tabla_tipos_de_interes_legal.html, acceso diciembre 2017.
- Belshaw D, Edgington R, Jolly M. (2013).** Commissioning of united utilities thermal hydrolysis digestion plant at davyhulme waste water treatment Works. 18th European Biosolids and Organic Resources Conference. <https://www.aquaenviro.co.uk/wp-content/uploads/2015/06/Belshaw-D.-United-Utilities.pdf>, acceso noviembre 2016.
- Bitherm Group. (2019)** .Manual del vapor. Purgadores y trampas de vapor. <https://www.steamtrapefficiency.com/wp-content/uploads/Manual-Vapor.pdf>, acceso junio 2019.
- Bonilla-Beckmann J. (2013).** Use of methane in wastewater treatment plants. https://www.globalmethane.org/expo-docs/canada13/mww_13_Beckmann.pdf, acceso junio 2016.

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

Borge-Diez D. (2012). Laboratorio remoto de eficiencia energética integrado en redes de generación distribuida. Tesis doctoral, Departamento de Ingeniería Eléctrica, Electrónica y Control, Escuela Técnica Superior de Ingeniería Industrial, Universidad Nacional de Educación a Distancia. <http://e-spacio.uned.es/fez/eserv/tesisuned:IngInd-Dborge/Documento.pdf>, acceso junio 2016.

Cambi. (2016). Cambi Thermal Hydrolysis From Waste to Worth. http://www.razemdlaklimatu.eu/images/2016/20160926/prezentacje/Hydroliza_termiczna_w_tecnologii_CAMBI.pdf, acceso mayo 2016.

Cambi2. (2017). Recycling energy. <https://www.cambi.com/Installations>, acceso agosto 2016.

Cerney. (2016). Calderas industriales de vapor y agua sobrecalentada. <http://www.cerney.es/>, acceso junio 2016.

Claros-Bedoya J A. (2012). Estudio del proceso de nitrificación y desnitrificación vía nitrito para el tratamiento biológico de corrientes de agua residual con alta carga de nitrógeno amoniacal. Tesis doctoral, Universitat Politècnica de Valencia, Departamento de Ingeniería Hidráulica y Medio Ambiente. <https://riunet.upv.es/bitstream/handle/10251/17653/tesisUPV3951.pdf?sequence=1>, acceso enero 2019.

Colón-Cortegoso J. (2016). Todo sobre las tarifas de alta tensión de 6 periodos (6.X). Gesternova Energía. <https://gesternova.com/todo-sobre-las-tarifas-de-alta-tension-de-6-periodos-6-x/>, acceso junio 2016.

Degremont. (2017). CLEARGREEN: tratamiento biológico de efluentes con altas concentraciones de amonio. www.degremont.es/es/images/productos/cleargreen_p-er-009-esp-1603_v2.pdf, acceso septiembre 2018.

Ebcor L. (2013). Thermal hydrolysis, anaerobic digestion and dewatering of sewage sludge as a best first step in sludge strategy: full scale examples in large projects in the UK and Ireland. 2013. <http://www.ewisa.co.za/misc/conferenceswisa/dwqualityconferences/4thMunicipalWaterQualityConference/Presentations/Day1/Session%203.3/Panter.pdf>, acceso junio 2016.

EDAR. (2016). Estación de depuración de aguas residuales de Burgos.

Edgington R, Belshaw D, Lancaster L, Jolly M. (2014). Treatment of centrate from dewatering a thermally hydrolysed sludge at Davyhulme WWTW. 17th European Biosolids and Organic Resources Conference. <https://www.aquaenviro.co.uk/proceeding-event/19th-european-biosolids-organic-resources/>, acceso noviembre 2016.

EUROSTAT. (2015). Sewage sludge disposal from urban wastewater treatment, by type of treatment, 2015 (% of total mass) V2.png. [https://ec.europa.eu/eurostat/statistics-explained/index.php?title=File:Sewage_sludge_disposal_from_urban_wastewater_treatment,_by_type_of_treatment,_2015_\(%25_of_total_mass\)_V2.png](https://ec.europa.eu/eurostat/statistics-explained/index.php?title=File:Sewage_sludge_disposal_from_urban_wastewater_treatment,_by_type_of_treatment,_2015_(%25_of_total_mass)_V2.png), acceso diciembre 2018.

EUROSTAT. (2017). Gas prices for non-household consumers, second half 2017 (EUR per kWh).png. [https://ec.europa.eu/eurostat/statistics-explained/index.php?title=File:Gas_prices_for_non-household_consumers,_second_half_2017_\(EUR_per_kWh\).png](https://ec.europa.eu/eurostat/statistics-explained/index.php?title=File:Gas_prices_for_non-household_consumers,_second_half_2017_(EUR_per_kWh).png), acceso diciembre 2018.

EUROSTAT2. (2017). Electricity prices for non-household consumers, second half 2017 (EUR per kWh).png. [https://ec.europa.eu/eurostat/statisticsexplained/index.php?title=File:Electricity_prices_for_non-household_consumers,_second_half_2017_\(EUR_per_kWh\).png](https://ec.europa.eu/eurostat/statisticsexplained/index.php?title=File:Electricity_prices_for_non-household_consumers,_second_half_2017_(EUR_per_kWh).png), acceso diciembre 2018.

EUROSTAT. (2018). Sewage sludge production and disposal. http://appsso.eurostat.ec.europa.eu/nui/show.do?lang=en&dataset=env_ww_spd, acceso diciembre 2018.

Gamma Ingenieros. (2011). Revisión normativa actual y norma técnica y de seguridad para instalaciones de biogás en la producción y en el uso .Ministerio de Energía Subsecretaria de Energía. Informe final. Ing/Minenergía/Normativa Técnica y de Seguridad Biogás/Informes/Informe Final /RDV/RSA/mlv. [http://dataset.cne.cl/Energia_Abierta/Estudios/Minerg/59.Informe%20Final%20\(1224\).pdf](http://dataset.cne.cl/Energia_Abierta/Estudios/Minerg/59.Informe%20Final%20(1224).pdf), acceso septiembre 2018.

Gesternova Energía. (2018). Todo sobre las Tarifas de Alta Tensión de 6 periodos (6.X). <https://gesternova.com/todo-sobre-las-tarifas-de-alta-tension-de-6-periodos-6-x/>, acceso diciembre 2018.

Guascor. (2005). FGLD-SFGLD/2 Engines/55 natural gas 1500 rpm Irán. engine.od.ua/ufiles/Guascor-FGLD-SFGLD-Gas-Engines.pdf, acceso junio 2016.

Hermanos López. (2018). Equipos a presión. Diseño, fabricación e instalación. <http://www.lopezhnos.es/>, acceso junio 2016.

IEA Bioenergy1. (2017). IEA Bioenergy Task 37 Country Report Summaries 2016. <http://task36.ieabioenergy.com/>, acceso noviembre 2018.

IEA Bioenergy2. (2017). UK Country Report September 2017 Clare Lukehurst and ADBA Task 37 (UK). <http://task36.ieabioenergy.com/country-reports.html?file=files/daten-redaktion/download/publications/country-reports/2017/IEA%20UK%20Country%20Report%20Sept%202016.pdf>, acceso noviembre 2018.

Jafarinejad S. (2017). Cost estimation and economical evaluation of three configurations of activated sludge process for a wastewater treatment plant (WWTP) using simulation. *Applied Water Science* 7, 2513–2521.

Jenbacher. (2017). Technical Description. Genset J 208 GS-B.L with Island Operation static Grid Code J 208 GS-B.L.<http://www.dana.com.my/Jenbacher.pdf>, acceso septiembre 2017.

Jenbacher. (2018). Jenbacher gas engines Technical Specification, JMS 616 GS-N.L. http://www.cogeneration.com.ua/img/zstored/J616V01_en.pdf, acceso diciembre 2018.

Kleiven H, Soler L, Sanz M. (2007). La hidrólisis térmica como pretratamiento de la digestión de fangos de depuradora. Una alternativa madura. III Jornadas técnicas de gestión de sistemas de saneamiento de aguas residuales. https://aca-web.gencat.cat/aca/documents/.../jornadatecnica003/volum_ponencies_es.p...., acceso junio 2016.

Kleiven H. (2014). Presentation to Delegation from Poland. docplayer.net/20745602-Presentation-to-delegation-from-poland, acceso agosto 2016.

6. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 3

Knigh G. (2014). Thermal hydrolysis: design, commissioning and lessons learned through a history of installations. BlackyVeatch. www.tacwa.org/.../presentation/2014_September26_Knight.pdf, acceso julio 2016.

Liao Z, Panter K, Peot C, Lancaster R, Mills N, Kleiven M. (2015). Thermal hydrolysis pre-treatment for advanced anaerobic digestion for sludge treatment and disposal in large scale projects. [https://www.dsd.gov.hk/rdforum/2014/abstract/Paper%20\(B6-1\).pdf](https://www.dsd.gov.hk/rdforum/2014/abstract/Paper%20(B6-1).pdf), acceso julio 2016.

Loomis P, Jacobs T, Samir Mathur S, Guven E, Hurtado, Christy P. (2018). Thermal Hydrolysis. The Next Generation. <https://www.cdmsmith.com/-/media/White-Papers/Thermal-Hydrolysis----The-Next-Generation---Loomis.pdf>, acceso diciembre 2018.

Lozano M. (2014). Cogeneración. Departamento de Ingeniería Mecánica, Universidad de Zaragoza. [http://publicationslist.org/data/miguel.a.lozano/ref183/Cogeneracion%201998%20\(Rev%202014\).pdf](http://publicationslist.org/data/miguel.a.lozano/ref183/Cogeneracion%201998%20(Rev%202014).pdf), acceso noviembre 2016.

MAAMA. (2013). Proyecto de Ampliación de la Depuradora de Burgos, código 62.01/11.P2. Ministerio de Agricultura, Alimentación y Medio Ambiente.

Metcalf E. (1998). Ingeniería de aguas residuales: tratamiento, vertido y reutilización. McGraw Hill.

Mills N, Pearce P, Farrow J, Thorpe R, Kirkby N. (2011). The influence of heat balance on the economics of advanced anaerobic digestion processes. 16th European Biosolids and Organic Resources Conference. <https://pdfs.semanticscholar.org/0338/4812f23cbf231e39eff6b522f27c752f122e.pdf>, acceso junio 2016.

Molinos-Senante M, Hernández-Sancho F, Sala-Garrido R. (2011). Cost-benefit analysis of water-reuse projects for environmental purposes: A case study for Spanish wastewater treatment plants. *Journal of Environmental Management* 92, 3091-3097.

Moss L. (2013) Thermal Hydrolysis Pretreatment: Benefits and Challenges. http://www.tacwa.org/agendaandpresentations/presentation/2013_Nov_4_Lynne_Moss_THP_.pdf, acceso diciembre 2016.

Panter K, Holte H, Walley P (2013). Challenges of developing small scale thermal hydrolysis and digestion projects. 18th European Biosolids & Organic Resources Conference & Exhibition. <https://www.aquaenviro.co.uk/proceeding-event/18th-european-biosolids-organic-resources-conference-exhibition/>, acceso junio 2016

Relea-Marco J. (2011). La aplicación segura de los lodos a la agricultura. La hidrólisis térmica: energía, sostenibilidad y salubridad. <https://studylib.es/doc/5701546/la-aplicaci%C3%B3n-segura-de-los-lodos-a-la-agricultura.-la-hi...>, acceso septiembre 2018.

Rosales-Asensio E. (2016). Aplicabilidad del calor residual de centrales térmicas sitas en la UE-28 en redes de calefacción urbana. Tesis doctoral presentada en el Departamento de Ingeniería Eléctrica, Electrónica y Control, Escuela Técnica Superior de Ingeniería Industrial, Universidad Nacional de Educación a Distancia. [e-spacio.uned.es/fez/eserv/tesisuned: IngInd... /ROSALES_ASENSIO_Enrique_Tesis. Pdf](http://e-spacio.uned.es/fez/eserv/tesisuned:IngInd.../ROSALES_ASENSIO_Enrique_Tesis.Pdf), acceso junio 2017.

Sandbacka S. (2018). Cambi: Solutions to turn your sludge into a valuable asset. http://eco-forum-lviv.com.ua/wp-content/uploads/2018/10/10_Cambi.pdf, acceso octubre 2018.

Spiraxsarco4. (2019). Intercambiadores de calor Turflow Tipo VEP y VES. <http://www.spiraxsarco.com/global/es/Products/Documents/TI/P222-03.pdf>, acceso junio 2019.

Stevanovic V, Petrovic M, Milivojevic S, Maslovaric B. (2014). Prediction and control of steam accumulation. Heat Transfer Engineering 36; 1-14.

Tekener. (2016). Sistemas de combustión a su medida. Tekener S.A. <http://www.tekener.es/>, acceso junio 2016.

Tiempo real. (2010). Optimización de la combustión. <http://www.tiemporeal.es/archivos/OptimizacionCombustion.pdf>, acceso septiembre 2019.

Wendland A. (2005). Operation Costs of wastewater Treatment Plants. https://cgi.tu-harburg.de/~awwwweb/wbt/emwater/documents/lesson_c2.pdf, acceso julio 2018.

Williams T, Burrowes, P. (2017). Thermal hydrolysis offerings and performance. <https://www.aquaenviro.co.uk/wp-content/uploads/2017/03/Todd-Williams.pdf>, acceso junio 2018.

CAPÍTULO 7. ARTÍCULO PUBLICADO
“ENHANCING THE EFFICIENCY OF THERMAL
HYDROLYSIS PROCESS IN WASTEWATER
TREATMENT PLANTS BY THE USE OF STEAM
ACCUMULATION”.

International Journal of Environmental Science and Technology, 16-7, 3403-3418 (2018)

José García Cascallana, Xiomar Arleth Gómez Barrios, David Borge Diez

Article prepared according to the guidelines of International Journal of Environmental Science and Technology

Abstract.

This paper evaluates the technical and economic feasibility of the use of a steam accumulator in the process of thermal hydrolysis for the treatment of sludge. The increase in the efficiency of anaerobic digestion and biogas valorisation through the combined use of heat and power engines was studied based on scenarios from the wastewater treatment plant of the city of Burgos (Spain). These scenarios were evaluated based on the installation of steam accumulation to average the thermal needs of the process. Biogas production was estimated based on the plant's operating conditions between 2011 and 2016. Results indicated a process enhancement from 33% to 100% due to a better use of exhaust gases. Consequently, increase of 20.0% in the net biogas and 13.1% in electrical energy production were obtained, along with decreases of 66.8% in the thermal power needs and 61.9% in the biogas consumed by the recovery boiler. The economic savings were 98213 €/year, due to a decrease in the need to purchase electrical energy from the network. The return on investment period was 2 years after introducing a steam accumulator to the process and replacing the boiler with a new, smaller one.

Keywords.

Biogas valorisation; energy balance; anaerobic digestion; thermal storage.

List of symbols.

BP: biogas production of the digesters (m^3/day) reported at STP ($0\text{ }^\circ\text{C}$ and 100 kPa).

CHP: combined heat and power.

C_F : annual cash flow (€).

C_{pw} : specific heat capacity of water ($4.186\text{ kJ/kg}\cdot^\circ\text{C}$).

D_l : degree of loading of the engines (%).

D_{sr} : degree of steam release ($\text{kg/h}\cdot\text{m}^2$).

$D_{S_{max}}$: maximum degree of steam release ($\text{kg/h}\cdot\text{m}^2$).

E_g : thermal power recovered from the exhaust gases in the recovery boiler (kW).

E_p : electrical power generated by the engines (kW).

f_c : filling coefficient.

F_{Eg} : mass flow of exhaust gases of the Guascor engines (kg/s).

F_s : steam flow of the thermal hydrolysis process (kg/h).

FSA: free surface area of water (m^2).

7. ARTÍCULO PUBLICADO

F_{Sacum} : mass flow of steam provided by the steam accumulator (kg/h).

F_{boiler} : mass flow of steam provided by the boiler (kg/h).

$F_{\text{W_feed}}$: flow of feed water (kg/s).

I_0 : initial capital invested (€).

LHV: low heating value of the biogas (kJ/m³).

L_s : thermal power of live steam obtained in the recovery boiler at 190.2 °C (kW).

M_s : mass of steam needed for the thermal hydrolysis process (kg).

$m_{\text{sat_water}}$: saturated water stored in the accumulator (kg).

N : number of engines (units).

P_{acc} : pressure of the accumulator (kPa).

P_{VS} : daily mass flow of volatile solids (VS) of primary sludge (kg/day).

SMP_p , SMP_w : specific methane production of primary sludge and WAS (m³ CH₄/kg VS).

T_0 : temperature of the feeding water (15 °C).

T_{fw} : preheating temperature of feed water (°C).

THSA: thermal hydrolysis and steam accumulator scenario.

THP: thermal hydrolysis plant.

t_{inj} : injection time of live steam per hydrolysis cycle (min).

t_{cycle} : total time of the reactor cycle (min).

T_{in} , T_{out} : inlet temperature and outlet temperature of the recovery boiler of exhaust gases (°C).

TpB_{cons} : consumption of thermal power derived from biogas needed for the engines and the recovery boiler (kW).

TpB_{dig} : thermal power of the biogas produced (kW).

TpB_{eng} : thermal power associated with biogas available for the engines (kW).

$\text{TpB}_{\text{rb-av}}$: average thermal power of the biogas consumed in the recovery boiler (kW).

Tp_w : thermal power of feed water (kW).

V_{acum} : volume of the accumulator (m³).

WAS: waste activated sludge.

W_{VS} : daily mass flow of volatile solids (VS) of WAS sludge (kg/day).

Δh : change in enthalpy of water associated with difference in pressure (kJ/kg).

η_{rb} : efficiency performance of the recovery boiler (%).

η_b : efficiency performance of the burner in the recovery boiler (%).

$\lambda_{\text{water}}]_{1260}$: enthalpy of water evaporation at 1260 kPa (kJ/kg).

ρ : density of water (kg/m³).

7.1. Introduction.

Anaerobic digestion (AD) is a microbial mediated process that is widely applied to valorise organic waste and biomass as sources of a renewable energy vector such as biogas (Magrí et al. 2017). During wastewater treatment, most of the organic matter contained in the liquid phase is transferred to a solid phase. This solid phase is known as sludge which management involves a high cost for wastewater treatment plants (WWTP) (Neumann et al. 2016). The treatment and final disposal of this sludge has a great influence in the energy efficiency of the plant; therefore different technological alternatives are available with the aim of minimising digestion time and therefore maximise biogas production (Martínez et al. 2017). Pre-treatments are intended for improving bioavailability of the organic material and reducing the necessary time required for the hydrolysis stage which is typically the limiting stage when solid and complex substrates are considered (Ruffino et al. 2016; Divyalakshmi et al. 2017)

Thermal hydrolysis is a well-known pretreatment technology capable of destroying cell walls and releasing the intracellular material making it accessible for anaerobic microorganisms (Pérez-Elvira et al. 2006). The effectiveness of this type of pretreatment in the subsequent digestion of sludge is highly influenced by the content of chemical oxygen demand (COD) of the organic stream, the solubilisation attained and the temperature of the thermal pre-treatment (Nazari et al. 2017).

Today, there are several processes available to enhance the solubilisation of complex organic materials. Ultrasonic cavitation, ozonation, high pressure homogenisation and thermal hydrolytic pretreatment are the most widely applied (Tyagi and Lo 2011). The main advantages of thermal hydrolysis is its capacity for producing sludge classified as Class A based on criteria of the Environmental Protection Agency (regarding that Class A biosolids must contain no detectable levels of pathogens) (Chauzy et al. 2014; Fernández-Polanco et al. 2016). Thermal hydrolysis is capable of increasing sludge dewatering characteristics, increasing biogas and therefore energy production and thanks to the improvement in biodegradability of the sludge; the organic loading is also increased resulting in an important reduction of the volume of digesters (Pilli et al. 2015)

Despite these advantages, the main drawback of thermal hydrolysis is the energy demand (Fernández-Polanco et al. 2016) necessary either for the supply of live steam to reactors (Barber 2016) or for the supply of heat by means of heat exchangers using in this latter case thermal oil instead of steam. Although thermal pretreatment units are equipped with heat

7. ARTÍCULO PUBLICADO

recovery systems, extra heat still needs to be supplied to cover the full energy requirements of the process. When steam is necessary, this is produced in a recovery boiler through the use of energy obtained from the engines exhaust gases. However an additional source of energy is still needed which usually comes from the biogas produced in the plant itself or from the use of any other fuel, as it would be natural gas. This means that a great amount of biogas produced in the plant is dedicated to cover the needs of this auxiliary unit if the amount of biogas produced suffice the plant self-consumption, otherwise it should be covered by any other additional fuel whenever extra energy is needed. In either case, the thermal hydrolysis pretreatment increases significantly the already high energy demand of WWTPs.

Steam is used as a source of heat or energy storage in several industries: chemistry, dyeing, pharmaceutical and electrical industry (Wenqiang et al. 2017). Steam accumulators supply steam for performing a large variety of work for small time periods in these types of industries. However, when discontinuous process are involved, peak demands may be high during short periods, in these cases it is convenient the use of a thermal energy storage system to fulfill discontinuous needs of steam and avoid the steam boiler oversizing (Biglia et al. 2017). Thermal energy storage is able to average loads of thermal systems and increase their energy and exergy efficiencies (Cao 2000). In the case of thermal hydrolysis as a pre-treatment of sewage sludge, the injection of live steam into reactors occurs only during short periods, with the thermal hydrolysis being a batch unit immersed in a continuously operating process. Therefore, the pretreatment is characterised by high idle times where there is no need of the use of steam, whereas during the short operating hours the need of live steam of the plant reaches its peak demand. As a consequence, the recovery of energy from engine exhaust gases in the recovery boiler is carried out only during the short operating cycles of the thermal hydrolysis process but not during the idle time of this same process. This wasted energy results in an important amount of biogas being consumed in the recovery boiler, reducing the volume of biogas available to cover the other different energy demands of the plant.

A solution to this problem is the storage of steam by means of a steam accumulator at a pressure higher than that needed for the thermal pretreatment. This approach allows taking full advantage of the energy contained in exhaust gases. However, steam has a large specific volume and it is not economically to store it in a tank due to the large volume required but it is possible to store it as saturated water at the accumulation pressure. When pressure of this tank is reduced by opening the pressure release valve, flash steam is generated, which is then sent to hydrolysis reactors at the pressure, temperature and flow conditions needed and at the required time. With

this type of configuration, the recovery of heat from exhaust gases is produced during the entire cycle and not only during the hydrolysis stage, reducing the consumption of biogas of the recovery boiler and avoiding the excessive demand of this unit during peak hours. This may be an effective way for increasing economic savings at the plant with regard to electrical energy needs.

The introduction of a steam accumulator in an industrial installation allows for averaging steam demand and therefore preventing peaks of high production. Steam accumulators are used as buffers between steam generators and consumers when the production and demand of steam are not coincident in time. The application of the steam accumulator saves energy, reduces pressure fluctuations, and prevents aging of tubes and pressurized vessels in steam generators (Stevanovic et al. 2015). However, the process in a steam accumulator involves a series of complex problems to deal with: flash evaporation, two phase flow (steam and water) and several forms of heat transfer during charging and discharging processes (Sun et al. 2015). Steam accumulator works with a sliding pressure, to fulfill discontinuous needs of steam users, preventing recovery boiler from oversizing based on the peak value of steam consumption (Stevanovic et al. 2012). In order to take real advantage of this type of energy storage systems, the volume of steam accumulation must be specifically adapted to the type of application and energy demands of the process (Ibrahima et al. 2008).

The objective of this paper was to assess the economic feasibility of introducing a steam accumulator into a WWTP plant operating with a thermal hydrolysis unit. The WWTP of the city of Burgos (Spain) was selected as case scenario. Steam demands were calculated and an economic evaluation was carried out to assess the benefits offered by this configuration to the integral cycle of the thermal hydrolysis pre-treatment. To achieve this aim, three actions were developed: a) maximize the use of exhaust gases energy, b) minimize the consumption of biogas in the recovery boiler and c) maximize the production of electrical energy. This research was performed at the University of León and WWTP of the city of Burgos (Spain) using data collected from years 2011 to 2016.

7.2. Materials and methods.

7.2.1. Description of the Burgos WWTP.

The WWTP treats the wastewater collected from the surrounding population and the industrial area of the city of Burgos. This plant has primary, secondary and tertiary treatments,

7. ARTÍCULO PUBLICADO

returning the treated effluent to the Arlanzón River with the established discharge parameters. This plant is composed of three main lines: sewage, sludge treatment and biogas valorisation.

The sewage line consists of three treatments: primary (roughing, desanding-degreasing and primary decanters), secondary (biological reactors and secondary decanters) and tertiary (lamellar decanters, ozone and ultraviolet rays). The sludge line considered in this study is comprised of primary sludge from the primary decanters and waste activated sludge (WAS). The primary sludge is concentrated in gravity thickeners and afterwards is sent to the mixed sludge deposit where is stored along with the secondary sludge. The WAS sludge comes from the secondary decanters and is subsequently sent to flotation thickeners to increase its solid content prior to storage in the mixed sludge deposit. Finally the biogas valorization line is formed by: digesters, biogas agitation compressor, torch, gasometers, engines and recovery boiler.

Due to the inherent advantages of the thermal hydrolysis processes, several kinds of full-scale plants such as CambiTHPTTM and Biothelys[®] have been commercialised worldwide (Zhen et al. 2017). The Burgos WWTP uses Cambi technology, which is characterised by being a batch type process using flash steam preheating.

7.2.2. Description of scenarios.

The average characteristics of the thickened sludge obtained from the post-thickening deposit were used for calculations. The period evaluated was between 2011 and 2016. The estimation of biogas production was based on the flow of sludge and its solid content for the primary and secondary sludge. Mean values were weighted arithmetic average for each case. The mean flow of primary sludge was $19804 \text{ kg/d} \pm 3530 \text{ kg/d}$ with a total solid (TS) content of $4.7 \pm 0.5\%$ and a volatile solid (VS) content of $72.3 \pm 3.4\%$. The mean flow of secondary sludge was $16167 \text{ kg/d} \pm 2417 \text{ kg/d}$, with $6.7 \pm 0.8\%$ of TS and $81 \pm 1.4\%$ of VS. Biogas production values for these two types of sludge were estimated from data reported in literature (Pérez-Elvira et al. 2008; Carrère et al. 2010; Sapkaite et al. 2017).

Two scenarios were considered for the analysis. One containing a steam accumulator which was denoted: plant with thermal hydrolysis and steam accumulator (THSA) and the other one where no steam accumulator was considered and denoted as thermal hydrolysis plant (THP). A schematic representation of the sludge line analysed in the present study is depicted in Figure 1. The optimum point of operation was considered as the minimum value of biogas consumption for the recovery boiler that fully covers the supply of energy for covering steam

demand in the thermal hydrolysis process. The response selected in this analysis was the increase in electrical energy produced by the engines, considering for this scenario the presence of a steam accumulator installed between the recovery boiler and the thermal hydrolysis unit.

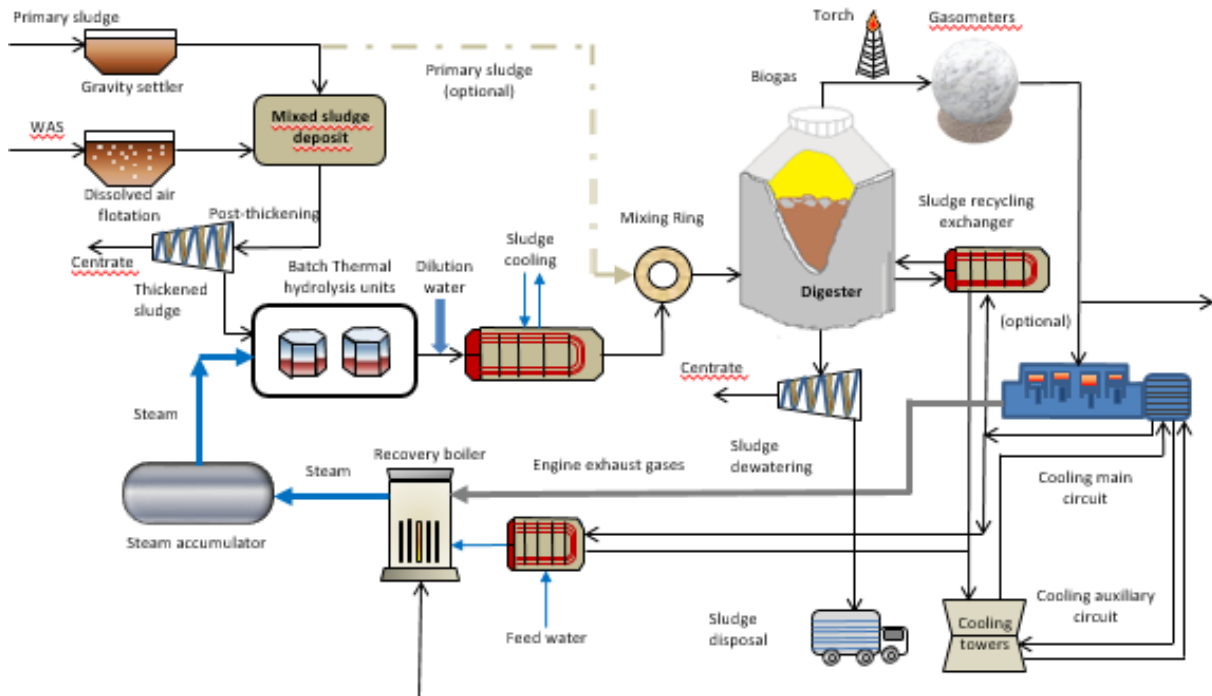


Figure 1. Schematic representation of the sludge line treatment considering the installation of a thermal storage system.

7.2.3. Operating parameters of the WWTP.

The WWTP has a treatment capacity for 1056692 equivalent inhabitants and a sewage flow of 156504 m³/d. The main parameters of the plant associated with the production of biogas and electrical energy are summarized in Table 1. The plant has four combined heat and power (CHP) engines installed which fully operate during the spring season when biogas production of digesters reach its maximum.

Table 1. Main operating parameters of the WWTP of the city of Burgos. Gas volumes expressed at STP conditions (0 °C and 100 kPa).

Parameter	Units	Value
Thermal hydrolysis		
Treatment capacity of THP-B6.2 plant (1 pulper, 2 reactors and 1 flash-tank)	t dry solids/day	35-42
Inlet sludge flow	m ³ /d	211
Inlet sludge concentration	%	16.5
Proportion of primary sludge/WAS	%/%	55/45
Density of sludge (at 95% dry solids)	kg/m ³	1400*
Sludge specific heat capacity	kJ/kg °C	1.5
Inlet sludge temperature (T ₀)	°C	15
Performance of post-thickening centrifugal dewatering	%	97
Steam average consumption	kg/h	1385
Specific steam average consumption	kg/t dry solids	953
Reaction temperature	°C	165
Reaction pressure	kPa	700
Flash-tank temperature	°C	107
Flash-tank pressure	kPa	130
Digesters		
Number of digesters	units	4
Number of digesters in operating	units	1
Volume per digester	m ³	6000
Inlet sludge flow	m ³ /d	349
Inlet sludge concentration	%	10
Hydraulic retention time	d	17.2
Volumetric coefficient	kg volatile solids/day·m ³	4.6
Biogas volume per digester volume	m ³ biogas/m ³ digester	2.5
Low heating value (LHV) biogas	kJ/m ³	21240
Digestion temperature	°C	41
Biogas engines		
Number of engines	unit	4
Electrical power per engine	kW	598
Specific biogas thermal power	kWh/m ³	5.9
Recovery boiler		
Number of recovery boilers	unit	1
Steam flow	kg/h	4200
**Thermal power	kW	2857
Feed water temperature (T _{fw})	°C	80
Live steam temperature	°C	190.2
Live steam pressure	kPa	1260
Burner performance (η _b)	%	88.5
Performance (η _{rb})	%	85
Gasometers		
Number of gasometers	unit	4
Total volume (STP)	m ³	2595
<i>Gas volumes expressed at STP conditions (0° C and 100 kPa)</i>		
<i>*Density of sludge based on Metcalf and Eddy (2003)</i>		
<i>**Feed water temperature: 80 °C.</i>		

7.2.4. Calculation of biogas and electrical energy production.

7.2.4.1. Biogas production.

The biogas production of the digester was estimated based on biochemical methane potential values of hydrolyzed sludge reported by Pérez-Elvira et al. (2008). This value for primary sludge was 0.378 m³ CH₄/kg VS and for secondary sludge was 0.314 m³ CH₄/kg VS, which values consistent with those reported by different authors (Carrère et al. 2010; Sapkaite et al. 2017).

The biogas production (BP) was calculated according to Eq. (1):

$$BP = \frac{(P_{VS} \cdot SMP_p + W_{VS} \cdot SMP_w)}{\%CH_4} \quad (1)$$

where BP (m³/d) is the biogas production of the digesters reported at STP (0 °C and 100 kPa), P_{vs} (kg/d) is the daily mass flow of volatile solids (VS) associated with the primary sludge and W_{vs} (kg/d) is the VS flow for the WAS. SMP_p, SMP_w are the specific methane production of primary sludge and WAS expressed in m³ CH₄/kg VS. The methane content in biogas (%CH₄) was 62.3% based on average methane content of the digester from the Burgos WWTP.

The thermal power of the biogas produced (TpB_{dig}, kW) was calculated according to Eq. (2):

$$TpB_{dig} = \frac{BP \cdot LHV}{86400} \quad (2)$$

where LHV is the low heating value of the biogas expressed in kJ/m³.

7.2.4.2. Electrical energy production of the THP scenario.

Eq. (3) calculates the thermal power of biogas needed for the engines and the recovery boiler (TpB_{cons}, expressed in kW):

$$TpB_{cons} = TpB_{eng} + TpB_{rb_av} \quad (3)$$

where TpB_{eng} (kW) is the thermal power associated with biogas available for the engines and TpB_{rb-av} (kW) is the average thermal power of the biogas consumed in the recovery boiler.

The consumption of biogas by the engines was obtained from the evaluation of the operating conditions of the Guascor engines used in the WWTP of the city of Burgos. The

7. ARTÍCULO PUBLICADO

correlation was obtained from the performance of the engine considering the engine power, fuel mass flow and exhaust gas temperature. Data are reported in supplementary material (S1). This evaluation leads to Eq. (4):

$$TpB_{eng} = N \cdot (12.97 \cdot D_1 + 233.6) \quad (4)$$

where N is the number of engines operating and D_1 (%) is the degree of loading of the engines.

The amount of live steam needed for the thermal hydrolysis of sludge was calculated based on a mass and energy balance performed on the reaction system, considering the sludge inlet to the pulper, live steam inlet to the reactor, sludge outlet of the flash-tank and outlet of the process gases in the pulper

Eq. (5) was used to calculate the thermal power of feed water (Tp_w):

$$Tp_w = F_{W_feed} \cdot Cp_w \cdot (T_{fw} - T_0) \quad (5)$$

where F_{W_feed} (kg/s) is the flow of feed water, Cp_w (kJ/kg °C) is the specific heat capacity of water (4.186 kJ/kg °C), T_{fw} (°C) is the preheating temperature of feed water and T_0 is the temperature of the feeding water (15 °C).

The mass flow of exhaust gases (F_{Eg}), expressed in kg/s, of the Guascor engine was obtained from the Eq. (6) where D_1 is correlated by a polynomial expression (See supplementary material S2)

$$F_{Eg} = \frac{N \cdot (28.7 \cdot D_1 + 446)}{3600} \quad (6)$$

The thermal power recovered from the exhaust gases in the recovery boiler (E_g , kW) was calculated by Eq. (7) based on expression reported by Lozano (1998). The Guascor engines operate with a mass ratio of air to fuel (biogas) of 10.4. Considering that combustion gases of this type of engines contains mainly nitrogen, the approximation of using the values of specific heat capacity (Cp) of air was considered instead of calculating Cp values of the mixture formed by the exhaust gases. The expression given by Lozano (1998) gives similar values to those obtained for the enthalpy calculated for air by the NASA polynomials (Burcat and Ruscic, 2005; Abu-Nada et al., 2006) in the operating temperature range of these internal combustion engines (474-518 °C). The following expression is used for calculating the thermal power associated with the exhaust gases:

$$E_g = \eta_{rb} \cdot F_{Eg} \cdot [1.033 \cdot (T_{in} - T_{out}) + 1.18 \cdot 10^{-4} \cdot (T_{in}^2 - T_{out}^2)] \cdot \frac{t_{inj}}{t_{cycle}} \quad (7)$$

where η_{rb} is the efficiency performance of the recovery boiler, T_{in} (°C) is the inlet temperature and T_{out} (°C) is the outlet temperature of the recovery boiler of exhaust gases which was set at 142 °C, t_{inj} (min) is the injection time of live steam per cycle and t_{cycle} (min) is the total time of the reactor cycle.

The inlet temperature of exhaust gases to the recovery boiler is calculated from Eq. (8), see supplementary material (S3):

$$T_{in} = -0.735 \cdot D_1 + 547.2 \quad (8)$$

Eq. (9) is used to calculate the thermal power of recovery boiler (TpB_{rb_av}):

$$L_s = Tp_W + E_g + TpB_{rb_av} \cdot \eta_b \quad (9)$$

where L_s (kW) is the thermal power of live steam obtained in the recovery boiler at 190.2 °C, η_b (%) is the efficiency performance of the burner in the recovery boiler. The previous equations define a system of two Equations with two unknowns which are: D_1 and TpB_{rb_av} , since the amount of biogas produced by the digester is assumed to equal the demand of the engines and the recovery boiler. Once D_1 was obtained, TpB_{eng} was calculated based on Eq (4), whereupon the “operating point” was defined by the thermal power associated with the engines and the recovery boiler.

Finally, the electrical power E_p (kW) generated by the engines was calculated by Eq. (10):

$$E_p = N \cdot D_1 \cdot 5.98 \quad (10)$$

7.2.4.3. Electrical energy production of THSA.

Eq. (3) indicates that in order to maximise the available biogas, the thermal power associated with biogas consumption in the recovery boiler must be minimised. With the addition of a steam accumulator between the recovery boiler and the thermal hydrolysis unit, the gasometers are used for biogas storage and pressure regulator, but not longer for attenuating peak biogas demands as it was the case of the previous scenario, since the recovery boiler works under continuous conditions at an average rate. On the other hand, during the complete time of the total cycle is possible to recover the energy from the exhaust gases. Consequently, the amount of energy recovered is increased just by increasing the available time for this operation.

The consumption of biogas in the recovery boiler is therefore decreased and the electrical power generated by engines is increased. In THSA scenario, the only equation that changes with respect to THP is Eq. (7) because now the recovery boiler is operating 100% of the cycle time. The expression for calculating E_g is now Eq. (11).

$$E_g = \eta_{rb} \cdot F_{Eg} \cdot [1.033 \cdot (T_{in} - T_{out}) + 1.18 \cdot 10^{-4} \cdot (T_{in}^2 - T_{out}^2)] \quad (11)$$

7.2.5. Steam accumulator calculation of THSA.

Storage system of thermal energy consists of three parts: storage medium, heat transfer mechanism and containment system (Kuravi et al. 2013). These parts are saturated water, vaporisation and tank for the specific case of a steam accumulator. The purpose of steam accumulator is to store steam in the form of saturated water at the accumulation pressure. When this pressure is reduced at consumption pressure of thermal hydrolysis, flash steam is generated which is supplied to reactors. A schematic representation of this thermal storage unit is represented in Figure 2. Steam accumulator is the only industrially proven latent thermal energy storage process. By nature it is a sensible storage process, as it bases its function on the fact that the enthalpy of boiling water increases with pressure. At charging, the condensation of steam leads to an increase in pressure (the heat of condensation is needed to raise the water saturation enthalpy) whereas the inverse process occurs during discharge (Haider and Werner 2013). Steam accumulators can compensate for peak transient consumption and reduce the reaction time and discharge rate of storage systems intended to supply stored energy for longer periods of time (Steinmann and Eck, 2006). Calculations were performed considering the ideal case of accumulator heat losses of 7 kW (equilibrium situation), whereby the flows of saturated and flash steam are equal.

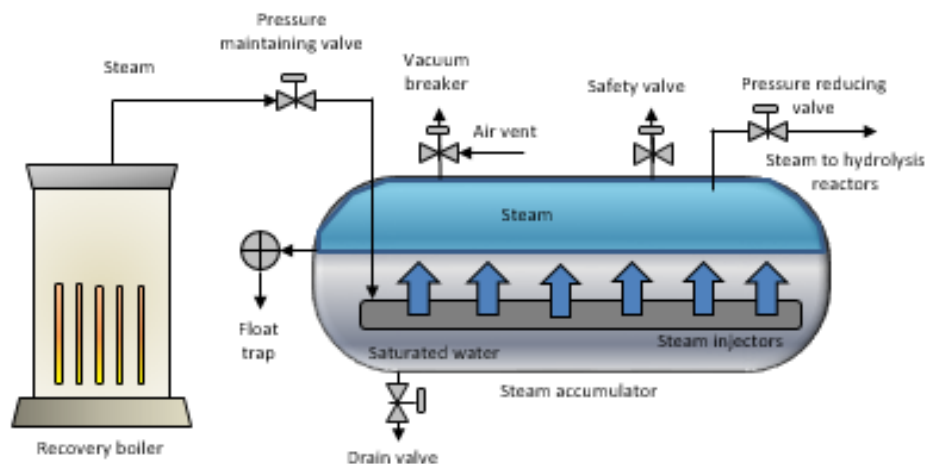


Figure 2. Schematic representation of the thermal storage system: recovery boiler and steam accumulator.

The volume of the steam accumulator is calculated based on the amount of steam flow needed for the thermal hydrolysis process. The steam mass needed for this process (M_s , expressed in kg) is calculated using the steam flow (F_s , kg/h) and the time of injection (t_{inj} , min) by Eq. (12):

$$M_s = \frac{F_s \cdot t_{inj}}{60} \quad (12)$$

The value thus obtained is averaged using the entire cycle time (t_{cycle} , min), therefore the flow of steam provided by the boiler ($F_{Sboiler}$, kg/h) is calculated from the following Eq. (13):

$$F_{Sboiler} = \frac{M_s}{\frac{t_{cycle}}{60}} \quad (13)$$

The whole flow of steam needed for the THP is now supplied by two units. One is the boiler which operates continuously at the average value, and the other one is the steam accumulator, releasing steam exclusively during the steam injection period of the THP (F_{Saccum} , kg/h). This value is then calculated by Eq. (14):

$$F_{Saccum} = F_s - F_{Sboiler} \quad (14)$$

The steam accumulator releases steam using saturated water at the accumulated pressure (P_{acc}) of 2420 kPa. Oakland (2004) considers a ratio in excess of 2:1 between charge and discharge pressures because this condition would offer the basis for favourable practical and economic arguments to adopt the technology, even though each application would require to be judged on its own. The manometric pressure ratio of 2 was therefore assumed in the present study. The steam released is supplied to the THP at 1260 kPa. The amount of saturated water stored by the steam accumulator is obtained from Eq. (15):

$$F_{Saccum} \cdot t_{inj} = \frac{\Delta h \cdot m_{sat_water}}{\lambda_{water]1260}} \quad (15)$$

where Δh is the change in enthalpy of water associated with difference between the pressure in the accumulator and the pressure at the point of consumption point (1260 kPa) which is a constant value of 808.52 kJ/kg, m_{sat_water} is the saturated water stored in the accumulator, $\lambda_{water]1260}$ is the enthalpy of water evaporation at 1260 kPa. The ratio between this change in enthalpy and the enthalpy of evaporation will be denoted as flash steam proportion (expressed in %). This parameter is a function of the pressure of the water accumulator. Depicting the

7. ARTÍCULO PUBLICADO

volume of the accumulator at the different values of pressure between the pressure of consumption point and the critical point, a curve is obtained with the design point being given by the maximum value of the change in slope.

The volume of water in the accumulator is calculated using the density of water (ρ) at a pressure of 2420 kPa. The volume of the accumulator (V_{acum}) is calculated using a filling coefficient (f_c) of 0.9 (Wenqiang et al. 2017) by Eq. (16). A length/diameter ratio of 5 (Stevanovic et al. 2012) was assumed.

$$V_{\text{acum}} = \frac{m_{\text{sat_water}}}{\rho \cdot f_c} \quad (16)$$

Eq. (17) calculates the degree of steam release (D_{sr} , kg/h·m²)

$$D_{\text{sr}} = \frac{F_{\text{S}_{\text{acum}}}}{FSA} \quad (17)$$

where FSA is the free surface area of water (m²). The D_{sr} value must be less than the maximum degree of steam release ($D_{\text{S}_{\text{max}}}$, kg/h m²) in order to make sure that dry steam is being exported from the accumulator and avoid the risk of producing wet steam which would lead to the introduction of impurities in the steam piping system. The value of $D_{\text{S}_{\text{max}}}$ is calculated using Eq. (18) assuming a conservative factor of 2.2 and the pressure in the accumulator (Spiraxsarco, 2017).

$$D_{\text{S}_{\text{max}}} = 2.2 \cdot P_{\text{acc}} \quad (18)$$

The energy balance for the batch operating THP and the operation of the units supplying the steam demand must be zero. These later units are the recovery boiler operating under a continuous configuration and the steam accumulator supplying steam whenever needed for the THP during the steam injection cycle.

7.2.6. Economic analysis.

The treatment of wastewaters represents two main challenges as it is increasing the environmental sustainability of the process by reducing the consumption of resources and/or recovering them from wastewater and minimising the economic cost of operating this service (Molinos-Senante et al. 2014). Therefore, the importance in evaluating the reduction in cost associated with the insertion of a steam accumulator in the THP. The cost estimation for a conventional WWTP should consider: the depreciation of new equipment, energy demand, reagents, maintenance and personnel, transportation and sludge disposal (Bertanza et al. 2015).

In the present study, the operation and maintenance costs of the steam accumulator were assumed to be similar to those of a conventional WWTP, with an annually value estimated in 2.6% of the capital investment (Jafarinejad 2017).

The economic feasibility of the approach was evaluated considering the insertion of a steam accumulator between the recovery boiler and the thermal hydrolysis (scenario of the WWTP of Burgos under study) and calculating the annual savings in the purchase of electricity energy from the network. The payback period (expressed in years) is then calculated considering constant cash flow and using the following expression:

$$\text{Payback} = \frac{I_0}{C_F} \quad (19)$$

where I_0 (€) is the initial capital invested and C_F (€) is the cash flow per year

7.3. Results and discussion.

7.3.1. Steam accumulator design and THSA.

Figure 3a displays the different volumes necessary for the steam accumulator based on the accumulation pressure. Figure 3b represents the different values obtained as a function of the accumulation pressure for the flash steam generated (expressed as percentage).

The value of the pressure (2420 kPa) selected for the steam accumulator is calculated by means of a ratio between the manometric pressure of accumulation and the manometric pressure of consumption of 2 and it is represented in Figure 3a. For this value, the corresponding volume is 17.7 m³. This value constitutes the design point of the accumulator. It is also observable from these figures that the increase in the accumulation pressure evidently results in lower design volumes. However, the exacerbated increase in the accumulation pressure is accompanied by the increase in costs of the equipment, resulting unfeasible selecting extreme pressures.

Figure 3b shows that the percentage of flash steam produced at the design point which is 7.4%. In this same graph it is also observed an increase in the amount of flash steam generated with the increase in pressure. In this case the effect of pressure in the increase in the proportion of flash steam is steeper than in the case of this same effect on the volume of the accumulator. At the critical point, the value is of 57.2% for the amount of flash steam generated.

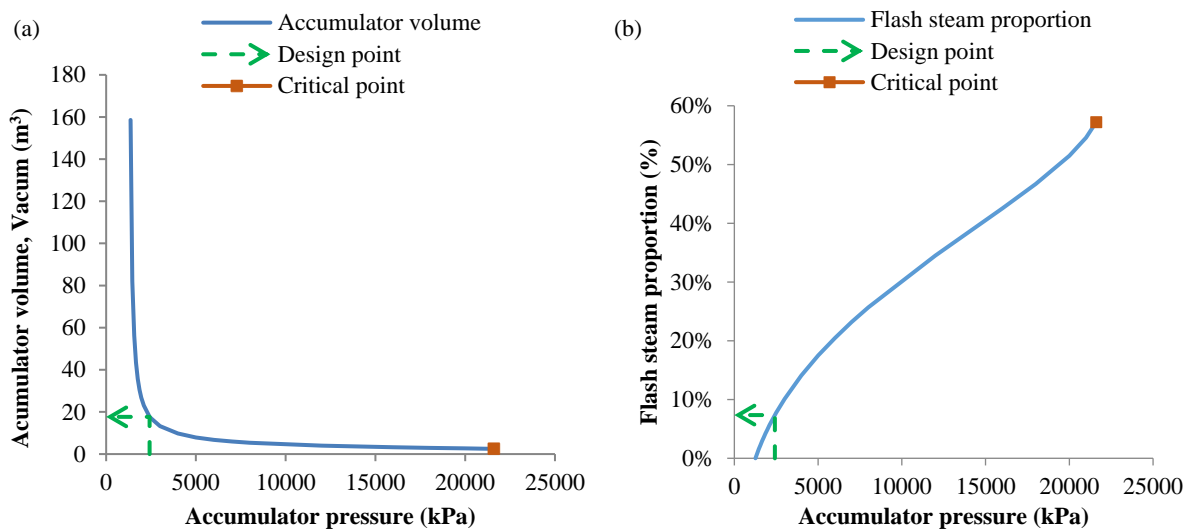


Figure 3. *a) Variation of the required volume of the steam accumulator as a function of accumulation pressure. b) Flash steam generated (expressed as percentage) as a function of the accumulation pressure.*

Figure 4a illustrates the variation of the mass of sludge as a function of time for the tanks of the THP (pulper, reactors and flash-tank). This diagram is fundamental in order to understand the difficulties in adapting a batch process for operating in a continuous condition plant. The need of an important amount of energy in short periods results in the incapability of effectively recovering the energy contained in the exhaust gases. The injection of steam is performed for 21.1 min when considering the two thermal hydrolysis reactors for a total cycle time of 64.1 min. This means that the energy contained in the exhaust gases is available for the recovery boiler just for 33% of the whole cycle time. This operating feature results in a great amount of biogas being consumed for the plant to cover the energy needs. On the other hand, if the production of steam is set at its average value, the recovery of the energy contained in the exhaust gases can be performed for the 100% of the operating cycle. This approach allows for operating the recovery boiler exclusively with the exhaust gases stream from the CHP engines and as consequence eliminating the need of biogas as surplus fuel for covering peak demands in the THP.

The stages and operating times of each reactor in a complete cycle are also represented in Figure 4a for an inlet sludge flow of 34892 kg/d. This value considers a loss of 3% dry solids in the post-thickening operation. The capacity of each thermal hydrolysis reactor is of 776.5 kg dry solids/batch. The operating routine is as follows: a) filling time: 13.5 min, b) steam injection time: 10.6 min, c) retention time: 30 min, d) sudden depressurization, e) emptying time (sudden

depressurization) to flash-tank: 10 min. The two dashed lines represented in this graph indicate the maximum (87%) and the minimum level (20%) of the pulper and flash-tank capacity.

Figure 4b shows the injection of live steam to the THP-B6.2 Cambi plant reactors, the steam average flow and the variations of the mass of saturated water in the steam accumulator as a function of time. When the steam injection ends in reactor 1, it begins 2.9 min later in reactor 2 having both reactors the same time for the filling operation. The steam average flow of the cycle is 1385 kg/h. The peak steam flow of the process is 4200 kg/h which is maintained during a 33% of time for the whole cycle.

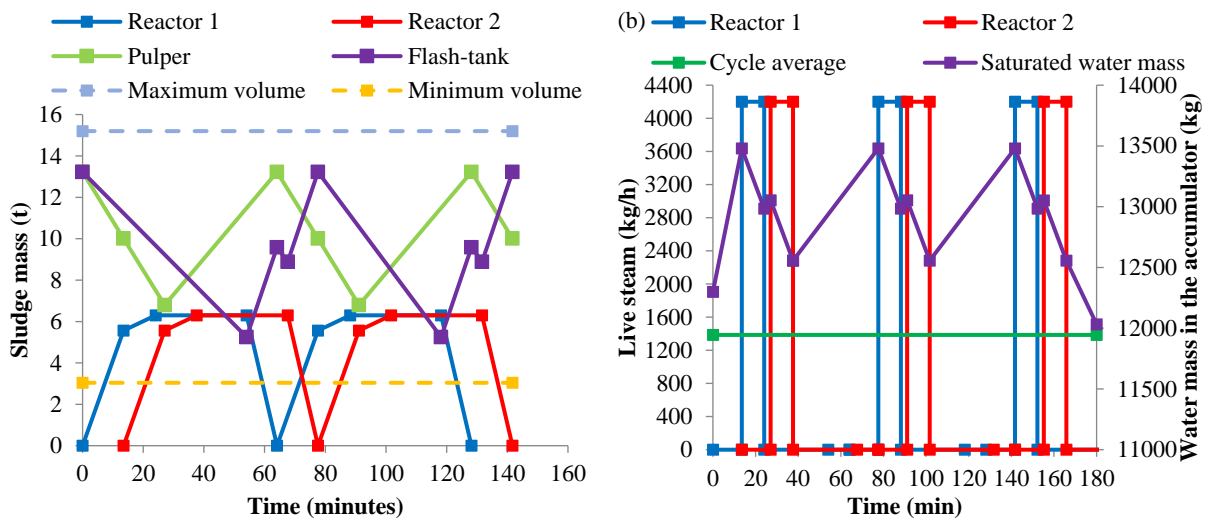


Figure 4. a) Diagram of the mass of sludge in the pulper, reactors and flash-tank when filling-emptying operations. **b)** Live steam injection diagram of reactors 1 and 2, steam average flow and diagram of the saturated water mass in the accumulator as a function of time.

The minimum mass of saturated water needed in the steam accumulator is 12556 kg (83.8% of total capacity) and the maximum is 13480 kg (90%). The mass of saturated water at the beginning of the steam injection in reactor 1 is 13480 kg (90%) and at the end 12984 kg (86.7%). In reactor 2 is 13052 kg (87%) at the beginning and 12556 kg (83.8%) at the end. It can be seen that previous to injecting steam into reactor 1 in each cycle, the accumulator is already at 90% of its capacity.

Table 2 shows the main parameters of the recovery boiler, the steam accumulator and the thermal hydrolysis reactors.

Table 2. Parameters of the recovery boiler, accumulator and thermal hydrolysis.

Parameters	Units	Values
Recovery boiler (steam production)		
Steam flow (F_{boiler})	kg/h	1385
Saturation pressure	kPa	2420
Saturation temperature	°C	222
Horizontal accumulator (steam accumulation)		
Steam flow (F_{Saccum})	kg/h	2815
Stored steam mass ($m_{\text{sat_water}}$)	kg/cycle	992
Flash steam proportion	%	7.4
Filling coefficient (f_c)	%	90
Full tank water mass	kg	14978
Saturated water density (ρ)	kg/m ³	848.2
Accumulator volume (V_{accum})	m ³	17.7
Saturation pressure	kPa	2420
Saturation temperature	°C	222
Diameter	m	1.65
Length	m	8.25
Thermal hydrolysis (steam consumption)		
Steam flow (batch) (F_s)	kg/h	4200
Average flow (cycle)	kg/h	1385
Injection time (batch)	min/cycle	21.1
Non-injection time (non-batch)	min/cycle	43.0
Cycle time	min	64.1
Saturation temperature	°C	190.2
Saturation pressure	kPa	1260

The steam accumulator was selected to have a horizontally arranged configuration so as to give the largest possible surface area of water for the release of flash steam (Thomas 1996). Once calculated the capacity and size of the accumulator considering a cylindrical shape, it was necessary to check on the degree of steam surface release attained when is at 90% of its total capacity, which is a volume of 16 m³. Under these conditions, the FSA value is 9.90 m² and it corresponds to the product of the circle chord and the accumulator length. The Dsr value thus calculated by applying Eq. (17) is 284 kg/m² h which is less than the maximum degree of steam release (5324 kg/m²·h) obtained when applying Eq. (18). Therefore, this condition was widely fulfilled.

The storage capacity of thermal energy along with balancing the demand and generation of steam are the most important factors that should be considered when selecting the steam

accumulator (Wenqiang et al. 2017). In the present study, these factors account for the following values: The steam storage capacity needed was calculated to be 992 kg or 2780 MJ. The specific steam storage capacity was 62.4 kg/m³ or 175 MJ/m³

7.3.2. Mass and energy balance of the process.

7.3.2.1. Operating point for the system of engines and recovery boiler.

The distribution of biogas consumption was evaluated by means of equations (3) to (11) for calculating the thermal power of the recovery boiler and the consumption of biogas by the engines and recovery boiler. The solution to these equations constitutes the operating point. Fig. 5a shows the operating point, as the intersection between the line representing the thermal power associated to the recovery boiler and the one representing the consumption of biogas by the engines for the THP scenario, while Fig. 5b shows the same information but for the THSA configuration.

The slope of the line representing the biogas consumption of the engines for the THSA scenario is much lower than that for the THP, resulting in higher biogas consumption available for the engines and lower demand of biogas for the recovery boiler. The sum of the biogas needs is always 3640 kW for these two systems which is the same amount of biogas produced by the sludge digesters.

The surplus biogas now available for the engines allows for an increase in the production of electrical energy of 13.8%. However, the electrical performance decreases from 38.3% in the THP scenario to 36.4% because the three engines are now operating at low loading in the THSA scenario. Since the performance of the engines is directly proportional to the degree of loading, this causes a discrepancy between the increase in the available biogas and the performance of the electrical energy production.

Figure 5 represents the average consumption of biogas for the two scenarios studied. The engines work steadily at 2773 kW. Under the THP configuration, the recovery boiler must cover the peak demand (4200 kg/h) of live steam for the hydrolysis reactors working on batch mode. Therefore the gasometer provides 1762 kW and continuously presents variations in the biogas volume stored when needing to supply the extra biogas for the recovery boiler during the time of steam injection t_{inj} . This performance translates into a change of the gas volume stored from 2595 to 2475 m³ (STP) at the end of the injection cycle.

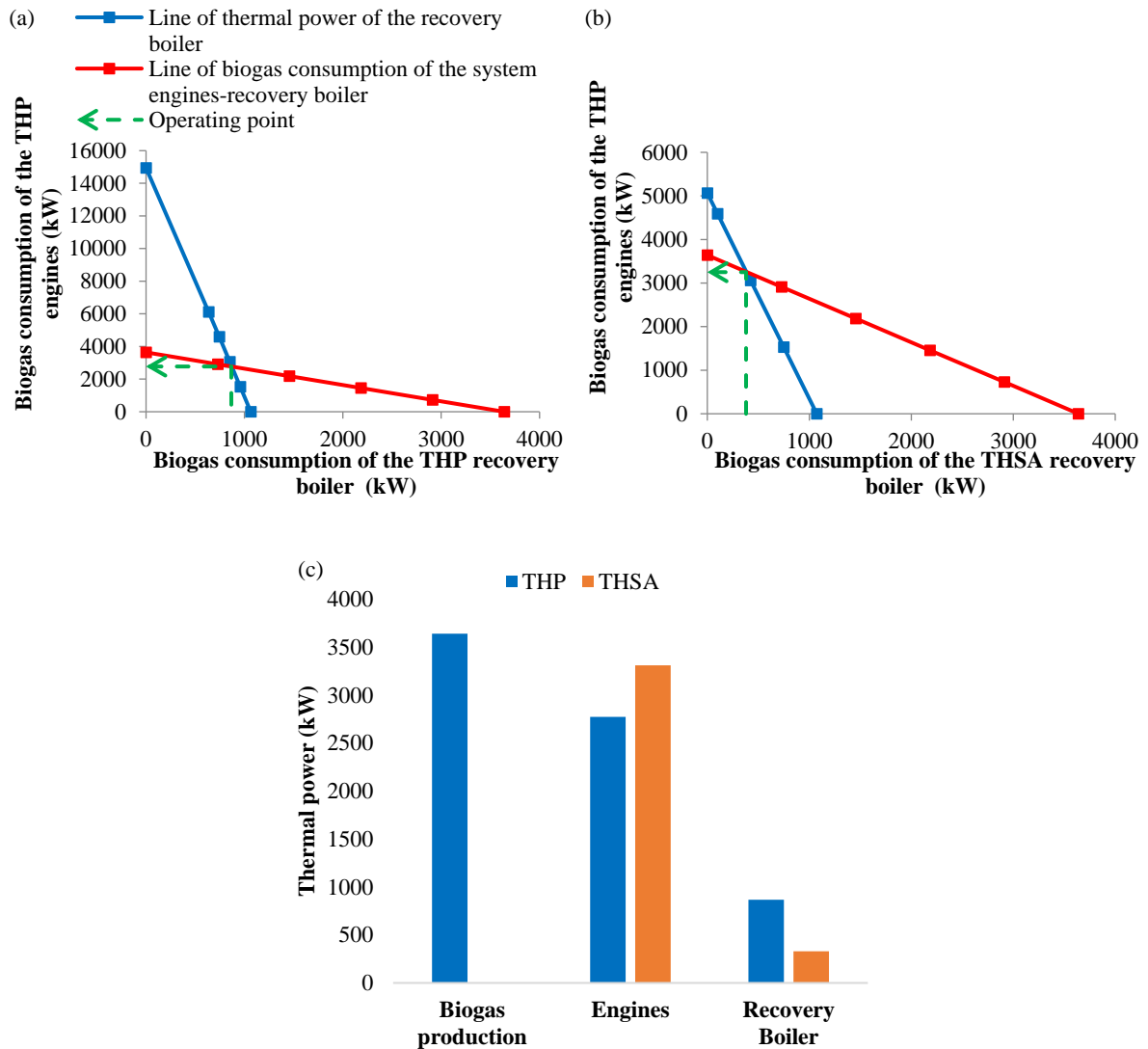


Figure 5. *a)* Representation of the consumption of biogas for the recovery boiler and the CHP engines for the THP and *b)* THSA scenario. *(c)* Average thermal power obtained for THP and THSA.

On the other hand, the THSA scenario considers that the average live steam demand is supplied by the recovery boiler, operating this unit under continuous conditions, therefore the biogas consumption of the engines can be now increased to 3328 kW, whereas the recovery boiler presents a constant demand of biogas but it is now the steam accumulator the unit that is providing the missing energy demand for the batch thermal hydrolysis reactors. By inserting the steam accumulator, a 20% increase was obtained in the biogas available for the engines along with a decrease in biogas consumption (64%) for the recovery boiler.

Figure 6 allows the comparison of the thermal power balance for the recovery boiler as a function of time in the THP and THSA scenarios. The thermal power supplied to the recovery boiler is the same amount for both scenarios considered. However, the distribution of its source

is different, with the recovery of energy from the exhaust gases being the main contribution in the THSA scenario. Because the losses considered are associated with the use of the burner boiler, it is the THSA scenario the one presenting lower values for this parameter.

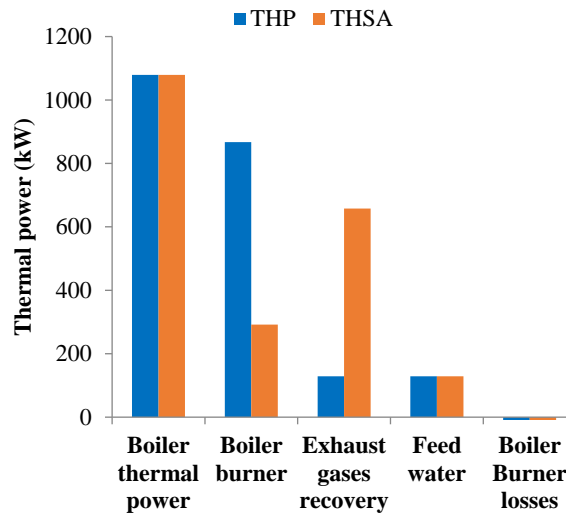


Figure 6. Average thermal power balance for the THP and THSA scenario.

The thermal power supplied by the recovery boiler in the THSA scenario is reduced by 66.8% when compared with the THP configuration. In addition, the saturation pressure of the steam produced is increased by 200%. The consumption of thermal power by the burner was reduced by 62% when a steam accumulator is added to the scenario, and in this same way, the recovery of energy from the exhaust gases is now increased by 276% thanks to the different operating conditions of the system. The feed water is the same in both cases but the burner losses are reduced in the same proportion of that of its consumption in thermal power.

7.3.2.2. Variation of different parameters as a function of live steam flow.

The consumption of biogas and the electrical power generated by engines as a function of the flow of live steam supplied to the thermal hydrolysis reactors are represented in Figure 7a for the THSA scenario. The consumption of biogas for the recovery boiler and its value expressed as percentage with respect to the total production of biogas is represented in Figure 7b as a function of the flow of live steam supplied to the thermal hydrolysis process.

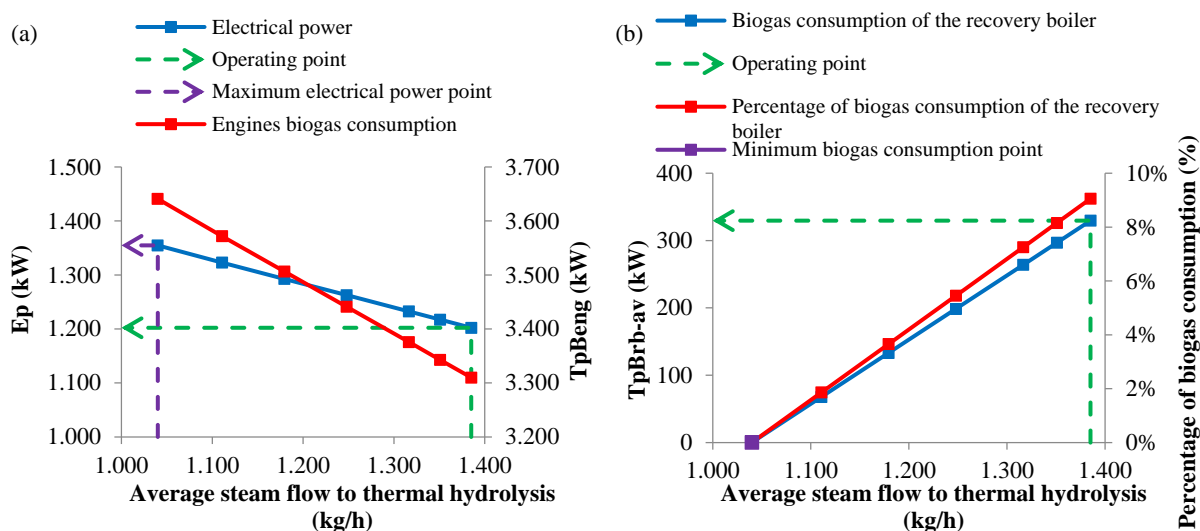


Figure 7. THSA scenario. **a)** Consumption of biogas and electrical power generated as a function of the flow of live steam supplied to the thermal hydrolysis reactors. **(b)** Biogas consumption of the recovery boiler and biogas needs for this unit expressed as percentage of the total biogas available as a function of live steam flow.

The values were calculated at the operating point of engines considering an average supply of live steam of 1385 kg/h to the hydrolysis reactors. Under this configuration the electrical power generated was 1202 kW and the consumption of biogas by the engines was 3310 kW. In Fig. 7a is represented the required live steam flow that sets to zero the biogas consumption of the recovery boiler. These new values are: 1058 kg/h for the steam mass flow needed for the hydrolysis reactors and an electrical power generation of 1355 kW associated with a consumption of biogas by the engines of 3640 kW. The operating point values for the recovery boiler are also represented in Fig. 7b for the average steam flow supplied; the needs of biogas for the recovery boiler are 330 kW, with this value representing a 8.6% of the total biogas available at the plant. Reducing the biogas consumption of the recovery boilers, allows obtaining the point of maximum net biogas available and electrical power generated. This would be possible if some procedure to reduce the steam needs of reactors were applied, such as: additional sludge preheating using an external heat exchanger or increasing the content of solids in sludge to a value higher than the 16-18% range which are the values of operation for the THP working at the WWTP of Burgos.

7.3.2.3. Comparison of the energy balance between THP and THSA scenarios.

Data presented in Table 3 are the main parameters of the energy balance performed for the two scenarios evaluated.

Table 3. Main energy parameters of THP and THSA scenarios.

Parameters	Units	THP	THSA	Batch	Average	
				stage increase (%)	cycle increase (%)	
		Batch	Average	Steam accumulator		
Biogas production						
Production	kW	3640	3640	3640	0	0
*Batch gasometers	kW	1762	0	0
Biogas consumption						
*Non-batch gasometers	kW	867	0	0
Engines	kW	2773	2773	3310	+20.0	+20.0
Recovery boiler	kW	2631	864	330	-87.5	-62.0
Recovery boiler percentage	%	48.7	23.8	9.1	-81.4	-62.0
Engines						
Number	units	2	2	3	+50.0	+50.0
Degree of loading	%	88.8	88.8	67.0	-24.5	-24.5
Exhaust gases flow	kg/s	1.7	1.7	2.0	+17.6	+17.6
Exhaust gases temperature	°C	482	482	498	+3.3	+3.3
Electrical performance	%	38.3	38.3	36.3	-5.2	-5.2
Recovery boiler						
Live steam flow	kg/h	4200	1385	1385	-67.0	0
Saturation temperature	°C	190.2	190.2	222	+16.8	+16.8
Saturation pressure	kPa	1260	1260	2420	**+192.1	**+192.1
Exhaust gases inlet temperature	°C	482	482	498	+3.3	+3.3
Exhaust gases outlet temperature	°C	142	142	142	0	0
Recovered thermal power	kW	530	175	658	+24.2	+276.0
Feed water thermal power	kW	390	129	129	-67	0
Burner thermal power	kW	2328	767	292	-87.5	-62.0
Recovery boiler thermal power	kW	3248	1071	***1079	-66.8	+0.7
Electrical energy produced						
Electrical power	kW	1063	1063	1202	+13.1	+13.1
Electrical energy	MWh/year	9312	9312	10531	+13.1	+13.1
* Gasometers function as buffer of biogas consumption of recovery boiler (THP)						
** This increase is 200% when manometric pressures are considered						
*** Accumulator heat losses: 7 kW						

The advantages of considering a steam accumulator in the WWTP associated with the process of thermal hydrolysis is the greater amount of available biogas for the engines, which in this case was 20%. This advantage represents an increase of 13.1% in the electrical energy generated by these same engines. As it was stated previously, the more available biogas for the engines is also associated with the change in the operating conditions of the recovery boiler, representing benefits regarding the great decrease in the needs of biogas for this unit (62%

7. ARTÍCULO PUBLICADO

decrease) and therefore the concomitant increase in the recovery of energy from the exhaust gases (276%). With the addition of the steam accumulator the operating conditions of the recovery boiler are set continuously to an average value with a lower degree of loading, which increases its performance and durability. This feature allows for eliminating the need of gasometers as buffer systems for the boiler, maintaining its main function as gas storage and pressure regulator.

The steam accumulator buffers the large temporally need of steam of the hydrolysis reactors so that improves the reliability of the operation of the steam system (Zhang et al. 2013). The more stable operation prevents water-tube boiler from fast aging (Stevanovic et al. 2015) and supplies the energy previously stored, reducing the need of continuously adjusting the steam supply and ensuring that the boiler is working at an economical load and buffers the large momentary consumption of steam in recovery boiler to improve the reliability of the system operation (Zhang et al. 2013). However, as disadvantage it is stated the great increase of pressure necessary for the recovery boiler (200% based on manometric pressure values) and the decrease in electrical performance of the engines (-5.0%) since this scenario considers the use of three engines operating at low load.

7.4. Economic analysis.

There are two criteria for selecting an improvement in a biogas process technology: satisfy the specific requirement of plant operability and cost minimisation (Khana et al. 2017). The electrical energy production is increased with the addition of a steam accumulator between the recovery boiler and the thermal hydrolysis process. The surplus electrical energy thus produced is fully consumed in the WWTP, therefore reducing the amount of electrical energy purchased from the network, with the subsequent economic saving.

The electricity generated per year in the THP scenario was 9312 MWh, while this value was 10531 MWh when considering the use of a steam accumulator. If a unit price of 85 €/MWh is supposed, the saving of electrical energy would account for 103605 € per year. The necessary investment for installing a steam accumulation system in the renovation scenario was 190 000 € (considering a purchase and installation price of 100000 € for the recovery boiler and 90000 € for the accumulator). The feeding pump of the boiler operates at 2420 kPa instead at 1260 kPa in the standard THP scenario, although the total amount of water pumped is the same for both cases. The increase in pressure leads to 0.62 kW extra needed due to the introduction of the steam accumulator, which translates in an energy demand of 5431.2 kWh (equivalent to 462

€/year). Therefore, operation and maintenance costs were estimated in 4940 €/year. The resulting payback period based on the previous assumption was two years. Therefore, the energy balance and economic analysis indicates the feasibility of installing a steam accumulator in the batch thermal hydrolysis process if it is considered as a plant renovation case as it would be the case of the present study.

7.5. Conclusions.

The integration of a steam accumulator into the Burgos WWTP plant allows for an increase in the net biogas production of 20% which translates into a 13.1% increase in the electrical energy produced at the operating point established. The steam accumulator makes possible to take full advantage of 100% of the thermal power of exhaust gases, increasing the capacity of heat recovery to 276%. This insertion causes the thermal power and the biogas self-consumption of the recovery boiler to be reduced by 67% and 62%. Besides, the peak demands of steam for short time periods are eliminated and the reduction of thermal stresses of the recovery boiler is avoided thanks to the operation at a continuous average flow. The economic analysis performed indicates that the payback period of the investment would be two years for the hypothesis of renovation plant (Burgos plant case). A significant economic saving of 98213 €/year was obtained due to the decrease of the electrical energy purchased from the network.

Acknowledgements.

The author wishes to thank for the great support received by the plant manager of the Burgos WWTP during the implementation of this research. This research was possible thanks to financial support from Ministerio de Economía y Competitividad and ERDF through project UNLE15-EE-3070.

7.6. References.

- Abu-Nada E., Al-Hinti I., Al-Sarkhi A., Akash B (2006)** Thermodynamic modeling of spark-ignition engine: Effect of temperature dependent specific heats. *Int Commun Heat Mass* 33(10): 1264–1272 <https://doi.org/10.1016/j.icheatmasstransfer.2006.06.014>.
- Barber W (2016)** Thermal hydrolysis for sewage treatment: a critical review. *Water Res* 104: 53–71 <https://doi.org/10.1016/j.watres.2016.07.069>.
- Bertanza G, Canato M, Heimersson S, Laera G, Salvetti R, Slavik E, Svanström M (2015)** Techno-economic and environmental assessment of sewage sludge wet oxidation. *Environ Sci Pollut R* 22(10): 7327–7338 <https://doi.org/10.1007/s11356-014-3378-6>.

7. ARTÍCULO PUBLICADO

Biglia A, Comba L, Fabrizio E, Gay P, Aimonino D (2017) Steam batch thermal processes in unsteady state conditions: modelling and application to a case study in the food industry. *Appl Therm Eng* 118: 638–651 <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2017.03.004>.

Burcat A, Ruscic B (2005) Third Millennium Ideal Gas and Condensed Phase Thermochemical Database for Combustion with Updates from Active Thermochemical Tables, Argonne National Laboratory, Report number ANL-05/20. <http://www.ipd.anl.gov/anlpubs/2005/07/53802.pdf>.

Cao J (2000) Optimization of thermal storage based on load graph of thermal energy system. *Int J Thermodynamics* 3(2):91–97.

Carrère H, Dumas C, Battimelli A, Batstone DJ, Delgenès JP, Steyer JP, Ferrer I (2010) Pretreatment methods to improve sludge anaerobic degradability: a review. *J Hazard Mater* 183(1-3):1–15 <https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2010.06.129>.

Chauzy J, Dimassimo R, Kline M, Howell G (2014) What is the Best Arrangement for Implementing THP (Thermal Hydrolysis Process) on my Sludge Treatment Facilities? *P W Environ Fed* 15: 5181–5193 <https://doi.org/10.2175/193864714815938814>.

Divyalakshmi P, Murugan D, Sivarajan M, Sivasamy A, Saravanan P, Rai CL (2017) Optimization and biokinetic studies on pretreatment of sludge for enhancing biogas production. *Int J Environ Sci Te* 14(4):813–822 <https://doi.org/10.1007/s13762-016-1191-0>.

Fernández-Polanco D, Tatsumi H (2016) Optimum energy integration of thermal hydrolysis through pinch analysis. *Renew Energ* 96:1093–1102 <https://doi.org/10.1016/j.renene.2016.01.038>.

Haider M, Werner A (2013) An overview of state of the art and research in the fields of sensible, latent and thermo-chemical thermal energy storage. *Elektrotech Inftech* 130(6):153–160 <https://doi.org/10.1007/s00502-013-0151-3>.

Ibrahima H, Ilincaa A, Perron J (2008) Energy storage systems-Characteristics and comparisons. *Renew Sust Energ Rev* 12(5):1221–1250 <https://doi.org/10.1016/j.rser.2007.01.023>.

Jafarinejad S (2017) Cost estimation and economical evaluation of three configurations of activated sludge process for a wastewater treatment plant (WWTP) using simulation. *Appl Water Sci* 7(5):2513–2521 <https://doi.org/10.1007/s13201-016-0446-8>.

Khana I, Othmanb M, Hashim H, Matsuurad T, Ismailb A, Rezaei-DashtArzhandib M, Azeleeb I (2017) Biogas as a renewable energy fuel-A review of biogas upgrading, utilisation and storage. *Energ Convers Manage* 150: 277–294 <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2017.08.035>.

Kuravi S, Trahan J, Goswami D, Rahman M, Stefanakos E (2013) Thermal energy storage technologies and systems for concentrating solar power plants. *Prog Energ Combust* 39(4): 285–319 <https://doi.org/10.1016/j.peccs.2013.02.001>.

Lozano M.A (1998) Cogeneración. Departamento de Ingeniería Mecánica, Universidad de Zaragoza (revisión 2014), <https://publicationslist.org/data/miguel.a.lozano/ref-183/Cogeneracion%201998%> [accessed 12.05.17].

Magrí A, Giovannini F, Connan R, Bridoux G, Béline F (2017) Nutrient management from biogas digester effluents: a bibliometric-based analysis of publications and patents. *Int J Environ Sci Te* 14(8):1739–1756 <https://doi.org/10.1007/s13762-017-1293-3>.

Martínez EJ, Gil MV, Rosas JG, Moreno R, Mateos R, Morán A, Gómez X (2017) Application of thermal analysis for evaluating the digestion of microwave pre-treated sewage sludge. *J Therm Anal Calorim* 127(2):1209–1219 <https://doi.org/10.1007/s10973-016-5460-4>.

Metcalf E, Eddy E (2003) Wastewater engineering: treatment and reuse. McGrawHill. Inc., New York.

Molinos-Senante M, Hernandez-Sancho F, Sala-Garrido R (2014) Benchmarking in wastewater treatment plants: a tool to save operational costs. *Clean Technol Envir* 16(1):149–161 <https://doi.org/10.1007/s10098-013-0612-8>.

Nazari L, Yuan Z, Santoro D, Sarathy S, Ho D, Batstone D, Xu C, Ray M (2017) Low-temperature thermal pre-treatment of municipal wastewater sludge: process optimization and effects on solubilization and anaerobic degradation. *Water Res* 113:111–123 <https://doi.org/10.1016/j.watres.2016.11.055>.

Neumann P, Pesante S, Venegas M, Vidal G (2016) Developments in pre-treatment methods to improve anaerobic digestion of sewage sludge. *Rev Environ Sci Bio* 15(2):173–211 <https://doi.org/10.1007/s11157-016-9396-8>.

Oakland D (2004) Steam accumulation gives CHP an added push to halt climate change, <https://www.homeaccentstoday.com/file/12083-chp.pdf>; 2004 [accessed 08.27.17].

Pérez-Elvira SI, Diez PN, Fernández-Polanco F (2006) Sludge minimisation technologies. *Rev Environ Sci Bio* 5(4):375–398 <https://doi.org/10.1007/s11157-005-5728-9>.

Pérez-Elvira SI, Fernández-Polanco F, Fernández-Polanco M, Rodríguez P, Rouge P (2008) Hydrothermal multivariable approach: Full-scale feasibility study. *Electron J Biotechno* 11(4):7–8 <https://doi/10.2225/vol11-issue4-fulltext-14>.

Pilli S, Yan S, Tyagi RD, Surampalli RY (2015) Thermal pretreatment of sewage sludge to enhance anaerobic digestion: a review. *Crit Rev Environ Sci Te* 45(6):669–702 <https://doi.org/10.1080/10643389.2013.876527>.

Ruffino B, Campo G, Cerutti A, Zanetti M, Lorenzi E, Scibilia G, Genon G (2016) Preliminary technical and economic analysis of alkali and low temperature thermo-alkali pretreatments for the anaerobic digestion of waste activated sludge. *Waste Biomass Valori* 7(4):667–675 <https://doi.org/10.1007/s12649-016-9537-x>.

Sapkaite I, Barrado E, Fdz-Polanco F, Pérez-Elvira SI (2017) Optimization of a thermal hydrolysis process for sludge pre-treatment. *J Environ Manage* 192:25–30 <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2017.01.043>.

7. ARTÍCULO PUBLICADO

Spiraxsarco (2017) Steam accumulators, <http://www.spiraxsarco.com/Resources/Pages/Steam-Engineering-Tutorials/the-boiler-house/steam-accumulators.aspx>; 2017 [accessed 08.27.17].

Steinmann W, Eck M (2006) Buffer storage for direct steam generation. *Sol Energy* 80(10):1277–1282 <https://doi.org/10.1016/j.solener.2005.05.013>.

Stevanovic V, Maslovaric B, Prica S (2012) Dynamics of steam accumulation. *Appl Therm Eng* 37:73–79 <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2012.01.007>.

Stevanovic VD, Petrovic MM, Milivojevic S, Maslovaric B (2015) Prediction and control of steam accumulation. *Heat Transfer Eng* 36:498–510 <https://doi.org/10.1080/01457632.2014.935226>.

Sun B, Guo J, Lei Y, Yang L, Li Y, Zhang G (2015) Simulation and verification of a non-equilibrium thermodynamic model for a steam catapult's steam accumulator. *Int J Heat Mass Tran* 85:88–97 <https://doi.org/10.1016/j.ijheatmasstransfer.2015.01.120>.

Thomas A (1996) Design methodology for a small solar steam generation system using the flash boiler concept. *Energ Convers Manage* 37(1):1–15 [https://doi.org/10.1016/0196-8904\(95\)00022-6](https://doi.org/10.1016/0196-8904(95)00022-6).

Tyagi VK, Lo SL (2011) Application of physico-chemical pretreatment methods to enhance the sludge disintegration and subsequent anaerobic digestion: an up to date review. *Rev Environ Sci Bio* 10(3):215 <https://doi.org/10.1007/s11157-011-9244-9>.

Wenqiang S, Yuhao H, Yanhui W (2017) Operation optimization of steam accumulators as thermal energy storage and buffer units. *Energies* 10(1):1–16. <https://doi.org/10.3390/en10010017>.

Zhen G, Lu X, Kato H, Zhao Y, Li YY (2017) Overview of pretreatment strategies for enhancing sewage sludge disintegration and subsequent anaerobic digestion: Current advances, full-scale application and future perspectives. *Renew Sust Energ Rev* 69:559–577 <https://doi.org/10.1016/j.rser.2016.11.187>.

Zhang G, Sun B, Li Y, Ma H, Liu C, Wang Y (2013) Simulation study on influencing factors of rapid steam-charging process in steam accumulator. *Appl Mech Mater* 281: 563–567 <https://doi.org/10.4028/www.scientific.net/AMM.281.563>.

**CAPÍTULO 8. BALANCE ENERGÉTICO DEL
ESCENARIO 4, MEJORAS AL PROCESO
INTEGRAL DEL PRETRATAMIENTO DE
HIDRÓLISIS TÉRMICA DE FANGOS DE LA
EDAR DE BURGOS.**

8.1. INTRODUCCIÓN

En vista de los resultados obtenidos del balance económico y análisis de viabilidad realizado en el capítulo 6, se han evaluado una serie de mejoras energéticas al proceso para su optimización. La evaluación comprende como punto de partida el estado de la planta considerando el escenario 3 en que la unidad de hidrólisis térmica se encuentra instalada y funcionando. Y una segunda evaluación en la que el punto de partida comprende el escenario 1 inicial con el funcionamiento de la digestión anaerobia convencional.

Un objetivo importante de esta tesis ha sido conseguir que la EDAR de Burgos sea un “*sistema de energía total*” (Lozano, 2014) generando internamente todas las energías eléctrica y térmica necesarias para el propio consumo de la planta. El valor de la energía eléctrica consumida en el escenario 3 asciende actualmente a 1.885 kW (EDAR, 2016) (incrementados de forma significativa tras la instalación del tratamiento terciario y de la hidrólisis térmica). Sin embargo, como “*meta mínima inicial*” se ha pretendido alcanzar la “*autogeneración neta*” de 1.282 kW (EDAR, 2016) consumidos en el escenario 1, con objeto de prescindir lo máximo posible de las compañías suministradoras de energía eléctrica de la red, pues el valor anterior se muestra en principio inalcanzable para la tecnología aquí analizada.

Para lograr este objetivo, las mejoras energéticas que se han planteado son, por un lado, las denominadas “*simples*” y por otro las “*compuestas*”. Se ha realizado un “*análisis de sensibilidad*” únicamente a las mejoras simples, con objeto de poder apreciar claramente la modificación de los parámetros energéticos para entender el funcionamiento del proceso y obtener el “*punto óptimo de operación*” para cada una de ellas. Una vez optimizados los parámetros asociados a las mejoras simples, se han evaluado los “*parámetros de índole energética*” y los “*dos de índole económica*” más importantes con la confección de la “*matriz de mejoras simples optimizadas*”, realizándose la misma actuación para las mejoras compuestas dando lugar a su vez a la “*matriz de mejoras compuestas optimizadas*”.

Finalmente, una vez obtenidas las dos matrices, se ha realizado un balance económico y análisis de viabilidad al conjunto de las mejoras energéticas propuestas para elegir la opción que presente los mejores resultados desde el punto de vista técnico y económico. La Figura 8.1 muestra el diagrama de bloques con los principales objetivos a conseguir en este capítulo como base del establecimiento del cálculo técnico-económico del que ha sido denominado como escenario 4.

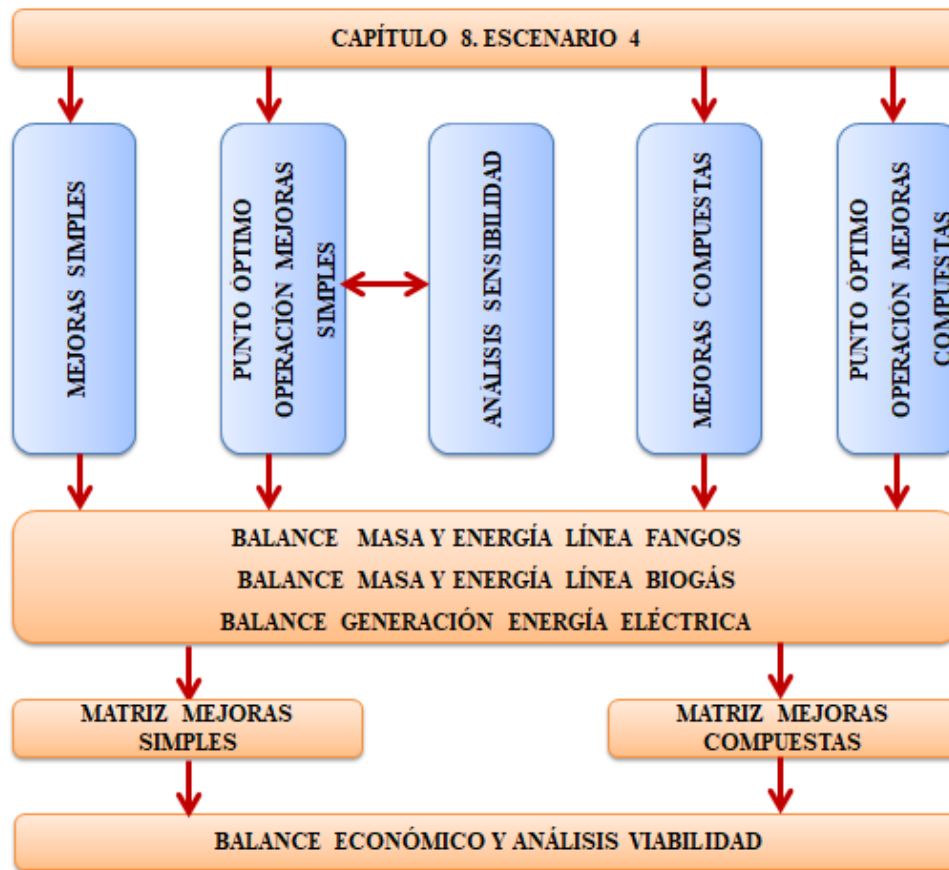


Figura 8.1. Esquema general del capítulo 8.

8.1.1. Tipos de mejoras energéticas propuestas.

Todas las mejoras energéticas propuestas han consistido en modificar el “*punto de operación del sistema motogeneradores-caldera*” permaneciendo constante el “*punto de diseño*” y han tenido como objetivo incrementar la generación de energía eléctrica en los motogeneradores u optimizar la compra de energía eléctrica a la red.

Se ha visto en el anterior balance económico y análisis de viabilidad del escenario 3, que eran cuatro los componentes del beneficio económico anual conseguido mediante la incorporación del proceso de hidrólisis térmica de fangos a la planta, encontrándose representados esquemáticamente los cuatro en la parte derecha de la Figura 8.2. Partiendo del punto de diseño, se obtienen puntos de operación diferentes en función de la variable o variables a modificar de cada una de las mejoras simples o compuestas analizadas. A continuación, se ha realizado un análisis general de cada uno de los cinco grupos de mejoras energéticas que se han propuesto, para más adelante analizar cada una de las planteadas dentro de cada grupo, de una forma particular.

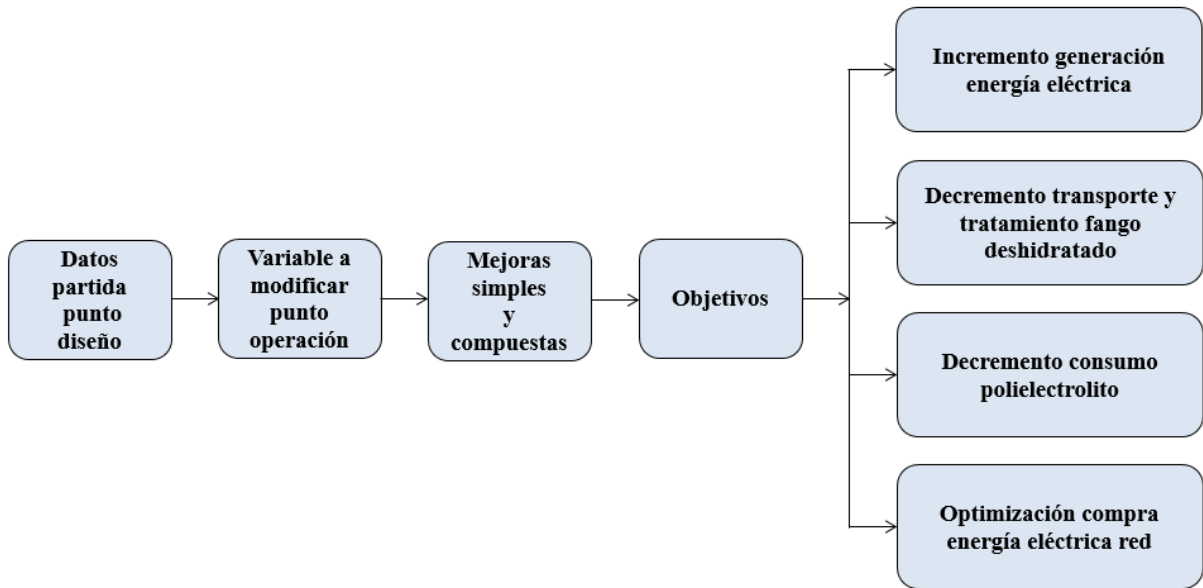


Figura 8.2. Fundamento y objetivos económicos a conseguir tras la implantación de las mejoras energéticas simples y compuestas.

a. Disminución del consumo de biogás en la caldera de recuperación.

Esta mejora ha estado encaminada a minimizar el consumo de biogás en la caldera de recuperación y por tanto aumentar la producción de energía eléctrica en los motogeneradores. La Figura 8.3 muestra esquemáticamente el balance de potencia térmica de la caldera de recuperación necesario para generar el vapor vivo de los reactores. A partir de este balance y con el fin de generar el vapor vivo a inyectar en los reactores (se ha considerando únicamente el ciclo medio y no el batch) se obtiene el consumo medio de biogás en la caldera según la Ecuación 5.46 presentada nuevamente.

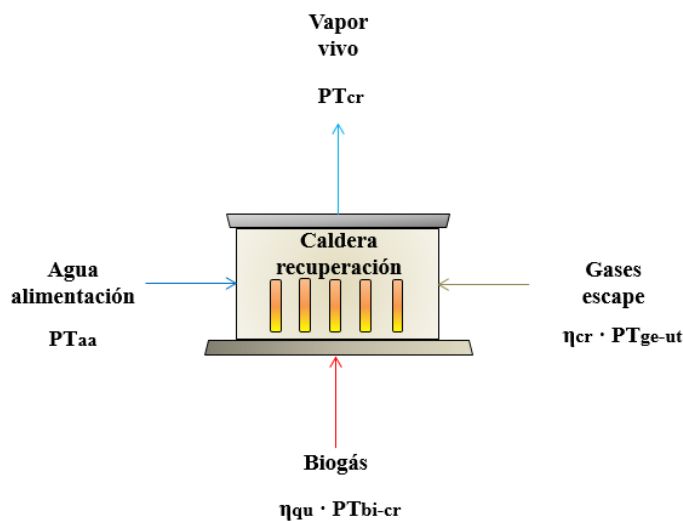


Figura 8.3. Balance de potencia térmica de la caldera de recuperación.

8. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 4

$$PT_{bi-cr} = \frac{PT_{cr} - \eta_{cr} \cdot PT_{ge-ut} - PT_{aa}}{\eta_{qu}} \quad (5.46)$$

donde PT_{bi-cr} es el consumo de biogás en la caldera de recuperación (kW), PT_{cr} la potencia térmica de la caldera (kW), η_{cr} el rendimiento de la caldera de recuperación, PT_{ge-ut} la potencia térmica útil de los gases de escape (kW), PT_{aa} la potencia térmica del agua de alimentación a caldera (kW) y η_{qu} el rendimiento del quemador de la caldera (%).

La potencia térmica del biogás consumido PT_{bi-cr} disminuye (η_{qu} se considera constante) con la disminución de la potencia térmica de la caldera (PT_{cr}), con el aumento de la potencia térmica del agua de alimentación (PT_{aa}) y con el aumento del aprovechamiento de la energía útil de los gases de escape ($\eta_{cr} \cdot PT_{ge-ut}$, η_{cr} se considera constante). Las diferentes opciones para conseguir un menor consumo de biogás en la caldera comprenden:

a1. Disminución del consumo de vapor vivo en los reactores: la potencia térmica de la caldera PT_{cr} se corresponde con la del consumo de vapor vivo en los reactores. Se puede actuar sobre la temperatura o sobre el flujo másico de fango postespesado:

- **a11. Incremento de la temperatura del fango postespesado:** incremento de la temperatura de entrada del fango postespesado al pulper con objeto de aumentar el precalentamiento del fango que entra a los reactores.
- **a12. Incremento de la concentración del fango postespesado:** disminución del flujo másico de fango postespesado introducido en el pulper y como consecuencia, en los reactores.
- **a13. Introducción del fango primario sin hidrolizar en los digestores:** disminución del flujo másico de fango postespesado introducido en el pulper y por tanto, en los reactores.

a2. Elevación de la temperatura de entrada del agua alimentación a la caldera de recuperación: esta mejora actúa de forma indirecta sobre el incremento en el aprovechamiento de la energía térmica útil de los gases de escape al modificar el punto de operación del sistema motogeneradores-caldera, manteniéndose en este caso el coeficiente de inyección constante, al no modificarse el flujo másico de vapor vivo y presenta dos opciones de implementación:

- **a21. Incremento de la temperatura del agua de alimentación mediante fango hidrolizado:** aprovechamiento de la energía térmica del fango hidrolizado a la salida del flash-tank para incrementar la temperatura del agua de alimentación a la caldera por encima de los 80 °C de que ya dispone inicialmente mediante la aportación de energía térmica del circuito de refrigeración principal de los motogeneradores.
- **a22. Incremento de la temperatura del agua de alimentación mediante los gases de escape:** en el momento de la inyección de vapor vivo en los reactores, el agua presente en la caldera debe estar siempre a la temperatura de saturación correspondiente sin ninguna nueva entrada de agua que la restituya y que disminuya su temperatura. Esto es posible mediante la variación del nivel de agua saturada dentro de la caldera, de forma que, durante la etapa de inyección de vapor vivo, el nivel de agua saturada descienda hasta un valor mínimo y durante la no inyección, ascienda nuevamente a su estado original de valor máximo en condiciones finales de saturación gracias a la acción de un mejor aprovechamiento de la potencia útil de los gases de escape. De esta forma, la transformación de agua en vapor se produce siempre a partir de agua a la temperatura de saturación, lo que va a hacer disminuir de forma importante el consumo de biogás en la caldera durante el ciclo batch y como consecuencia en el ciclo medio al no variar el coeficiente de inyección.

a3. Incremento del aprovechamiento de la potencia térmica útil de los gases de escape: aumentar el coeficiente de inyección y como consecuencia el aprovechamiento de la energía térmica útil de los gases de escape y puede realizarse según las dos opciones siguientes:

- **a31. Disminución del flujo másico de vapor vivo nominal de la caldera:** incremento del tiempo de inyección de vapor vivo en los reactores durante la etapa batch o lo que es lo mismo, incremento del coeficiente de inyección del vapor vivo.
- **a32. Acumulación de vapor:** aprovechamiento del 100% de la potencia térmica útil de los gases de escape mediante el almacenamiento (durante la totalidad del tiempo del ciclo de funcionamiento de un batch) de agua saturada en un depósito acumulador a una presión superior a la de consumo (reactores) que, mediante una expansión isoentálpica desde la presión de acumulación a la de consumo, se

8. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 4

origina vapor flash que va a constituir el vapor vivo enviado a los reactores durante el periodo de tiempo de inyección de vapor en cada batch de funcionamiento, mientras en el resto del ciclo, el vapor se almacena en el acumulador como agua saturada. De esta forma, el coeficiente de inyección aguas arriba del acumulador es del 100%, mientras aguas abajo no sufre modificación alguna.

b. Incremento del rendimiento eléctrico del conjunto de los motogeneradores.

Mediante esta mejora, se trata de aumentar la generación de energía eléctrica incrementando el rendimiento eléctrico del conjunto de los motogeneradores acoplados que se encuentren en funcionamiento en ese momento. La Figura 8.4 muestra el balance de energía de los motogeneradores, representando las pérdidas de energía térmica en los gases de escape, circuitos de refrigeración principal y auxiliar, mecánicas y radiación, y la generación de energía eléctrica en el alternador.

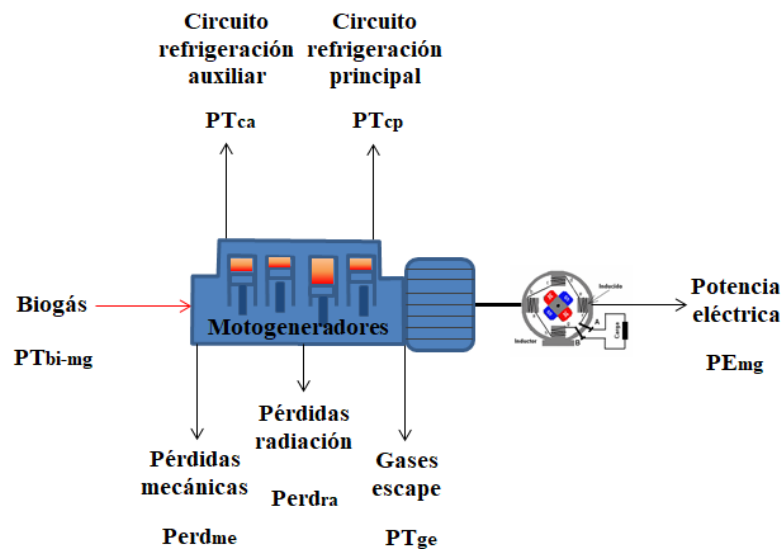


Figura 8.4. Balance total de energía de los motogeneradores.

La Ecuación 8.1 permite calcular el balance de potencia eléctrica de todos los motogeneradores acoplados, la Ecuación 8.2 el de potencia térmica del biogás consumido y la Ecuación 8.3 representa el rendimiento eléctrico del conjunto de ellos.

$$PE_{to-mg} = PE_{mg} + PE_{mga} \quad (8.1)$$

$$PT_{bi-to} = PT_{bi-mg} + PT_{bi-mga} \quad (8.2)$$

$$\eta_{el-to} = \frac{PE_{to}}{PT_{bi-to}} \quad (8.3)$$

donde PE_{to-mg} es la potencia eléctrica total generada por el conjunto de motogeneradores (kW), PE_{mga} la potencia eléctrica producida en el motogenerador adicional (kW), PT_{bi-to} la potencia térmica total del biogás consumido en el conjunto de los motogeneradores (kW), PT_{bi-mga} la potencia térmica del biogás consumido por el motogenerador adicional (kW) y η_{el-to} el rendimiento eléctrico total del conjunto (%). Despejando PE_{to} en la anterior Ecuación 8.3 se obtiene la Ecuación 8.4:

$$PE_{to} = PT_{bi-to} \cdot \eta_{el-to} \quad (8.4)$$

La potencia eléctrica total generada y el rendimiento eléctrico son directamente proporcionales, considerando siempre que el biogás disponible en los motogeneradores permanece constante ($PT_{bi-to} = \text{constante}$). También es posible incrementar el rendimiento de los motogeneradores cuando estos se encuentran operando en las proximidades de plena carga (90% en esta tesis), situaciones que se pueden considerar como “*puntos singulares de funcionamiento*”, pues si el grado de carga es ligeramente superior a este valor, se necesita el acoplamiento inmediato de otro motogenerador, disminuyendo el rendimiento conjunto. La solución para operar con un grado de carga un superior a estos valores singulares y dentro de los márgenes permitidos, es operar siempre al 90% y quemar el biogás sobrante en la antorcha de la EDAR. Por tanto, este aumento del rendimiento eléctrico del conjunto de los motogeneradores en operación se puede conseguir mediante:

- **b1. Incorporación de un nuevo motogenerador de menor potencia eléctrica nominal:** acoplamiento de un nuevo motogenerador al sistema existente, de forma que funcionando uno o varios de estos cuatro acoplados con el adicional, todos ellos con un grado de carga menor o igual al 90%.
- **b2. Combustión del biogás sobrante en la antorcha:** aplicable cuando el funcionamiento superan el 90% de plena carga de cada los motogeneradores. Este método no precisa la instalación de un motogenerador adicional.

c. Almacenamiento reversible de biogás en gasómetros.

El precio de compra de energía eléctrica a la red fluctúa a lo largo del día y del mes de que se trate e incluso puede variar semanalmente según la tarifa eléctrica contratada, que en este caso corresponde a la ATR-6.2 (EDAR, 2016). En esta mejora, se almacena biogás durante la noche (periodos valle de 0-8 horas) donde el precio de compra de la energía eléctrica es bajo

8. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 4

y consumirlo durante el día (periodos punta de 8-24 horas) en que el precio de compra es caro. Se trata de comprar energía eléctrica a mejor precio.

d. Incremento de la reducción de sólidos volátiles en los digestores.

Considerando que la producción de biogás en los digestores es directamente proporcional a la reducción de SV se puede representar la proporcionalidad directa existente entre ambos parámetros por medio de la Ecuación 8.5:

$$PT_{bi-di} = k \cdot RSV \quad (8.5)$$

donde k es el valor de una constante (kW/%). Por consiguiente, si se logra incrementar la reducción de SV del fango en los digestores, el biogás generado PT_{bi-di} también aumenta de forma directamente proporcional. Esta operación se puede realizar mediante:

- **d₁. Implementación de un proceso de hidrólisis térmica intermedia ITHP:** realización de una primera digestión de fango crudo seguida de una hidrólisis térmica del fango digerido y una segunda digestión del fango hidrolizado.
- **d₂. Implementación de un proceso solidstream:** tras una primera etapa de digestión con fango crudo le sigue una hidrólisis térmica, deshidratación e introducción de los centrados originados en las bombas centrífugas de deshidratación a digestión.

e. Sustitución de una unidad de hidrólisis térmica tipo batch por una continua.

En esta mejora se trata de reformar la unidad de hidrólisis térmica Cambi modelo THP B6.2 tipo batch para convertirla en una de tipo continuo, que permita reducir el consumo de biogás en la caldera gracias al aprovechamiento de la energía útil de los gases de escape.

Todo el conjunto de mejoras propuestas se resume en los siguientes cinco grupos representados en la Tabla 8.1 con sus correspondientes códigos de identificación. En total, en este escenario 4 se han planteado un total de 13 mejoras simples y 9 mejoras compuestas al proceso de la planta del escenario 3. Para todas ellas, han calculado los puntos de operación óptimos de máxima generación de energía eléctrica. La recopilación de los resultados alcanzados con respecto a los parámetros más importantes en los puntos óptimos de funcionamiento de estas 13 mejoras figura más adelante en la denominada “matriz de mejoras simples optimizadas”. Por otro lado, las 9 mejoras compuestas planteadas como opciones desde 1-9 se encuentran representadas a su vez en la “matriz de mejoras compuestas optimizadas”.

Tabla 8.1. Clasificación general de las mejoras energéticas propuestas.

Mejoras energéticas al escenario 3
a. Disminución del consumo de biogás en la caldera de recuperación
a1. Disminución del consumo de vapor vivo en los reactores
a11. Incremento de la temperatura del fango postespesado
a12. Incremento de la concentración del fango postespesado
a13. Introducción del fango primario sin hidrolizar en los digestores
a2. Elevación de la temperatura de entrada del agua alimentación a la caldera de recuperación
a21. Incremento de la temperatura del agua de alimentación mediante fango hidrolizado
a22. Incremento de la temperatura del agua de alimentación mediante los gases de escape
a3. Incremento del aprovechamiento de la potencia térmica útil de los gases de escape
a31. Disminución del flujo másico de vapor vivo nominal de la caldera
a32. Acumulación de vapor
b. Incremento del rendimiento eléctrico del conjunto de los motogeneradores
b1. Incorporación de un nuevo motogenerador de menor potencia eléctrica nominal
b2. Combustión de biogás sobrante en la antorcha
c. Almacenamiento reversible de biogás en gasómetros
d. Incremento de la reducción de sólidos volátiles en los digestores
d1. Implementación de un proceso de hidrólisis térmica intermedia ITHP
d2. Implementación de un proceso solidstream
e. Sustitución de unidad hidrólisis térmica tipo batch por una continua

8.1.2. Análisis de la interacción de cada de una de las mejoras energéticas simples planteadas.

Con el objeto de realizar el análisis de sensibilidad correspondiente, los parámetros a analizar en cada una de las mejoras simples (cuando corresponda) han sido los siguientes:

- Evolución de la temperatura y presión del fango en el pulper, reactor y flash-tank.
- Evolución del consumo específico y bruto de vapor vivo inyectado en los reactores y del flujo másico, entalpía específica y potencia térmica del vapor flash del flash-tank enviado al pulper.
- Evolución de la concentración, flujo volumétrico y másico de ST del fango en el pulper, reactor y flash-tank.
- Evolución de la potencia eléctrica generada y del consumo bruto de biogás en los motogeneradores y del consumo bruto y porcentual de biogás en la caldera de recuperación con respecto a la producción total de los digestores.

8. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 4

La Tabla 8.2 representa una síntesis de la interacción de cada una de las 13 mejoras simples contempladas, desde la acción planteada a realizar hasta la obtención del resultado perseguido.

Tabla 8.2. Análisis de la interacción obtenida para las mejoras energéticas simples.

Mejora	Denominación	Acción	Reacción	Consecuencia	Resultado
a ₁₁	Incremento temperatura fango postespesado	Incremento temperatura fango postespesado	Disminución consumo vapor vivo, disminución potencia térmica agua alimentación y gases escape	Disminución consumo biogás caldera	Incremento generación energía eléctrica
a ₁₂	Incremento concentración fango postespesado	Incremento concentración fango postespesado			
a ₁₃	Introducción fango primario sin hidrolizar	Introducción fango primario sin hidrolizar		Disminución consumo biogás caldera y menor producción biogás	
a ₂₁	Incremento temperatura agua alimentación mediante fango hidrolizado	Incremento temperatura agua alimentación mediante fango hidrolizado	Incremento potencia térmica agua alimentación y recuperación gases escape	Disminución consumo biogás caldera	
a ₂₂	Incremento temperatura agua alimentación mediante gases escape	Incremento temperatura agua alimentación mediante gases escape	Incremento potencia térmica agua alimentación y recuperación gases escape		
a ₃₁	Disminución flujo másico de vapor vivo nominal caldera	Disminución flujo másico vapor vivo nominal caldera	Incremento coeficiente inyección y aumento recuperación potencia térmica gases escape		
a ₃₂	Acumulación vapor	Acumulación vapor	Incremento recuperación potencia térmica gases escape		
b ₁	Motogenerador adicional	Motogenerador adicional	Incremento rendimiento eléctrico conjunto motogeneradores		
b ₂	Antorcha	Antorcha			
c	Almacenamiento reversible biogás en gasómetros	Almacenamiento reversible biogás en gasómetros	Optimización producción horaria energía eléctrica	Compra más económica de energía eléctrica a la red	
d ₁	Hidrólisis intermedia ITHP	Incremento reducción SV	Incremento producción biogás digestores		
d ₂	Solidstream				
e	Unidad hidrólisis térmica continua	Inyección continua de vapor vivo en reactores	Incremento aprovechamiento potencia térmica útil gases escape	Disminución consumo biogás caldera	

La única mejora que ha basado su estrategia en “*optimizar la generación de la energía eléctrica*” ha sido la c, habiendo sido realizado su análisis de una forma totalmente diferente a las demás, pues en ella no se trata de producir más sino de optimizar el tándem generación de energía eléctrica-consumo de biogás, con vistas a rebajar el precio de compra de energía eléctrica de la red a lo todo lo largo del día.

8.1.3. Restricciones

Las condiciones fundamentales de obligado cumplimiento para cada una de las mejoras simples y compuestas planteadas durante todo el proceso de cálculo han tenido que estar de acuerdo con la estabilidad y correcto funcionamiento de la EDAR y han sido las que se indican a continuación:

- La temperatura del fango hidrolizado a la entrada de los digestores será la necesaria para absorber las pérdidas de energía térmica originadas por transmisión, tuberías-intercambiadores y biogás producido, manteniendo la temperatura de digestión en 41 °C y en ningún momento el fango hidrolizado tendrá una temperatura inferior entre la unidad de hidrólisis térmica y los digestores.
- La concentración del fango de entrada a los digestores será del 10%.
- La diferencia de presiones entre reactor y flash-tank será de 572 kPa.
- El punto de acercamiento mínimo de transferencia de energía térmica entre los dos fluidos de intercambio en cuestión será de 10 °C.
- La temperatura del reactor podrá variar entre los valores de 165-180 °C y su presión de saturación entre 700-1.000 kPa.

En esta tesis, la diferencia de presiones de 572 kPa de la condición 3 se ha considerado constante para no variar el efecto que tiene esta acción en el proceso de hidrólisis y también porque diferencias de presión excesivas originarían una velocidad muy alta en el fango enviado hacia el flash-tank por medio de la despresurización súbita isoentálpica, lo que podría originar problemas en la boquilla de salida del conducto de unión, mientras el intervalo de variación de temperatura y presión posible viene indicado en los parámetros de operación de la unidad de hidrólisis térmica Cambi THP B6.2 (EDAR, 2016).

8.2. MEJORAS SIMPLES.

8.2.1. a₁₁. Incremento de la temperatura del fango postespesado.

Para que la potencia térmica del biogás consumido en la caldera PT_{bi-cr} (kW) disminuya, se requiere que el flujo másico de vapor vivo enviado a los reactores M_{vv} (kg/h) disminuya igualmente, según se puede apreciar en la Ecuación 8.6 indicada a continuación y considerando que la entalpía del vapor vivo h_{vv} (kJ/kg) se mantiene constante.

$$PT_{cr} = \frac{M_{vv} \cdot h_{vv}}{3.600} \quad (8.6)$$

Despejando M_{vv} de las Ecuaciones 5.48 y 5.49, denominadas “*ecuaciones exteriores*” y considerando la acción de los gases de proceso, resulta la Ecuación 8.7. La temperatura del flash-tank (T_{ft} , °C) debe ser siempre mayor que la del pulper (T_{pu} , °C) en una cantidad superior al valor del punto de acercamiento mínimo que debe existir entre ambos tanques, tal y como se ha indicado en la restricción número 5 y que se plantea mediante la Ecuación 8.8.

$$M_{vv} = \frac{(M_{ST-ft} \cdot c_{p-ST} + M_{agua-ft} \cdot c_{p-agua} - M_{gp} \cdot c_{p-agua}) \cdot T_{ft} + M_{gp} \cdot h_{gp} - (M_{ST-pes} \cdot c_{p-ST} + M_{agua-pes} \cdot c_{p-agua}) \cdot T_{pes}}{h_{vv} - c_{p-agua} \cdot T_{ft}} + \frac{(M_{ST-pes} \cdot c_{p-ST} + M_{agua-pes} \cdot c_{p-agua} + M_{gp} \cdot h_{gp}) \cdot T_{pes}}{h_{vv} - c_{p-agua} \cdot T_{ft}} \quad (8.7)$$

$$T_{ft} - T_{pu} \geq 10 \quad (8.8)$$

Al incrementar la temperatura del fango postespesado (T_{pes} , °C), la temperatura del pulper se eleva igualmente manteniéndose la del flash-tank constante, con lo cual el punto de acercamiento entre flash-tank y pulper disminuye. La temperatura del fango postespesado que hace que el punto de acercamiento entre flash-tank y pulper alcance su valor mínimo de 10 °C, de denomina “*punto de inflexión*” (T_{pi} , °C). A partir de este punto, la temperatura del flash-tank siempre es 10 °C más elevada que en el pulper con objeto de producir la adecuada diferencia de presiones y temperaturas entre ambos tanques que permitan el flujo de materia y energía. Este hecho va a ocasionar que la Ecuación 8.7 anterior sea una función discontinua en el punto en el que la temperatura del fango postespesado sea igual al del punto de inflexión ($T_{pes}=T_{pi}$) y ello provoque la existencia de dos rectas de pendientes diferentes cuya intersección sea precisamente el punto de inflexión, con lo cual es necesario plantear y analizar dos casos diferentes posibles del valor del consumo de vapor vivo en función de la temperatura de entrada del fango postespesado al pulper, concretamente:

$$T_{\text{pes}} < T_{\text{pi}} \text{ y } T_{\text{pes}} > T_{\text{pi}}.$$

a. Caso $T_{\text{pes}} < T_{\text{pi}}$

Simplificando la Ecuación 8.7, con la temperatura del flash-tank y todos los parámetros constantes excepto M_{vv} y T_{pes} resulta finalmente la Ecuación 8.9 donde, para que el flujo másico de vapor vivo disminuya, se necesita que la temperatura del fango postespesado de entrada al pulper T_{pes} aumente.

$$M_{\text{vv}} = A - B \cdot T_{\text{pes}} \quad (8.9)$$

donde A y B son valores constantes derivados de las variables consideradas en la ecuación 8.7 fijadas ahora en un punto fijo (expresados en kg/h y kg/h °C).

En esta Ecuación 8.9 y en este tramo en particular de análisis, se puede observar que el flujo másico de vapor vivo es una función lineal decreciente en función de la temperatura de entrada del fango postespesado al pulper, permaneciendo los demás parámetros constantes.

b. Caso $T_{\text{pes}} > T_{\text{pi}}$

El incremento de temperatura del fango postespesado a valores superiores al punto de inflexión implica no sólo un aumento en la temperatura resultante del fango en el pulper, sino también una elevación de la temperatura en el flash-tank, debido a que entre ambos tanques se tiene que mantener el valor del punto de acercamiento mínimo entre las temperaturas y cumplir con la restricción 4. Para esta situación donde la temperatura del fango postespesado es mayor al punto de inflexión, las temperaturas del pulper y del flash-tank son ambas variables (en el anterior caso la temperatura del flash-tank era siempre constante, 107 °C), pero relacionadas entre sí por medio de la Ecuación 8.8, por lo que ahora simplificando nuevamente la Ecuación 8.7, donde la temperatura del flash-tank es ahora variable al igual que la temperatura del fango postespesado, resulta la Ecuación 8.10.

$$M_{\text{vv}} = \frac{(K_{\text{sf1}} \cdot T_{\text{ft}} + K_{\text{sf2}} - K_{\text{sf3}} \cdot T_{\text{pes}})}{h_{\text{vv}} - c_{\text{p-agua}} \cdot T_{\text{ft}}} \quad (8.10)$$

donde K_{sf1} , K_{sf2} y K_{sf3} son valores constantes en kJ/h °C, kJ/h y kJ/h °C.

Analizando esta Ecuación 8.10, se pueden observar la existencia de dos tendencias contrarias con respecto al valor final obtenido del consumo de vapor vivo. En el primer caso, si la temperatura del fango postespesado aumenta y la del flash-tank T_{ft} (°C) se mantiene constante, entonces el consumo de vapor vivo disminuye. En el segundo caso, si la temperatura

8. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 4

del flash-tank aumenta y la del fango postespesado se mantiene constante, entonces el consumo de vapor vivo aumenta. Esto es debido a la disminución de la potencia térmica del vapor flash.

La disminución experimentada por el flujo másico de vapor vivo al incrementar la temperatura del fango postespesado es mucho mayor que el aumento en el consumo de vapor vivo asociado al incremento de la temperatura del flash-tank. Finalmente, tras la superposición de ambos efectos, resulta una disminución global del consumo de vapor vivo. La implementación se realiza mediante la instalación de un intercambiador de calor fango-fango entre postespesado y pulper (lado frío) calentando el fango postespesado entrante a 15 °C mediante la potencia térmica del fango hidrolizado que abandona el flash-tank (lado caliente), tal y como muestra esquemáticamente la Figura 8.5, donde se puede ver el intercambiador de precalentamiento de fango postespesado como un elemento nuevo a instalar en el proceso y que será necesario amortizar en el balance económico realizado posteriormente. También se podría realizar la aportación térmica mediante un circuito exterior cerrado de agua.

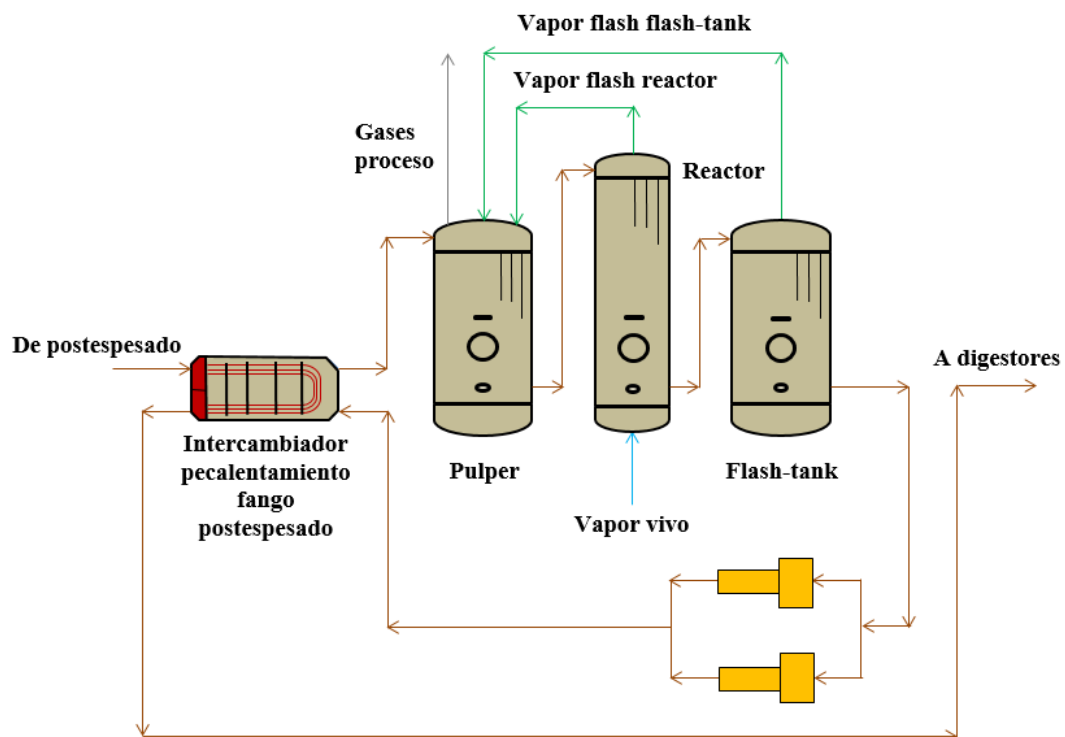


Figura 8.5. Instalación de un intercambiador de calor fango-fango para precalentamiento del fango postespesado de entrada al pulper.

En funcionamiento normal, el fango hidrolizado abandona el flash-tank e inmediatamente acontece la inyección de agua de dilución y después la impulsión hacia los digestores por medio de las bombas de tornillo helicoidal de impulsión. Al colocar un

precalentador de fango postespesado a la salida del flash-tank, es necesaria la instalación de dos bombas de tornillo entre flash-tank y precalentador que permitan vencer la nueva pérdida de carga establecida por la circulación del fango a través de este intercambiador. En el lado frío, el fango procede bombeado desde el postespesado al pulper, por lo que únicamente se necesita calcular la nueva pérdida de carga y la comprobación de si las bombas de tornillo existentes en el postespesado son válidas para el nuevo requerimiento de altura manométrica que ahora se precisa vencer.

a. Evolución de la temperatura del fango en pulper, reactor y flash-tank.

Existen ciertos valores importantes de la variable temperatura del fango postespesado que deben ser analizados, siendo éstos los siguientes:

- *Temperatura entrada fango postespesado (15 °C)*: es la temperatura ambiental de diseño de entrada del fango postespesado al pulper.
- *Temperatura punto inflexión (17,2 °C)*: es la temperatura del fango postespesado en la cual el valor del punto de acercamiento entre la temperatura del vapor flash del flash-tank y la temperatura del pulper pasa de tener un valor mayor de 10 °C a tener siempre un valor constante de 10 °C como valor mínimo adoptado.
- *Temperatura presurización pulper (24,5 °C)*: es la temperatura de entrada del fango postespesado mediante la cual el pulper se llega a presurizar (temperatura 100 °C, presión 100 kPa). Este valor es importante para el diseño mecánico del tanque que constituye el pulper y también influye en las condiciones de los gases de proceso enviados a los digestores.
- *Temperatura óptima (93 °C)*: es la temperatura de entrada del fango postespesado que origina el mínimo consumo bruto y específico de vapor vivo en los reactores, la máxima disponibilidad de biogás para los motogeneradores y la máxima generación de energía eléctrica.

La Figura 8.6 representa la evolución de la temperatura en los tres tanques de la unidad de hidrólisis térmica en función de la acontecida en el fango postespesado así como los valores de los puntos de entrada de fango, inflexión y óptimo.

8. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 4

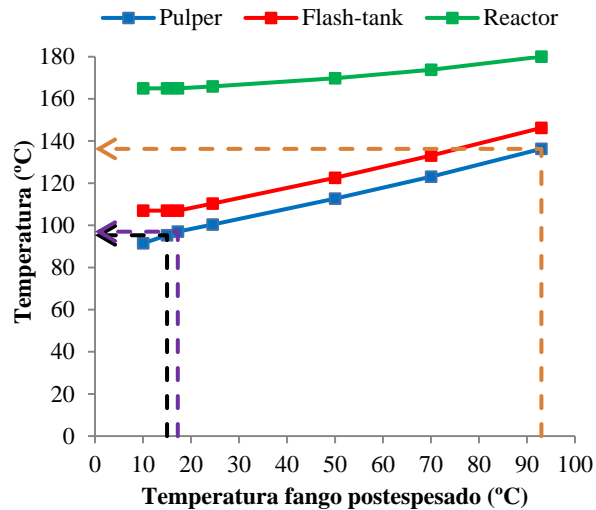


Figura 8.6. Evolución de la temperatura del pulper, reactor y flash-tank en función de la del fango postespesado.

La comprobación del cumplimiento de las cinco restricciones para el punto óptimo obtenido es la siguiente: para una temperatura de entrada del fango postespesado en el pulper de 93 °C, la temperatura de salida del fango hidrolizado del intercambiador de calor fango-fango es de 75,5 °C, la de salida después de la inyección del agua de dilución 54,5 °C y la de entrada al anillo de mezcla 50 °C, la concentración de entrada a los digestores 10%, la diferencia de presiones entre reactor y flash-tank 572 kPa y la temperatura y presión del reactor iguales a 180 °C y 1.000 kPa, por lo que se cumplen totalmente.

La diferencia de presiones entre reactor y flash tank de diseño es de 572 kPa cuando la temperatura del reactor es de 165 °C (700 kPa) y la temperatura del flash-tank 107 °C (128 kPa). Al ir aumentando la temperatura del fango postespesado por encima del punto de inflexión, aumenta a su vez la temperatura del pulper, por lo tanto, la temperatura del flash-tank tiene que aumentar igualmente pues debe de mantenerse un punto de acercamiento mínimo entre los dos tanques, por lo que también aumenta su presión de saturación, de forma que para mantener la misma diferencia de presiones (572 kPa) con el reactor, la presión de éste debe aumentar al mismo tiempo y a su vez, también su temperatura de saturación.

También se puede observar que la temperatura del flash-tank para una temperatura del fango postespesado de entrada menor de 17,2 °C es siempre constante con un valor de 107 °C, valor de diseño establecido, por lo que la pendiente de la recta que representa la temperatura del flash tank con respecto a la temperatura del fango post-espesado, $T_{ft} = f(T_{pes})$ de la Figura 8.6, es nula en este tramo. Este valor se fija mediante el establecimiento de una presión de

consigna de 128 kPa en el presostato de dicho tanque que constituye la presión de saturación correspondiente a 107 °C. A partir del punto de inflexión de 17,2 °C, la temperatura del flash-tank se mantiene por encima de la del pulper en un valor igual al punto de acercamiento mínimo establecido de 10 °C y lo hace con una pendiente de 0,52 hasta los 146 °C. La temperatura del pulper para una temperatura del fango postespesado de entrada menor de 17,2 °C aumenta linealmente con una pendiente constante de 0,77 y para una temperatura del fango de entrada mayor de 17,2 °C, la pendiente disminuye con respecto a la anterior hasta un valor de 0,52 y un valor máximo de 136 °C. La pendiente de esta recta a partir del punto de inflexión es idéntica a la del flash-tank, siendo ambas rectas paralelas a partir de este punto. La temperatura del reactor para una temperatura del fango postespesado menor de 17,2 °C siempre es de 165 °C, con pendiente nula, pero cuando es mayor de 17,2 °C, su temperatura se va incrementando de forma lineal a medida que lo hace la temperatura del flash-tank manteniendo siempre la diferencia entre sus presiones de 572 kPa y con una pendiente de 0,20 hasta alcanzar su temperatura máxima de 180 °C. Como se puede ver, el valor de esta pendiente ya no es igual a la del flash-tank, pues mientras el pulper sigue al flash-tank mediante una consigna de temperatura o viceversa, el reactor sigue al flash-tank mediante una consigna de presión, que se manifiesta en un valor diferente de la pendiente en la variación de temperatura, siendo un 61,5% inferior.

b. Evolución de la presión del fango en pulper, reactor y flash-tank.

La Figura 8.7 permite apreciar que la presión en el reactor para una temperatura del fango postespesado menor de 17,2 °C se mantiene constante en 700 kPa y cuando es mayor de 17,2 °C su presión va aumentando progresivamente de forma cuadrática a medida que se va incrementando la presión en el flash-tank, y lo hace hasta su valor máximo posible de 1.000 kPa, manteniendo siempre entre ellos la diferencia de presión de diseño de 572 kPa. La presión en el pulper es siempre la atmosférica de 100 kPa, para una temperatura del fango postespesado menor de 17,2 °C, mientras que, si la temperatura es mayor de 17,2 °C, el pulper comienza a seguir la consigna de temperatura del flash-tank manteniendo la presión de saturación equivalente al punto de acercamiento establecido entre ellos y cuando alcanza la temperatura del fango postespesado los 24,5 °C, el pulper comienza a presurizarse hasta alcanzar su presión máxima de 325 kPa.

La representación de la curva de la presión en el pulper difiere de la del flash-tank. Este hecho se debe a que incrementos de la temperatura de entrada del fango postespesado al pulper iguales, producen un aumento mayor de presión en el flash-tank que en el pulper, por ser mayor el valor de su presión de saturación. La presión en el flash-tank es siempre de 128 kPa para una

8. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 4

temperatura del fango postespesado menor de 17,2 °C, pero cuando es mayor de 17,2 °C, la presión aumenta de forma que entre la temperatura del pulper y flash-tank se mantenga siempre el punto de acercamiento establecido entre sus temperaturas, alcanzando su valor máximo en 429 kPa que coincide con la resta entre la presión del reactor y el gradiente que tiene que existir entre las dos presiones. De este modo, el flash-tank sigue la consigna de temperatura del pulper mediante la temperatura de acercamiento y el reactor sigue la consigna de presión del flash-tank mediante la diferencia de presiones.

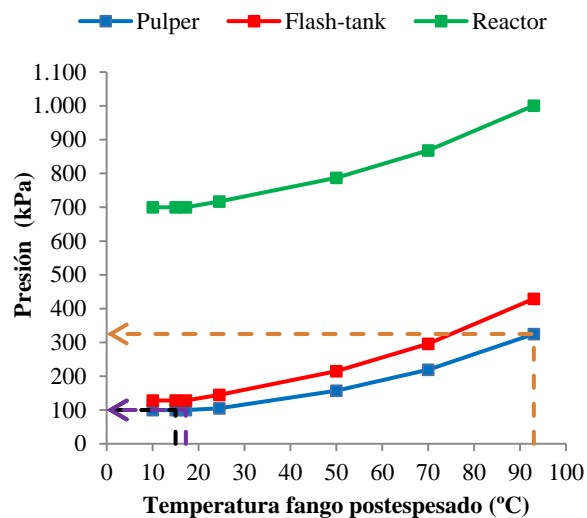


Figura 8.7. Evolución de la presión del pulper, reactor y flash-tank en función de la temperatura del fango postespesado.

c. Evolución del consumo bruto y específico de vapor vivo en el reactor.

Los consumos bruto y específico de vapor vivo varían linealmente de forma inversamente proporcional a la temperatura de entrada del fango postespesado al pulper, tal y como se puede apreciar en la Figura 8.8. Motivado por la existencia del punto de inflexión, la disminución del consumo específico y bruto de vapor vivo tiene dos zonas bien diferenciadas, según que la temperatura del fango postespesado sea menor o mayor al punto de inflexión. La pendiente de las dos rectas de consumo bruto y específico, tiene una mayor disminución para el caso de una temperatura de entrada menor de 17,2 °C (pendientes -14,89 kg/h °C y -10,24 kg/t ST °C) que si la temperatura es mayor de 17,2 °C (pendientes -6,38 kg/h °C y -4,39 kg/t ST °C), resultando un 57,1% menor en ambos casos. Por lo tanto, se puede afirmar que a mayor temperatura de acercamiento, el consumo de vapor vivo desciende más deprisa, sin duda por la mayor transferencia relativa de energía térmica suministrada por el vapor flash del flash-tank al pulper.

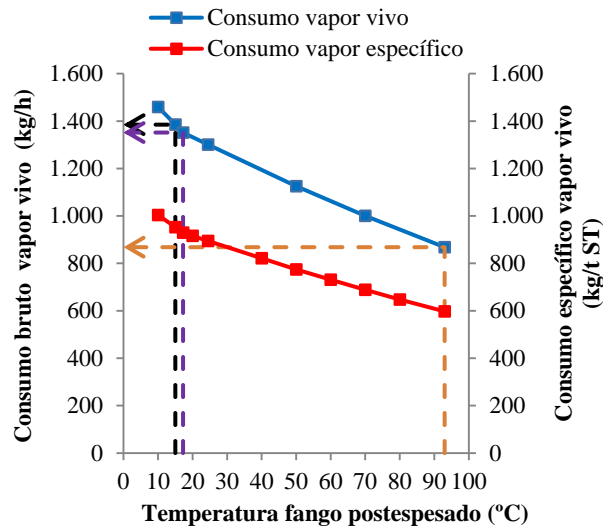


Figura 8.8. Evolución del consumo bruto y específico de vapor vivo en el reactor en función de la temperatura del fango postespesado.

Para contrastar los resultados obtenidos anteriormente respecto al consumo específico de vapor vivo, se realiza un análisis comparativo entre los resultados obtenidos en esta tesis con y sin punto de inflexión y utilizando la ecuación indicada en la referencia (Ringoot et al., 2012), donde también se plantea una gráfica con el consumo específico de vapor vivo en kg/t ST fango en el eje de ordenadas y la temperatura del fango postespesado en el eje de abscisas, con un rango de valores de 0-60 °C, concentración y temperatura del fango postespesado de entrada al pulper del 16,5% y 15 °C, que se corresponde con el punto de diseño de esta tesis.

Las ecuaciones para contrastar el consumo de vapor vivo en función de la temperatura del fango postespesado se corresponden con la Ecuación 8.11, Ecuación 8.12 y Ecuación 8.13, tesis con punto de inflexión, sin punto de inflexión y referencia Ringoot.

$$M_{vv-es} = -10,25 \cdot T_{pes} + 1.106; R^2 = 1; T_{pes} \leq T_{pi} \quad (8.11)$$

$$M_{vv-es} = -4,66 \cdot T_{pes} + 987; R^2 = 1; T_{pes} \geq T_{pi} \quad (8.12)$$

$$M_{vv-es} = -9,70 \cdot T_{pes} + 1.039; R^2 = 1 \quad (8.13)$$

Los resultados obtenidos mediante el análisis de sensibilidad con la Ecuación 8.11 de esta tesis para el ejemplo de un incremento en la temperatura del fango postespesado desde 15 hasta 60 °C (máximo valor considerado en la referencia Ringoot et al. (2012)), muestran una reducción del consumo específico de vapor vivo de 953 a 709 kg/t ST, un 25,6% de descenso. Aplicando la Ecuación 8.13 de Ringoot para los mismos valores de temperatura, se obtiene una reducción del consumo específico de vapor vivo de 894 a 457 kg/t ST, lo que supone un

8. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 4

descenso relativo del 48,9%. Si ahora se calcula el consumo específico de vapor vivo según la Ecuación 8.12 prescindiendo ahora del punto de inflexión, con la pendiente de la recta resultante entre 10 °C y 17,2 °C se obtiene un consumo de 492 kg/t ST para una temperatura de 60 °C, un 48,4% inferior, valor mucho más parecido ahora al de la referencia mencionada. La diferencia tan grande en los resultados obtenidos se debe sin ninguna duda a la presencia del punto de inflexión considerado en esta tesis, ya que su existencia provoca una disminución en la pendiente de la recta del consumo específico de vapor vivo al ir incrementando la temperatura del fango postespesado, mientras que en la referencia comentada no se tiene en cuenta esta importante consideración, pues las gráficas representadas muestran una línea de consumo específico en función de la temperatura del fango postespesado sin ningún cambio de pendiente o discontinuidad alguna.

La Figura 8.9 presenta los resultados del consumo específico de vapor vivo de esta tesis con punto y sin punto de inflexión y la referencia (Ringoot, 2012) en función de la temperatura de entrada del fango postespesado en el pulper. Se puede observar la similitud en las pendientes de las rectas tesis sin punto de inflexión con un valor de -10,25 y Ringoot con -9,70, únicamente un 5% inferior. El efecto del punto de inflexión es disminuir el porcentaje de reducción del consumo específico de vapor vivo por °C de incremento de temperatura del fango postespesado, lo que se traduce igualmente, en un incremento del consumo de biogás en la caldera de recuperación.

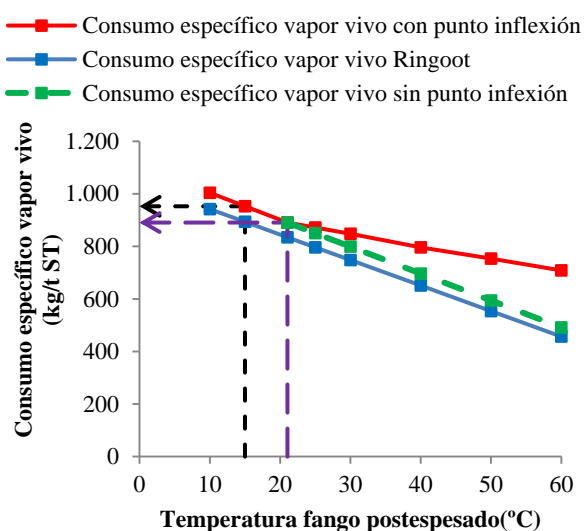


Figura 8.9. Evolución del consumo específico de vapor vivo en los reactores según las ecuaciones de esta tesis con y sin punto de inflexión y referencia Ringoot.

d. Evolución del flujo másico, entalpía específica y potencia térmica del vapor flash del flash-tank.

Se puede comprobar que existen efectos contrapuestos en la variación de la potencia térmica del vapor flash al aumentar la presión o temperatura del flash-tank como consecuencia de elevar la temperatura del fango postespesado a partir del punto de inflexión. Por un lado, el flujo másico de vapor flash enviado al pulper descende bruscamente (pendiente de $-6,90 \text{ kg/h } ^\circ\text{C}$), por otro lado, la entalpía específica del vapor flash aumenta levemente (pendiente de $+0,72 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C}$), resultando finalmente que, la potencia térmica del vapor flash disminuye bruscamente (pendiente de $-5,01 \text{ kW/}^\circ\text{C}$), aunque un poco menos que el flujo másico de vapor flash, concretamente un 27,4% inferior. La Figura 8.10 presenta la evolución del flujo másico, entalpía específica y potencia térmica del vapor flash del flash tank en función de la temperatura del fango postespesado.

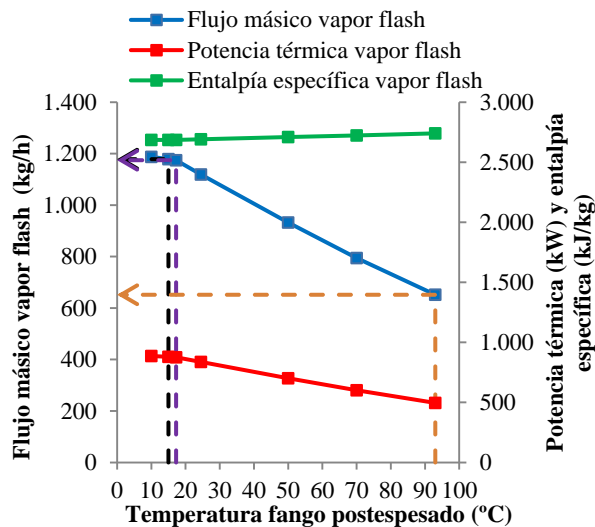


Figura 8.10. Evolución del flujo másico, potencia térmica y entalpía específica del vapor flash del flash-tank en función de la temperatura del fango postespesado.

e. Análisis de la concentración del fango en pulper, reactores y flash-tank.

Las variaciones en la concentración del fango en el pulper, reactor y flash-tank son directamente proporcionales a la temperatura de entrada del fango postespesado, pero con dos pendientes diferentes, según la temperatura sea menor o mayor que el punto de inflexión y se originan por la modificación del flujo másico de fango a causa de la entrada de vapor vivo en el reactor, salida-entrada de vapor flash en el flash-tank-pulper y salida-entrada de vapor flash en el reactor-pulper respectivamente y además por la pérdida de un 1% de ST a través de los gases de proceso, tal y como se encuentra representado en la Figura 8.11.

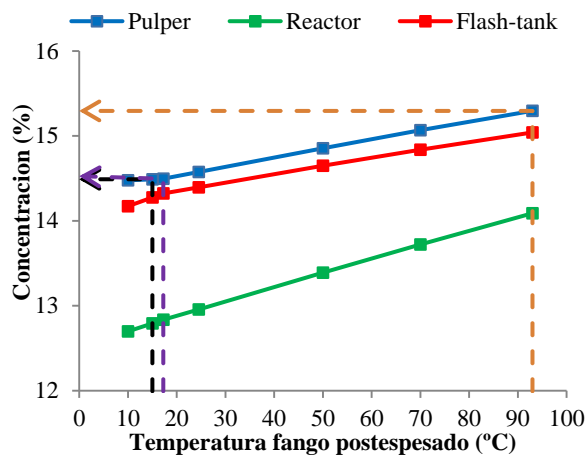


Figura 8.11. Evolución de la concentración del pulper, reactor y flash-tank en función de la temperatura del fango postespesado.

f. Evolución de la potencia eléctrica, consumo de biogás en digestores y caldera y porcentaje de consumo de biogás en caldera.

La tendencia de la potencia eléctrica generada es ascendente y además de la distorsión lógica originada en el punto de inflexión, sufre además otra a la temperatura de 24,5 °C, pues comienza a operar un tercer motogenerador, afectando también a la recta de consumo de biogás, pero en mucha menor medida. Por otro lado, la tendencia del biogás consumido en los motogeneradores es ascendente mientras el consumo de biogás en la caldera y su porcentaje de consumo sobre el producido en los digestores es descendente con cambio igualmente de valor en su pendiente en el punto de inflexión. La Figura 8.12 indica la evolución de estos cuatro parámetros en función de la temperatura del fango postespesado.

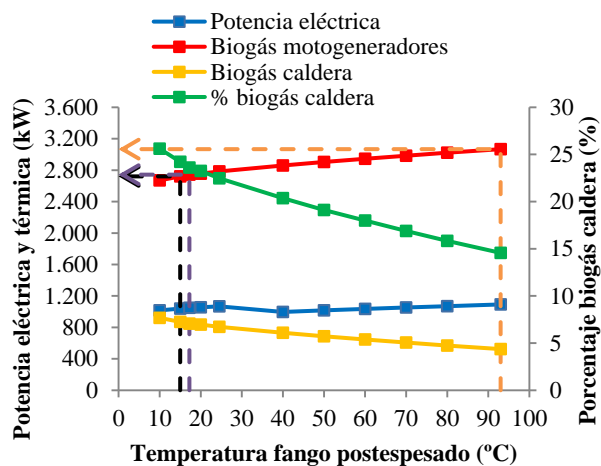


Figura 8.12. Evolución de la potencia eléctrica generada, consumo de biogás en motogeneradores y caldera y porcentaje de consumo en la caldera respecto al total producido en función de la temperatura del fango postespesado.

Parámetros del punto de operación óptimo de máxima generación de potencia eléctrica.

En la Tabla 8.3 se puede apreciar la comparación entre los valores de los parámetros obtenidos para la temperatura del fango postespesado de diseño de 15 °C del escenario 3 y la óptima de 93 °C para la mejora a₁₁. Se resalta en rojo los valores que aumentan y en azul aquellos que disminuyen.

Tabla 8.3. Comparación entre los parámetros obtenidos para a₁₁ del escenario 4 en el punto óptimo de funcionamiento y el escenario 3.

Número orden	Parámetros	Escenario 3 temperatura diseño 15 °C	Escenario 4 temperatura óptima 93 °C	Incremento (%)
1	Producción biogás (kW)	3.590	3.590	
2	Potencia eléctrica (kW)	1.039	1.091	5
3	Autoconsumo total potencia eléctrica (kW)	64,5	61,9	-4
4	Consumo biogás motogeneradores (kW)	2.720	3.068	12,8
5	Consumo biogás caldera (kW)	870	523	-39,9
6	Porcentaje consumo biogás caldera (%)	24,2	14,6	-39,7
7	Consumo bruto vapor vivo (kg/h)	1.385	868	-37,3
8	Consumo específico vapor vivo (kg/t ST)	953	597	-37,4
9	Potencia térmica vapor vivo (kW)	1.071	671	-37,4
10	Temperatura pulper (°C)	95	136	43,2
11	Temperatura reactor (°C)	165	180	9,1
12	Temperatura flash-tank (°C)	107	146	36,4
13	Presión pulper (kPa)	100	325	225
14	Presión reactor (kPa)	700	1.000	42,9
15	Presión flash-tank (kPa)	128	429	235,1
16	Flujo másico vapor flash (kg/h)	1.179	652	-44,7
17	Entalpía específica vapor flash (kJ/kg)	2.686	2.740	2
18	Potencia térmica vapor flash (kW)	879	496	-43,6
19	Concentración pulper (%)	14,5	15,3	5,5
20	Concentración reactor (%)	12,5	14,1	12,8
21	Concentración flash-tank (%)	14,1	15	6,4
22	Producción fango deshidratado (t/año)	23.617	23.617	
23	Consumo polielectrolito (t/año)	112,6	112,6	

El rendimiento eléctrico de los motogeneradores varía desde 38,2 hasta 35,6%, motivado por el acoplamiento de un tercer motogenerador, lo que hace disminuir la generación de energía eléctrica que, de continuar con el mismo rendimiento del escenario 3 ascendería a 1.172 en vez de los 1.091 kW reales. El transporte y tratamiento de fango deshidratado y el

8. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 4

consumo de polielectrolito no se ven afectados por esta mejora, sin embargo, el autoconsumo de energía eléctrica disminuye un 4% debido al menor consumo existente fundamentalmente en la caldera, soplantes de biogás y bombas de agua de alimentación a caldera.

En todas las mejoras planteadas se va a comprobar siempre que para el punto óptimo de operación obtenido no se sobrepasen los parámetros de diseño de todo el equipamiento instalado, caso contrario, se debe sustituir por otro equipo de nueva adquisición que cumpla con todos los requisitos. La Tabla 8.4 indica únicamente los valores de los parámetros obtenidos para esta mejora a₁₁ que no cumplen con los parámetros de diseño de la unidad de hidrólisis térmica indicados con anterioridad en la Tabla 5.1. Por lo tanto, se deben sustituir tanto la bomba de recirculación de fangos del pulper como la de llenado a los reactores debido a la temperatura admisible. Además, se deben instalar otras dos bombas nuevas de tornillo helicoidal entre flash-tank e intercambiador de precalentamiento del fango postespesado para vencer la pérdida de carga originada tras la instalación del nuevo intercambiador en la línea de fangos.

Tabla 8.4. Comprobación entre los valores obtenidos para a₁₁ y los de diseño.

<i>Parámetros</i>	<i>Valores obtenidos</i>	<i>Valores diseño</i>	<i>Estado</i>
Temperatura bomba impulsión a reactor (°C)	136	107	No cumple
Temperatura bomba recirculación pulper (°C)	136	107	No cumple

8.2.2. a₁₂. Incremento de la concentración del fango postespesado.

Modificando la concentración del fango postespesado de entrada al pulper (ST_{pes} , %) dentro de un cierto margen, se obtienen una serie de valores variables del parámetro $M_{agua-pes}$ manteniéndose constante M_{ST-pes} . Sustituyendo paulatinamente estos valores de $M_{agua-pes}$ en la anterior Ecuación 8.7, resultan a su vez distintos valores de M_{vv} . Si se representan gráficamente los valores de M_{vv} en ordenadas y los de ST_{pes} en abscisas, es posible ajustar los datos obtenidos mediante la línea de tendencia de una curva de tipo potencia como la mostrada en la Ecuación 8.14 junto con el coeficiente de regresión resultante. De esta forma, resulta que M_{vv} es una función potencial inversa (cóncava) de la variable ST_{pes} , donde k_{co} y a son dos valores constantes.

$$M_{vv} = k_{co} \cdot ST_{pes}^{-a}; R^2 = 1 \quad (8.14)$$

El valor más alto de concentración del fango postespesado de entrada a una unidad de hidrólisis térmica de las ocho tecnologías analizadas previamente en el capítulo 5 corresponde a la tecnología Exelys con un 24% (Abu-Orf y Goss, 2012). Esta tecnología precalienta el fango mediante intercambiadores de calor y su reactor es tubular con funcionamiento en flujo pistón, pero al no ser esta tecnología con precalentamiento por vapor flash como es el caso de Cambi, no se toma este valor de concentración máxima como referencia para el punto óptimo de operación, pues el sistema de precalentamiento del fango postespesado es completamente diferente. Sin embargo, la tecnología Haarslev con precalentamiento por vapor flash opera con una concentración de fango postespesado del 20% en dos de sus plantas actuales, aunque puede ser aumentada hasta el 22% según lo reportado por la referencia (Haarslev, 2017). Por lo tanto, este último valor será el punto adoptado para la evaluación.

Valores excesivos de concentración podrían generar problemas de circulación del fango a través de las tuberías motivado por la excesiva pérdida de carga, pudiéndose originar sobrepresiones y atascos en puntos singulares de las conducciones, como son los cambios de dirección en codos de 90° de las tuberías y especialmente en los intercambiadores, además de que concentraciones superiores al 24% sobre el fango espesado crudo son muy difíciles de conseguir (Abu-Orf y Goss, 2012) y acarrear un gran aumento en el consumo del polielectrolito necesario. Como observación importante adicional, la aplicación de esta mejora conlleva el incremento del consumo específico de polielectrolito en postespesado de 4 hasta 7 kg/t ST (EDAR, 2016) al aumentar la concentración del fango de 16,5 a 22%. Con la aplicación de esta mejora no se produce afectación alguna sobre la temperatura y presión del pulper, reactor y flash-tank. Con relación a las concentraciones del fango en el pulper, reactor y flash-tank, éstas son en todo momento directamente proporcionales a la concentración del fango postespesado de entrada.

a. Evolución del consumo bruto y específico de vapor vivo.

En la Figura 8.13 se presenta la evolución del consumo bruto y específico de vapor vivo inyectado en los reactores. Se puede observar el establecimiento de dos zonas diferentes a partir del punto de diseño con 16,5%, para una concentración de entrada al pulper menor, la pendiente de la curva es más elevada que para concentraciones mayor a 16,5%. Para esta última región, incrementos en la concentración del fango postespesado constituye un incremento menor en la cantidad de vapor vivo consumido. Este efecto supone que cuanto más se eleve la concentración de ST, los resultados específicos obtenidos son cada vez menos significativos.

8. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 4

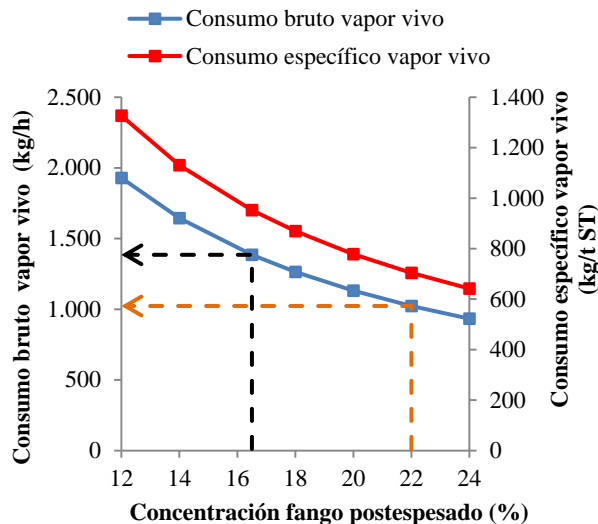


Figura 8.13. Evolución del consumo bruto y específico de vapor vivo en función de la concentración del fango postespesado.

Al igual que para a_{11} , se han contrastado aquí los valores del consumo específico de vapor vivo (M_{vv-es} , kg/t ST) obtenidos en esta tesis y los de las referencias Ringoot et al. (2012) y Barber1 (2016). A continuación, se indican las tres ecuaciones de cálculo del consumo específico de vapor vivo, Ecuación 8.15 de esta tesis, Ecuación 8.16 (Ringoot et al., 2012) y Ecuación 8.17 (Barber1, 2016):

$$M_{vv-es} = 144 \cdot ST_{pes}^{-1,048} \quad (8.15)$$

$$M_{vv-es} = 122 \cdot ST_{pes}^{-1,104} \quad (8.16)$$

$$M_{vv-es} = 134 \cdot ST_{pes}^{-1,05} \quad (8.17)$$

La Figura 8.14 visualiza las tres curvas potenciales obtenidas para el cálculo del consumo específico de vapor vivo en esta tesis y para las referencias en función todas ellas de la concentración del fango postespesado de entrada al pulper. En vista de los resultados obtenidos, se puede comprobar la buena aproximación entre los estimados en esta tesis y las dos referencias señaladas. Para una concentración del 22%, el resultado de la ecuación utilizada en esta tesis ha sido de 704 kg/t ST, mientras Ringoot ha obtenido 649 kg/t ST (-7,8%) y Barber 1 657 kg/t ST (-6,7%), lo que permite apreciar la aproximación existente entre las tres ecuaciones en este punto.

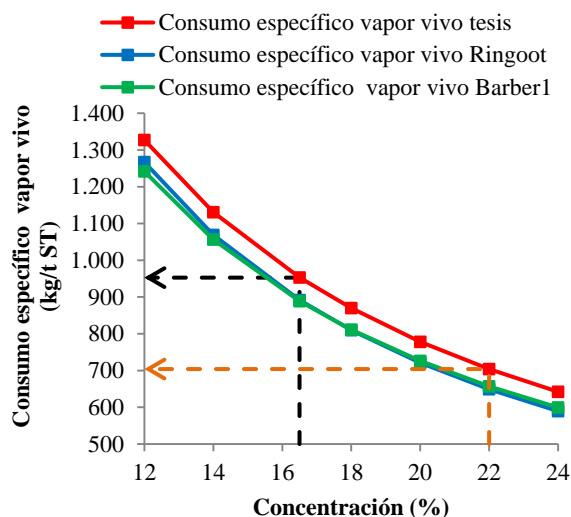


Figura 8.14. Evolución del consumo específico de vapor vivo en función de la concentración del fango postespesado según las ecuaciones de esta tesis, Ringoot y Barber1.

A diferencia de los resultados obtenidos anteriormente en función de la variación de temperatura, en esta ocasión, todos los parámetros termodinámicos de la unidad de hidrólisis térmica se han mantenido constantes, siendo éste sin ninguna duda, el hecho que ha justificado la buena aproximación existente entre las tres ecuaciones además de la no existencia de ningún tipo de punto de inflexión.

La diferencia entre los consumos específicos de vapor vivo obtenidos mediante las ecuaciones de Ringoot y Barber1 con respecto a la de la tesis se deben únicamente al valor absoluto obtenido del consumo para cada concentración, no sufriendo variaciones en sus incrementos relativos al ser muy similares sus pendientes.

b. Evolución del flujo másico, entalpía específica y potencia térmica del vapor flash del flash-tank.

El flujo másico de vapor flash del flash-tank en función de la concentración continúa siendo una función potencia inversa con las mismas características del consumo bruto y específico de vapor vivo, tal y como se visualiza en la Figura 8.15. La evolución del valor de la entalpía específica del vapor flash es constante al serlo también su temperatura, por tanto, la potencia térmica del vapor flash del flash-tank varía en este caso, en la misma proporción que el flujo másico de vapor flash.

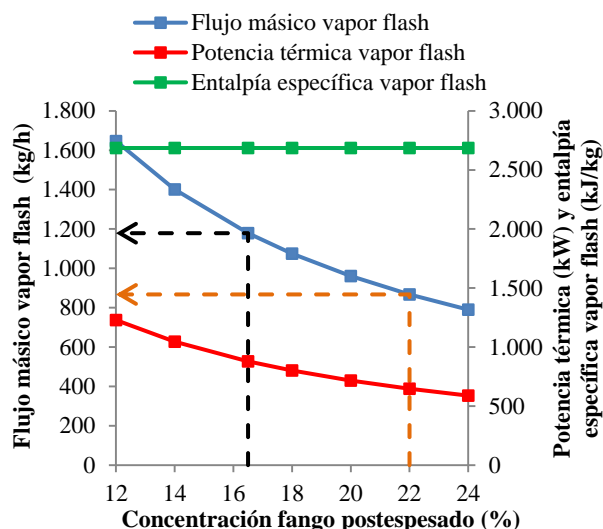


Figura 8.15. Evolución del flujo másico, potencia térmica y entalpía específica del flash-tank en función de la concentración del fango postespesado.

c. Evolución de la potencia eléctrica generada, consumo de biogás en los motogeneradores y caldera y porcentaje de consumo de biogás en la caldera.

La potencia eléctrica generada evoluciona según una curva cóncava y cuando la concentración tiene un valor del 18% sufre una modificación motivada por el acoplamiento de un tercer motogenerador, por lo que este valor se puede considerar como un punto de distorsión para este parámetro. La Ecuación 8.18 indica los valores de la potencia eléctrica generada para $ST_{pes} < 18\%$ y la Ecuación 8.19 para $ST_{pes} > 18\%$:

$$PE_{mg} = 232,08 \cdot ST_{pes}^{0,5339} ; R^2 = 0,9904 \quad (8.18)$$

$$PE_{mg} = 372,40 \cdot ST_{pes}^{0,3337} ; R^2 = 0,9961 \quad (8.19)$$

La evolución del consumo de biogás en los motogeneradores sigue una curva potencial ascendente con carácter convexo sufriendo una pequeña distorsión para un valor de la concentración del 18%. También se observa la tendencia a la minoración en la disminución tanto del consumo de biogás en la caldera como del % de consumo en ella a medida que se eleva la concentración aunque cada vez con menos descenso relativo al aumentar la concentración del fango. La Figura 8.16 muestra la evolución de la potencia eléctrica generada, consumo de biogás en los motogeneradores y caldera y porcentaje de consumo de biogás en caldera respecto del generado en los digestores en función de la concentración del fango postespesado.

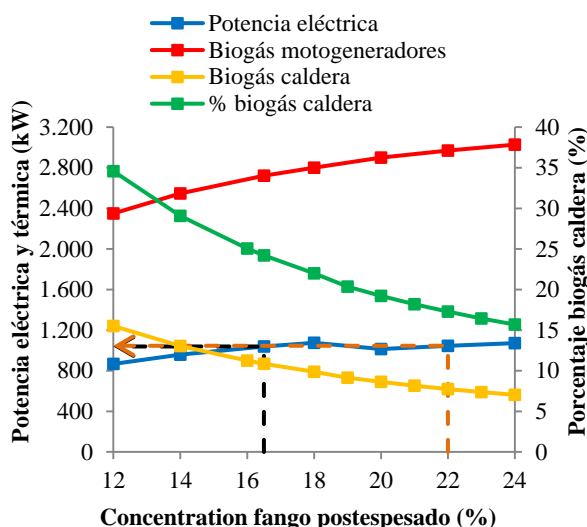


Figura 8.16. Evolución de la potencia eléctrica, consumo de biogás en motogeneradores y caldera y porcentaje de consumo en caldera respecto al total producido en función de la concentración del fango postespesado.

Parámetros del punto de operación óptimo de a₁₂.

La Tabla 8.5 indica la comparación entre los valores obtenidos de los parámetros de la planta del escenario 3 con una concentración del fango postespesado de entrada del 16,5% y los del punto de operación óptima de a₁₂ del escenario 4 con un 22%.

Tabla 8.5. Comparación entre los parámetros obtenidos para a₁₂ del escenario 4 en el punto óptimo de funcionamiento y el escenario 3.

Número orden	Parámetros	Escenario 3 concentración diseño 16,5%	Escenario 4 concentración óptima 22%	Incremento (%)
1	Producción biogás (kW)	3.590	3.590	
2	Potencia eléctrica (kW)	1.039	1.046	0,7
3	Autoconsumo total potencia eléctrica (kW)	64,5	55,2	-14,4
4	Consumo biogás motogeneradores (kW)	2.720	2.970	9,2
5	Consumo biogás caldera (kW)	870	620	-28,7
6	Porcentaje consumo biogás caldera (%)	24,2	17,3	-28,5
7	Consumo bruto vapor vivo (kg/h)	1.385	1.023	-26,1
8	Consumo específico vapor vivo (kg/t ST)	953	704	-26,1
9	Potencia térmica vapor vivo (kW)	1.071	791	-26,1
16	Flujo másico vapor flash (kg)	1.179	867	-26,4
17	Entalpía específica vapor flash (kJ/kg)	2.686	2.686	
18	Potencia térmica vapor flash (kW)	879	647	-26,4
19	Concentración pulper (%)	14,5	19,3	33,1
20	Concentración reactor (%)	12,5	17,1	36,8
21	Concentración flash-tank (%)	14,1	19,1	35,5
22	Producción fango deshidratado (t/año)	23.617	23.617	
23	Consumo polielectrolito (t/año)	112,6	152	35

8. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 4

El valor del rendimiento eléctrico evoluciona desde 38,2% hasta 35,2%, disminuyendo la producción de energía eléctrica que, en caso de aplicar el mismo rendimiento ascendería a 1.135 kW, pero que finalmente es de 1.046 kW motivado por la operación de tres motogeneradores a bajo grado de carga. El valor del transporte y tratamiento del fango deshidratado se mantiene constante con respecto al escenario 3 mientras el consumo de polielectrolito aumenta un 35%, lo que va a incidir de forma negativa en el balance económico. El autoconsumo de energía eléctrica por un lado disminuye como consecuencia de la menor demanda eléctrica asociada al equipamiento del postespesado (menor flujo volumétrico de fango), soplantes (menor consumo de biogás en la caldera) y bombas de alimentación a caldera (menor caudal de agua de alimentación) y por otro, aumenta como consecuencia de elevarse la pérdida de carga en las tuberías debido a la elevación de la concentración del fango postespesado. La Tabla 8.6 indica los valores de los parámetros obtenidos para a₁₂ y que no cumplen con los parámetros de diseño establecidos. Por lo tanto, en vista de estos resultados, se deben sustituir la bomba de impulsión de fangos al reactor y la de recirculación de fangos del pulper, por no cumplir las especificaciones en cuanto a concentración del fango.

Tabla 8.6. Comprobación entre los valores obtenidos para a₁₂ y los de diseño.

<i>Parámetros</i>	<i>Valores obtenidos</i>	<i>Valores diseño</i>	<i>Estado</i>
Concentración bomba impulsión a reactor (%)	19,3	18	No conforme
Concentración bomba recirculación del pulper (%)	19,3	18	No conforme

8.2.3. a₁₃. Introducción de fango primario sin hidrolizar en los digestores.

Si disminuye o se anula la cantidad de fango primario hidrolizado, el consumo de vapor vivo en los reactores disminuye proporcionalmente y también lo hace la producción de biogás aunque el efecto es menor, dado que la producción específica de biogás del fango primario hidrolizado es tan solo ligeramente superior a la del fango primario sin hidrolizar. El cumplimiento de las restricciones conlleva a que como máximo un 37% del fango primario total se podría introducir sin hidrolizar a los digestores en el punto de diseño establecido, pues a partir de este valor, la concentración del fango mezclado resultante a la entrada de los digestores sería menor del 10% y no se cumpliría la segunda de las restricciones establecidas.

Para la implementación del caso X=100%, se trata de impulsar la totalidad del fango primario procedente de los espesadores de gravedad directamente al anillo de mezcla sin pasar por la unidad de hidrólisis térmica, donde se une al fango secundario hidrolizado tal y como se

muestra en la Figura 8.17. Para la opción de $X=37\%$, se impulsaría este porcentaje de fango primario al anillo y el 63% restante se dirigiría a la arqueta de fangos mixtos donde se mezclaría con el fango secundario siendo después impulsados ambos hacia el postespesado.

La capacidad máxima de tratamiento de la unidad de hidrólisis térmica de la EDAR es de 42 t ST/d y en el punto de diseño 35,8 t ST/d (-14,8%), aconteciendo que, si en algún momento la entrada de ST fuera mayor de 42 t ST/d, obligatoriamente se tendría que desviar fango primario sin hidrolizar directamente a los digestores. Evidentemente, no se considera el desvío de fango secundario, dado que la hidrólisis de éste reporta mejores resultados que los esperados para la hidrólisis del primario.

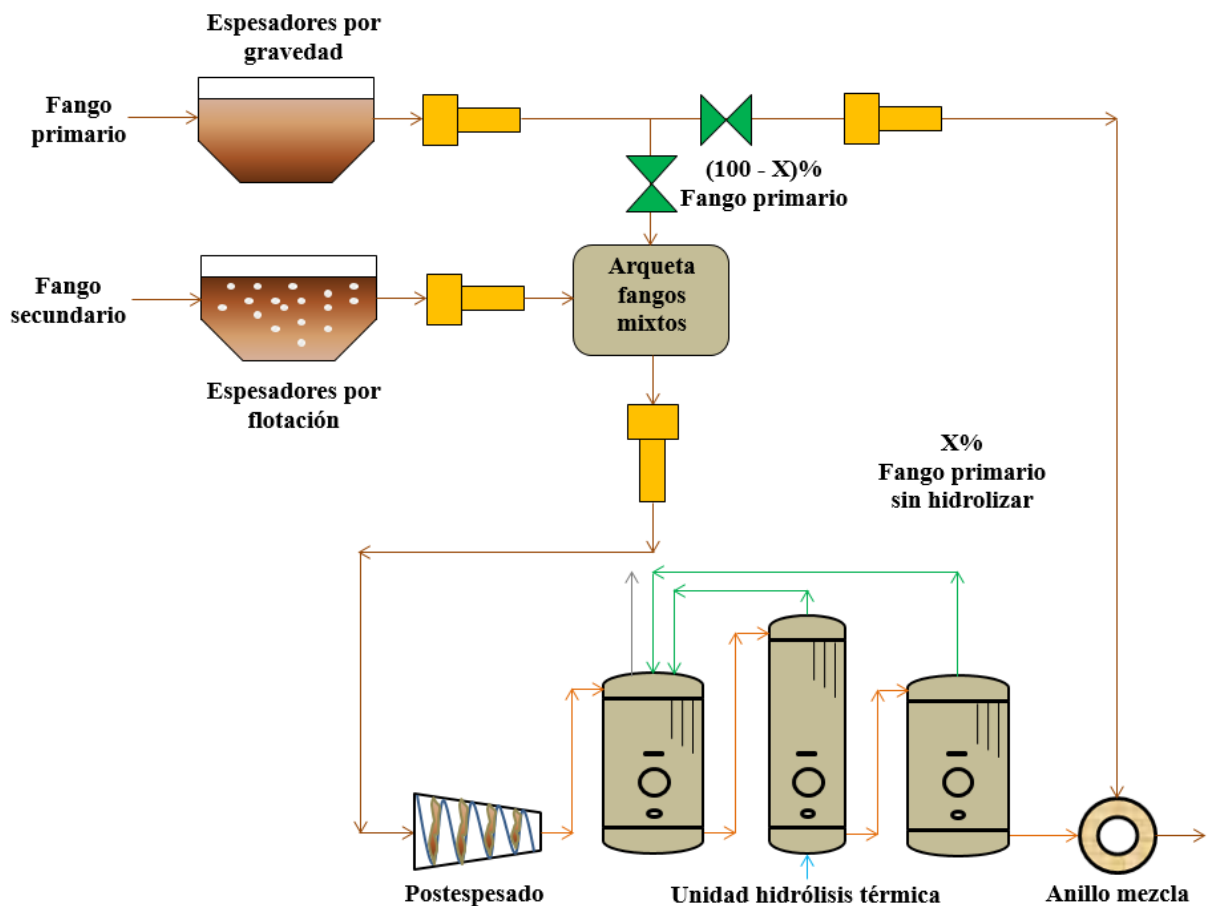


Figura 8.17. Introducción total o parcial de fango primario sin hidrolizar en los digestores.

La evolución de los parámetros de temperatura, presión, concentración, etc, del fango en la unidad de hidrólisis térmica no varía tras la introducción exclusiva de fango secundario ($X=100\%$) o una mezcla de primario y secundario ($0 < X < 100\%$). Para la opción de hidrólisis exclusiva de fango secundario ($X=100\%$), la temperatura resultante del fango en el anillo de mezcla es de $32\text{ }^{\circ}\text{C}$ y la concentración de ST del 6,1%, el TRH es de 20,8 días con dos digestores operando. Bajo estas condiciones, la carga orgánica resultante es de $2,2\text{ kg SV/m}^3\text{ d}$ y la

8. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 4

aportación de energía térmica adicional en los intercambiadores de recirculación de fangos asciende a 527 kW. Aunque la temperatura en el anillo sea de 32 °C, acontece durante un tiempo breve, por lo que se considera que no tiene ninguna repercusión sobre la digestión posterior a 41 °C. Con esta mejora, el 44% del fango se hidroliza y el 56% no lo hace.

Para la opción X=37%, la temperatura del anillo de mezcla resulta ser de 50 °C, la concentración de ST del 10% y la potencia térmica a suministrar por el intercambiador de recirculación de fangos se reduce a 253 kW, pudiendo operar únicamente con un digestor si el TRH se establece en 17,1 días con una carga orgánica de 4,4 kg SV/m³·d. En este caso, el 79% del fango se hidroliza.

a. Evolución del consumo bruto y específico de vapor vivo.

La Figura 8.18 representa la evolución del consumo bruto de vapor vivo en función del fango primario sin hidrolizar y representados los casos X=37% y X=100%. Al mantenerse la proporcionalidad entre el vapor vivo inyectado en los reactores y los ST introducidos, el consumo específico de vapor vivo es constante, por lo que únicamente se analiza a continuación el consumo bruto de vapor vivo.

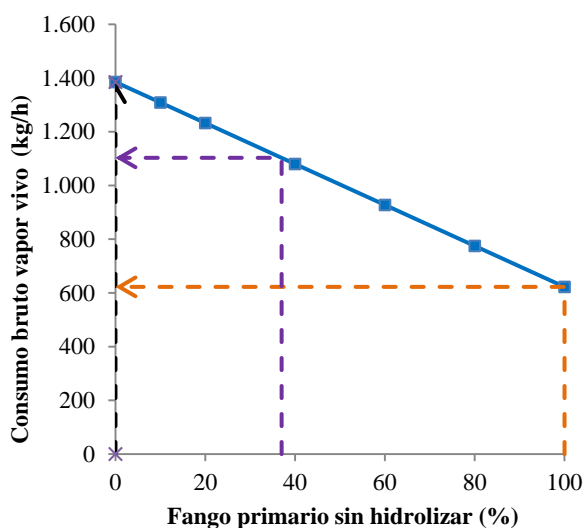


Figura 8.18. Evolución del consumo de vapor vivo en función del porcentaje X de fango primario sin hidrolizar.

El consumo bruto de vapor vivo en los reactores disminuye linealmente al incrementarse el porcentaje de fango primario sin hidrolizar con una pendiente resultante de -7,6 kg/h %. El valor de X=37% marca el punto en el que la concentración de ST de la mezcla resultante por un lado del fango primario sin hidrolizar con una concentración del 4,7% y por otro el resto del

fango primario con $X=63\%$ y secundario hidrolizados con una concentración común del $14,1\%$, consiguen en el anillo una concentración final del 10% , valor de diseño. Este valor de la concentración del $14,1\%$ corresponde al fango hidrolizado a la salida del flash-tank considerando nula la inyección de agua de dilución, por lo que la concentración de salida de la unidad de hidrólisis térmica no se modifica hasta llegar al anillo de mezcla.

b. Evolución de la potencia eléctrica generada, consumo de biogás en los motogeneradores y producción de biogás en los digestores.

La Figura 8.19 representa la evolución de la potencia eléctrica, producción de biogás en digestores y consumo de biogás en motogeneradores en función del porcentaje X de fango primario sin hidrolizar. Cuando $X=37\%$, la producción de biogás disminuye desde los 3.590 kW (punto diseño) hasta los 3.504 kW, un $2,4\%$ inferior. Sin embargo, la reducción de la cantidad de fango enviado a hidrólisis permite disminuir el consumo de vapor vivo hasta 1.103 kg/h (disminución del $20,4\%$).

La producción de energía eléctrica disminuye desde un valor de 1.039 kW (punto diseño) hasta 995 kW, constituyendo una disminución del $4,2\%$, debido a la entrada en funcionamiento de un tercer motogenerador. Por otro lado, el consumo de biogás en los motogeneradores evoluciona de 2.720 kW (punto diseño) hasta 2.823 kW, un incremento del $3,8\%$, hecho que como se puede ver no se traslada a una mayor generación de energía eléctrica.

Cuando sólo se realiza el proceso de hidrólisis al fango secundario ($X=100\%$) la producción de biogás desciende de valor desde 3.590 kW hasta 3.356 kW, un $6,5\%$ inferior, sin embargo, con esta mejora se consigue una disminución del consumo de vapor vivo muy significativa del 55% , siendo el resultado conjunto de estos dos efectos contrapuestos, que la producción de energía eléctrica se incrementa hasta 1.050 kW, representando un 1% de mejora.

El incremento en la producción de energía eléctrica se ve penalizado por la entrada de un tercer motogenerador en funcionamiento. Sin embargo, el consumo de biogás en los motogeneradores se eleva desde los 2.720 kW hasta 2.979 kW, un $9,5\%$, resultando un incremento significativo. Llama la atención que un incremento en el biogás consumido en los motogeneradores del $9,5\%$ sólo incrementa la potencia eléctrica en un 1% , lo que en principio podría resultar contradictorio sino fuera porque tiene lugar la entrada en funcionamiento de un tercer motogenerador a bajo grado de carga.

8. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 4

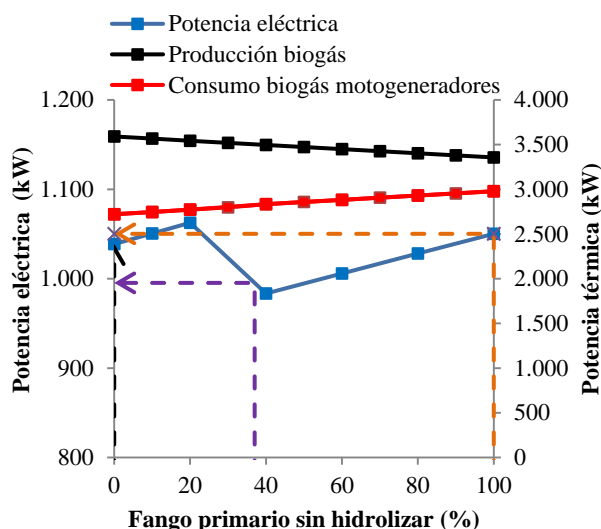


Figura 8.19. Evolución de la potencia eléctrica, producción de biogás y consumo de biogás en motogeneradores en función del porcentaje X de fango primario sin hidrolizar.

La Figura 8.20 presenta la evolución del consumo de biogás en la caldera y porcentaje de consumo respecto al total producido en función del porcentaje de fango primario sin hidrolizar. Con relación al consumo de biogás en la caldera, se experimenta un descenso para cuando se desvía el 37% de fango primario, modificándose desde un valor de 870 kW (punto diseño) hasta 687 kW, un 21% de reducción mientras que el de consumo porcentual de biogás en la caldera desciende a 19,5%, (disminución del 19,4%). Del mismo modo, la hidrólisis exclusiva de fango secundario redonda en un consumo de biogás en la caldera de 377 kW, siendo un 56,7% menor con respecto al punto de diseño (en el que se considera la hidrólisis del volumen total de fango secundario y primario).

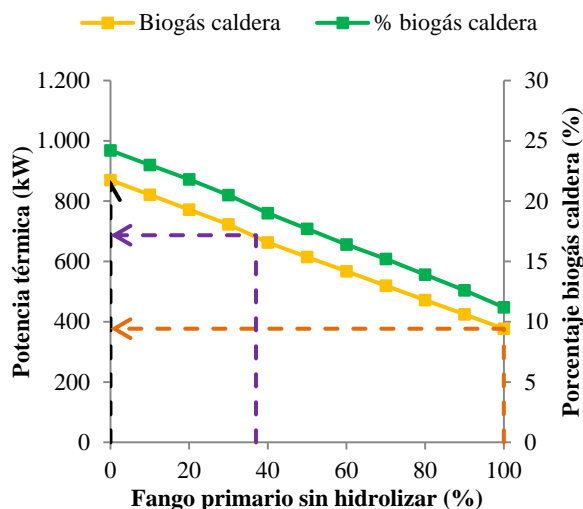


Figura 8.20. Evolución del consumo de biogás en la caldera y porcentaje de consumo respecto al total producido en función del porcentaje de fango primario sin hidrolizar.

Parámetros del punto de operación óptimo de a₁₃.

La Tabla 8.7 muestra los valores comparativos entre los parámetros del escenario 3 correspondiente al punto de diseño (X=0%, hidrólisis de la totalidad del fango primario y secundario) y la a₁₃ del escenario 4 para la hidrólisis exclusiva del fango secundario (X=100%). La producción de fango deshidratado es un 9,9% superior motivado por la menor reducción de SV del fango acontecida en los digestores, sin embargo, el consumo de polielectrolito es un 20,2% inferior al no fluir fango primario por el postespesado. El autoconsumo de energía eléctrica es más elevado en un 62,6% a causa principalmente del funcionamiento de un segundo digestor. Para la implementación de esta mejora con X=100% no es necesaria la instalación de ningún elemento adicional, pues las bombas existentes en la arqueta de fangos mixtos de la EDAR ya contemplan la posibilidad de impulsar directamente el fango primario espesado sin hidrolizar directamente a los digestores.

Tabla 8.7. Comparación entre los parámetros obtenidos para a₁₃ del escenario 4 en el punto óptimo de funcionamiento y el escenario 3.

Número orden	Parámetros	Escenario 3 X=0%	Escenario 4 X=100%	Incremento (%)
1	Producción biogás (kW)	3.590	3.356	-6,5
2	Potencia eléctrica (kW)	1.039	1.050	1
3	Autoconsumo total potencia eléctrica (kW)	64,5	104,9	62,6
4	Consumo biogás motogeneradores (kW)	2.720	2.979	9,5
5	Consumo biogás caldera (kW)	870	377	-56,6
6	Porcentaje consumo biogás caldera (kW)	24,2	11,2	-53,7
7	Consumo bruto vapor vivo (kg/h)	1.385	623	-55
8	Consumo específico vapor vivo (kg/t ST)	953	953	
9	Potencia térmica vapor vivo (kW)	1.071	481	-55
16	Flujo másico vapor flash (kg/h)	1.179	530	-55
17	Entalpía específica vapor flash (kJ/kg)	2.686	2.686	
18	Potencia térmica vapor flash (kW)	879	395	-55
22	Producción fango deshidratado (t/año)	23.617	25.945	9,9
23	Consumo polielectrolito (t/año)	112,6	89,8	-20,2

8.2.4. a₂₁. Incremento de la temperatura del agua de alimentación a la caldera mediante fango hidrolizado.

El incremento de la potencia térmica del agua de alimentación a la caldera PT_{aa} (kW) permite reducir el consumo de biogás en la misma. Existen dos formas posibles para conseguir tal incremento, bien aumentando el flujo másico de agua M_{aa} (kg/h) o bien su temperatura T_{aa} (°C). En este último caso, se trata de aumentar únicamente la temperatura, pues la variación del

8. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 4

flujo másico supondría variar también el de vapor vivo, algo que esta acción a₂₁ no permite realizar.

La temperatura más elevada de todo el ciclo se da en los reactores con el valor de 165 °C. Sin embargo, la mayor parte de su potencia térmica se usa para crear vapor flash a 107 °C en el flash-tank y así precalentar el fango en el pulper, no pudiéndose aprovechar para otra aplicación que no sea ésta y que no implique una disminución del rendimiento térmico de la hidrólisis. El hecho de aumentar la potencia del agua de alimentación supone variar el punto de operación de los motogeneradores-caldera, incrementando la potencia térmica útil de los gases de escape durante el batch y también durante el ciclo medio. A diferencia de las mejoras del grupo a (disminución flujo másico de vapor vivo), ahora el coeficiente de inyección permanece constante.

El siguiente punto de mayor temperatura en el proceso es el flash-tank con 107 °C. En esta mejora se pretende incrementar la temperatura del agua de alimentación a la caldera de recuperación a partir de la salida del intercambiador de calor del circuito principal de los motogeneradores, donde se encuentra a 80 °C, hasta la caldera mediante la potencia térmica del fango hidrolizado caliente a la salida del flash-tank que dispone de una temperatura de 107 °C, efectuando tal operación mediante el intercambiador de precalentamiento del agua de alimentación número 2. Estableciendo el balance de energía al fango y al agua de alimentación del intercambiador, resultan las Ecuaciones 8.20 y 8.21, balances de energía del intercambiador y del agua de alimentación. Se considera que la máxima temperatura alcanzada por el agua de alimentación corresponde con la de salida del flash-tank menos el punto de acercamiento.

$$\frac{(M_{ST-ft} \cdot c_{p-ST} + M_{agua-ft} \cdot c_{p-agua}) \cdot T_{ft}}{3.600} = \frac{(M_{ST-ft} \cdot c_{p-ST} + M_{agua-ft} \cdot c_{p-agua}) \cdot T_{ipaa-2}}{3.600} + PT_{ipaa-2} \quad (8.20)$$

$$\frac{M_{aa} \cdot c_{p-agua} \cdot T_{ipaa-1}}{3.600} + PT_{ipaa-2} = \frac{M_{aa} \cdot c_{p-agua} \cdot (T_{ft} - T_{acer})}{3.600} \quad (8.21)$$

donde T_{ipaa-2} es la temperatura del fango a la salida del intercambiador (°C), PT_{ipaa-2} la potencia térmica cedida por el fango al agua de alimentación (kW), T_{ipaa-1} la temperatura del primer precalentamiento efectuado en el circuito principal de los motogeneradores al agua de alimentación (°C) y M_{aa} el flujo másico de agua de alimentación (kg/h), valor que lógicamente coincide con M_{vv} . A partir de la Ecuación 8.20 se calcula PT_{ipaa-2} y sustituyendo este valor en la Ecuación 8.21 se obtiene T_{ipaa-2} .

La implementación se realiza mediante la instalación de un intercambiador de calor agua-fango a la salida del flash-tank de 83 kW ciclo batch y 27 kW ciclo medio, a través del cual es posible elevar la temperatura del agua de alimentación desde 80 °C (a la salida del intercambiador de precalentamiento del agua de alimentación número 1) hasta 97 °C a partir del intercambio de energía térmica con el fango hidrolizado a la salida del flash-tank, que a su vez, modifica su temperatura de 107 °C hasta 100 °C. La Figura 8.21 muestra la instalación del nuevo intercambiador de precalentamiento del agua de alimentación número 2 agua-fango a la salida del flash-tank. Al igual que a₁₁, se necesita la instalación de dos bombas de tornillo entre flash-tank e intercambiador con objeto de vencer la nueva pérdida de carga establecida en el circuito de salida de fango hidrolizado del flash-tank.

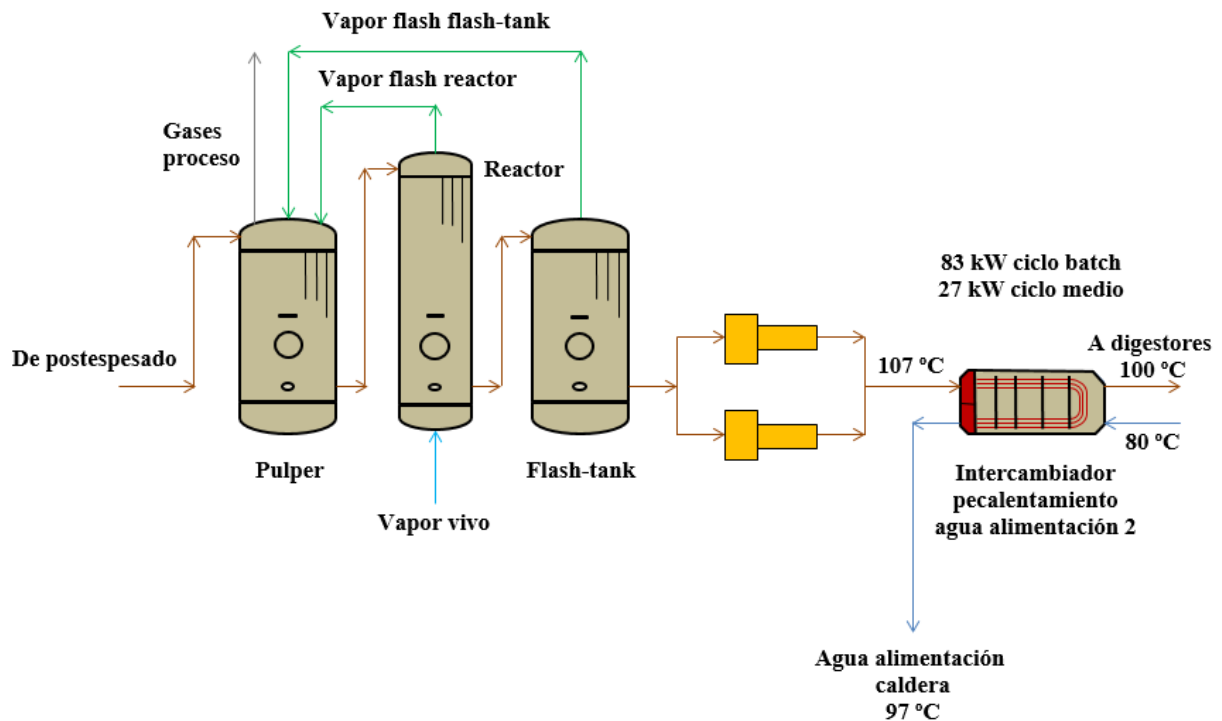


Figura 8.21. Calentamiento del agua de alimentación a la caldera de recuperación con fango hidrolizado a la salida del flash-tank.

Parámetros del punto de operación óptimo de a₂₁.

La Tabla 8.8 muestra los valores comparativos entre los parámetros de diseño obtenidos con una temperatura del agua de alimentación de 80 °C del escenario 3 y para el escenario 4 con 97 °C conseguidos mediante la aplicación de a₂₁. Con este sistema de operación, también se podría calentar el agua de alimentación desde 15 hasta 97 °C mediante un intercambiador agua-fango de 317 kW ciclo batch (105 kW ciclo medio), eliminando así el intercambiador del circuito principal de los motogeneradores, pero a efectos energéticos, el resultado sería idéntico

8. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 4

al propuesto como a₂₁, aunque mucho más sencillo, pues sólo dispondría de un intercambiador en lugar de dos.

Tabla 8.8. Comparación entre los parámetros obtenidos para a₂₁ del escenario 4 en el punto óptimo de funcionamiento y el escenario 3.

<i>Número orden</i>	<i>Parámetros</i>	<i>Escenario 3 temperatura 80 °C</i>	<i>Escenario 4 temperatura 97°C</i>	<i>Incremento (%)</i>
1	Producción biogás (kW)	3.590	3.590	
2	Potencia eléctrica (kW)	1.039	1.054	1,4
3	Autoconsumo total potencia eléctrica (kW)	64,5	64,2	-0,5
4	Consumo biogás motogeneradores (kW)	2.720	2.753	1,2
5	Consumo biogás caldera (kW)	870	838	-3,7
6	Porcentaje consumo biogás caldera (%)	24,2	23,3	-3,7
7	Consumo bruto vapor vivo (kg/h)	1.385	1.385	
22	Producción fango deshidratado (t/año)	23.617	23.617	
23	Consumo polielectrolito (t/año)	112,6	112,6	

El único parámetro del proceso que varía su valor con respecto al del escenario 3 es la temperatura de la bomba de impulsión de fango a los digestores, la cual se sitúa en 73 °C y su valor de diseño es 105 °C, por tanto, se cumple con los requisitos establecidos. Sin embargo, se necesita la instalación de un intercambiador de 83 kW ciclo batch y dos bombas de tornillo helicoidal de fangos a la salida del flash-tank necesarias para vencer la pérdida de carga originada por el nuevo intercambiador de precalentamiento de agua de alimentación instalado.

8.2.5. a₂₂. Incremento de la temperatura del agua de alimentación a la caldera mediante los gases de escape.

El fundamento general de esta mejora es idéntico a la anterior, pues se eleva la potencia térmica del agua de alimentación incrementando su temperatura pero, en este caso, basado en un mejor aprovechamiento de la energía útil de los gases de escape. Se pretende conseguir que el agua de la caldera se encuentre siempre en un estado de saturación a 190 °C para después convertirse en vapor saturado durante la etapa de inyección de vapor vivo. La temperatura de salida del agua precalentada del economizador situado en el cuarto paso de gases es proporcional a la potencia térmica útil de los gases de escape manteniendo siempre a su entrada una temperatura de 209 °C y a su salida 142 °C (EDAR, 2016). De esta forma se puede calcular la temperatura del agua precalentada de salida del economizador que se corresponde con la de entrada al vaporizador mediante las Ecuaciones 8.22, 8.23 y 8.24:

$$T_{aa-sa-eco} = \frac{\eta_{rc} \cdot pt_{ge-ut-ec} \cdot 60 \cdot t_{no-iny}}{m_{vv} \cdot 4,186} + T_{ipaa-1} \quad (8.22)$$

$$m_{vv-batch} = m_{vv-nom} \cdot t_{iny} \quad (8.23)$$

$$pt_{ge-ut-ec} = \frac{M_{ge} \cdot (h_{ge-en-eco} - h_{ge-sa-eco})}{3.600} \quad (8.24)$$

donde $T_{sa-aa-eco}$ y T_{ipaa-1} son las temperaturas del agua de alimentación a la salida y entrada del economizador ($^{\circ}C$), m_{vv} la masa de vapor vivo inyectado por cada batch (kg), $pt_{ge-ut-ec}$ la potencia térmica útil de los gases de escape cedida en el economizador (kW) y $h_{ge-en-eco}$ y h_{sa-eco} las entalpías específicas de los gases de escape a la entrada y salida del economizador (kJ/kg).

Durante el desarrollo de la etapa de inyección de vapor vivo a los dos reactores que dura un tiempo de 21,1 min, se impide la entrada de 1.477 kg de agua de alimentación necesarios para restituir el vapor vivo sustraído, de forma que sean aportados únicamente por la misma agua saturada que se encuentra en el vaporizador de la caldera a $190^{\circ}C$, logrando realizarlo sin ningún otro aporte gracias a la disminución del nivel de agua en la caldera. De esta forma, la energía térmica necesaria para producir el vapor vivo durante la etapa de inyección se reduce únicamente a convertir agua saturada a $190^{\circ}C$ en vapor saturado a la misma temperatura. El flujo másico de gases en el nuevo punto de operación establecido es de 6.313 kg/h con una temperatura de entrada en el vaporizador de $505^{\circ}C$, salida vaporizador-entrada economizador de $209^{\circ}C$ y de salida economizador-chimenea de $142^{\circ}C$, disponiendo de una potencia térmica útil de 598 kW, suma del cedido en el vaporizador con 491 kW y economizador 107 kW. El resto de energía térmica necesaria para conseguir el cambio de estado durante esta etapa es suministrada por el biogás del quemador de la caldera con 1.721 kW.

Durante la etapa de no inyección, con una duración de 43 min, los 1.477 kg de agua saturada son restituidos mediante la entrada de agua de alimentación que se introduce en el economizador a $80^{\circ}C$ y eleva su temperatura de salida hasta $100^{\circ}C$ introduciéndose en el vaporizador. La potencia térmica necesaria para elevar la temperatura del agua de alimentación en el economizador es de 47 kW y procede de los gases de escape al variar su temperatura de 209 a $142^{\circ}C$. Por otro lado, la potencia térmica necesaria en el vaporizador para incrementar la temperatura del agua desde 100 hasta $190^{\circ}C$ es de 216 kW y es suministrada también por los gases de escape disminuyendo su temperatura de 505 a $209^{\circ}C$. De esta forma, la potencia total útil necesaria de los gases aplicada al agua de alimentación resulta ser de 263 kW y es aportada por un flujo másico de 3.135 kg/h, desviándose 3.178 kg/h (50,3%) de los 6.313 kg/h de los

8. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 4

gases disponibles hacia la chimenea, para disponer únicamente de los 263 kW necesarios para realizar esta operación en la caldera resultando que durante esta etapa de llenado de agua no es necesario el consumo de biogás en el quemador de la caldera.

La Figura 8.22a indica un esquema de funcionamiento de la caldera de nivel de agua variable durante la fase de funcionamiento durante el ciclo batch, periodo de inyección y la Figura 8.22b el periodo de no inyección de vapor vivo, indicando en ambos casos las líneas continuas el estado de inyección (funcionamiento) y las discontinuas el estado de no inyección (no funcionamiento). Se observa la válvula de tres vías instalada en el conducto de gases de escape, de forma que pueda regular la aportación adecuada de flujo másico de gases a la caldera.

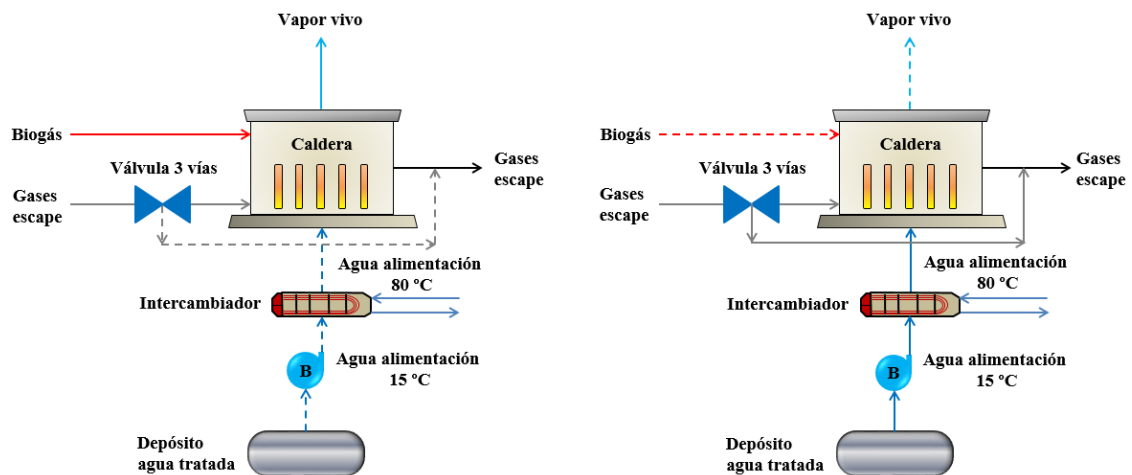


Figura 8.22. Esquema de funcionamiento de la caldera de nivel de agua variable. **a)** Inyección de vapor vivo. **b)** No inyección de vapor vivo.

Operando mediante esta forma indicada, durante la etapa de inyección y no inyección de vapor vivo del ciclo batch por un lado y en el ciclo medio por otro, se producen los siguientes aportes energéticos en la caldera tal y como se encuentran representados en la Tabla 8.9.

Tabla 8.9. Balance térmico del ciclo batch y medio en la caldera de nivel de agua variable.

Concepto	Masa vapor/agua caldera (kg)	Tiempo (min)	Potencia térmica necesaria (kW)	Potencia térmica agua alimentación (kW)	Potencia térmica gases escape (kW)	Potencia térmica quemador (kW)	Consumo biogás caldera (kW)
Ciclo batch							
Inyección vapor vivo	1.477	21,1	3.247	928	598	1.721	1.945
No inyección vapor vivo	1.477	43	455	192	263	0	0
Ciclo medio							
Vapor vivo	1.477	64,1	1.071	306	197	568	642

Balance de masa y energía de la caldera de recuperación.

La Figura 8.23 presenta tres secciones transversales de la caldera y la variación de temperatura en los circuitos de agua y gases. Partiendo de los datos de la caldera existente en la EDAR de Burgos, marca Cerney, 4.200 kg/h de vapor saturado a 190 °C, longitud 4,44 m, diámetro interior 1,96 m, volumen cámara vapor 1,18 m³ (8,7% del volumen total), volumen cámara agua 12,26 m³ (91,3%), resultan para esta sección los valores indicados en la Figura 8.23a (EDAR, 2016).

Se considera, para simplificar, que las inyecciones de vapor vivo a los dos reactores se envían correlativamente en el tiempo, o sea, cuando termina la inyección al primer reactor, empieza la inyección en el segundo, algo que no es totalmente cierto, pero que a efectos de cálculo es equivalente a si hubiera el decalaje acontecido de 2,9 minutos en la realidad. Si se pretenden enviar 1.477 kg/batch (2x738,5 kg/batch-reactor) de vapor saturado a 190 °C hacia los dos reactores, esta masa de vapor supone un volumen de 1,69 m³ de agua a 190 °C que representa un área de 0,38 m² que sumados a los 0,27 m² de la cavidad del vapor inicial suponen un área del segmento circular resultante de 0,65 m² (2,86 m³, 21,3%) de vapor, según se representa en la Figura 8.23b, obteniéndose a su vez 2,38 m² (10,58 m³, 78,7%) para la sección de agua. Por lo tanto, el nivel del agua en la caldera tiene que disminuir 0,24 m entre el principio de la fase de inyección de vapor vivo y el final, necesitándose entonces que la caldera seleccionada permita esta variación de nivel sin afectar al recubrimiento de agua de que es necesario disponer en los cuatro pasos de gases existentes para el suministro de la energía térmica necesaria al agua. De esta forma, la caldera se encontraría variando continuamente el nivel de forma cíclica en el intervalo de 0,24 m de altura.

La Figura 8.23c representa un corte transversal real de la caldera, donde se pueden observar los tubos de los tres pasos de gases procedentes del quemador en el centro y lado derecho respectivamente mientras los tubos del cuarto paso de gases procedentes de los motogeneradores, totalmente independientes de los otros tres, se encuentran todos ellos en el lado izquierdo. Se puede comprobar fácilmente que el volumen mínimo de agua que es necesario disponer en la caldera para poder implantar esta mejora presenta el problema de no cubrir totalmente los tubos de los pasos de gases tercero y cuarto. Esta mejora necesitaría la instalación de una nueva caldera de recuperación pirotubular permita variar su nivel de agua, con la condición de que los tubos de los cuatro pasos de gases estén totalmente sumergidos en agua cuando el nivel de ésta sea mínimo. La Figura 8.23d indica la evolución en la caldera de la temperatura del agua y de los gases.

8. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 4

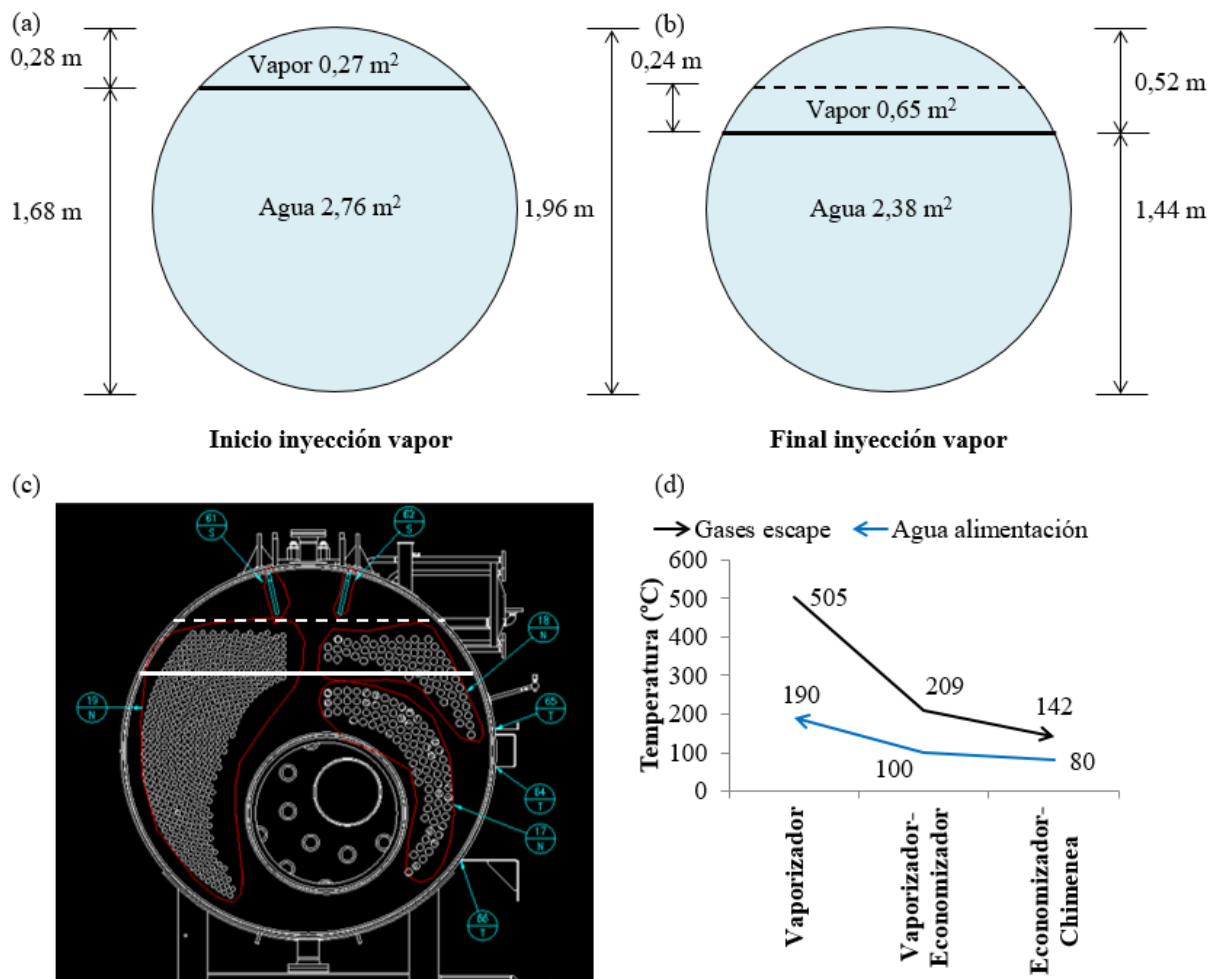


Figura 8.23. Caldera de recuperación de nivel de agua variable. **a y b)** Sección transversal de la caldera de recuperación con el nivel variable de agua, inicio y final de la inyección de vapor vivo. **c)** Situación de los tubos de los cuatro pasos de gases y niveles de agua mínimo y máximo en la caldera real marca Cerney (EDAR, 2016). **d)** Evolución de la temperatura de los gases y del agua de alimentación en la caldera.

Parámetros del punto de operación óptimo de a22.

La Tabla 8.10 indica los valores de los nueve parámetros fundamentales obtenidos en el punto de operación óptimo para a22. La potencia eléctrica generada es un 0,2% inferior en el escenario 4, sin embargo, se logra incrementar el consumo de biogás en los motogeneradores un 8,4%. Nuevamente esta posible contradicción se debe a la operación de tres motogeneradores en a21 a bajo grado de carga mientras en el escenario 3 operan dos con un alto grado de carga, un poco inferior al máximo del 90% establecido como criterio de funcionamiento en esta planta.

Tabla 8.10. Comparación entre los parámetros obtenidos para a22 del escenario 4 en el punto óptimo de funcionamiento y el escenario 3.

Número orden	Parámetros	Escenario 3 80 °C	Escenario 4 190 °C	Incremento (%)
1	Biogás producido (kW)	3.590	3.590	
2	Potencia eléctrica (kW)	1.039	1.037	-0,2
3	Autoconsumo total potencia eléctrica (kW)	64,5	64,5	
4	Biogás consumido motogeneradores (kW)	2.720	2.948	8,4
5	Biogás consumido caldera (kW)	870	642	-26,2
6	Porcentaje biogás consumido caldera (%)	24,2	17,9	-26
7	Consumo bruto vapor vivo (kg/h)	1.385	1.385	
22	Producción fango deshidratado (t/año)	23.617	23.617	
23	Consumo polielectrolito (t/año)	112,6	112,6	

8.2.6. a31. Disminución del flujo másico de vapor vivo nominal de la caldera.

La disminución del flujo másico de vapor vivo nominal de la caldera de recuperación del ciclo batch m_{vv-nom} (kg/h) conlleva un aumento proporcional en el tiempo de inyección de vapor vivo en los reactores t_{iny} (min), incrementándose el coeficiente de inyección k_i (%), considerando que tanto el tiempo total del ciclo como el flujo de vapor vivo medio a la caldera, ambos función del punto de diseño, se mantienen constantes y teniendo en cuenta que la masa de vapor vivo inyectada en cada batch es la misma. Al incrementar el aprovechamiento de la potencia térmica útil de los gases de escape $\eta_{rc} \cdot PT_{ge-ut}$ mediante el aumento del coeficiente de inyección, el consumo de biogás en la caldera PT_{bi-cr} disminuye. La Ecuación 8.25 muestra dos formas diferentes de calcular el coeficiente de inyección a partir de un cociente de tiempos o flujos másicos de vapor vivo.

$$k_i = \frac{t_{iny}}{t_{ciclo}} = \frac{M_{vv}}{m_{vv-nom}} \quad (8.25)$$

Si el coeficiente de inyección aumenta entonces es posible aumentar el tiempo de aprovechamiento de la energía térmica útil de los gases de escape durante el ciclo y por tanto su potencia térmica $\eta_{cr} \cdot PT_{ge-ut}$. Analizando nuevamente la Ecuación 8.25 del coeficiente de inyección, puede dar la impresión de que, si el tiempo total del ciclo disminuyera, entonces el coeficiente de inyección aumentaría, sin embargo, este tiempo total es función únicamente del flujo másico de entrada de fango a la unidad de hidrólisis térmica y si éste flujo másico no se modifica (punto de diseño constante), tampoco lo hará el tiempo del ciclo.

8. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 4

El tiempo total del ciclo t_{ciclo} (min) se puede calcular aplicando la Ecuación 5.57, donde se puede apreciar rápidamente que $M_{\text{ST-pu}}$ es siempre constante para un reactor B6 y lo que únicamente podría variar sería $M_{\text{ST-pu}}$, pero que, sin embargo, es constante si el punto de diseño considerado no sufre variación alguna. Por otro lado, el consumo medio de vapor vivo también es función únicamente del flujo másico de ST postespesado (temperatura entrada fango postespesado 15 °C y concentración 16,5%) y que se puede representar por medio de la Ecuación 8.26:

$$M_{\text{vv}} = 0,9527 \cdot M_{\text{ST-pes}} ; (R^2 = 1) \quad (8.26)$$

En la Ecuación 8.25, en la segunda igualdad, el flujo de vapor vivo se mantiene constante pues es función a su vez del flujo másico de ST del fango postespesado de entrada a los reactores, dando lugar a la Ecuación 8.27. Por otro lado, la Ecuación 8.28 muestra el cálculo de la potencia térmica útil aprovechada de los gases de escape en el ciclo medio.

$$t_{\text{iny-2}} = \frac{m_{\text{vv-nom1}} \cdot t_{\text{iny-1}}}{m_{\text{vv-nom2}}} \quad (8.27)$$

$$\eta_{\text{cr}} \cdot \text{PT}_{\text{ge-ut}} = \eta_{\text{cr}} \cdot M_{\text{ge}} \cdot (h_{\text{ge-en}} - h_{\text{ge-sa}}) \cdot k_i \quad (8.28)$$

El hecho de que sea el flujo másico nominal de vapor vivo de la caldera en ciclo batch, y no el tiempo de inyección, la variable a modificar es porque el órgano de regulación de la generación del flujo de vapor vivo inyectado es el quemador de potencia modular de biogás de que dispone la caldera. Por tanto, para la obtención del punto óptimo de funcionamiento, se trata de elevar al máximo posible el coeficiente de inyección de vapor vivo siempre que se cumpla con las dos condiciones siguientes: la cantidad de vapor vivo inyectada en los reactores B6.2 siempre será la necesaria en cada batch y la suma de los tiempos de las cinco etapas de operación siempre tiene que ser el tiempo del ciclo total.

La Ecuación 8.29 muestra el valor del tiempo de inyección máximo posible en cada reactor ($t_{\text{iny-max}}$, min) con el objeto de obtener el coeficiente de inyección máximo $t_{\text{iny-max}}$ (min).

$$t_{\text{iny-max}} = t_{\text{ciclo}} - \frac{V_{\text{re}} \cdot 60}{V_{\text{b-ll}}} - t_{\text{reacción}} - t_{\text{v-ft}} \quad (8.29)$$

donde V_{re} es el volumen impulsado de fango del pulper al reactor en cada batch (m^3/batch), $V_{\text{b-ll}}$ el caudal de la bomba de llenado del reactor (m^3/h), $t_{\text{reacción}}$ el tiempo de reacción del fango en los reactores (min) y $t_{\text{v-ft}}$ el tiempo de vaciado del fango de los reactores al flash-tank (min). Sustituyendo los valores correspondientes dentro de los márgenes de diseño

permitidos, $V_{re} = 5,6 \text{ m}^3$, $V_{b-II} \text{ máximo} = 46 \text{ m}^3/\text{h}$, $t_{reacción} = 20 \text{ min}$ y $t_{v-ft} = 10 \text{ min}$, resulta un tiempo máximo de inyección de vapor vivo de 25,1 min/reactor, lo que equivale a un flujo másico de vapor nominal en la caldera para el ciclo batch de 1.769 kg/h, resultando de esta forma, un coeficiente de inyección final del 78,3%, valor máximo posible.

La Figura 8.24 muestra gráficamente una comparación de los tiempos que conforman el ciclo de los reactores para el punto de diseño y a_{31} en el punto óptimo, prescindiendo en ambos casos del valor del tiempo casi instantáneo en la operación de enviar vapor flash del reactor al pulper.

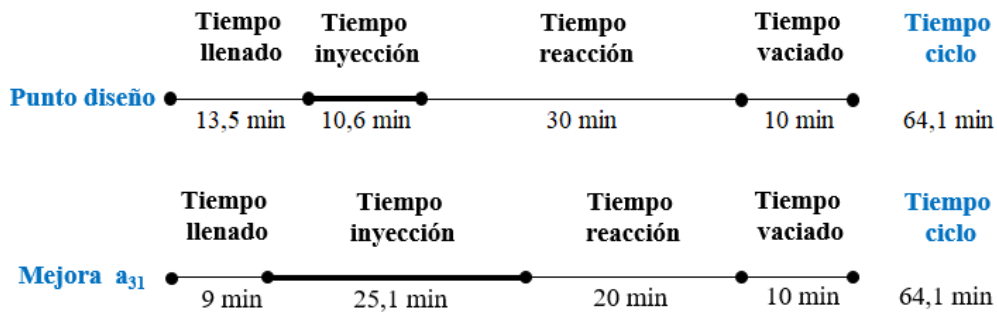


Figura 8.24. Comparación de los tiempos del ciclo de los reactores para el punto de diseño y a_{31} .

Se analiza a continuación la evolución de la potencia eléctrica generada, consumo de biogás en los motogeneradores y caldera y porcentaje de biogás consumido en la caldera con respecto al producido en los digestores para a_{31} . Se observa la evolución de estos parámetros con base en la disminución del flujo másico de vapor nominal de la caldera desde el valor del punto de diseño de 4.200 kg/h hasta el valor mínimo que permita maximizar la generación de energía eléctrica. Para el cálculo del valor del flujo mínimo nominal de vapor vivo, el tiempo de inyección resultante debe coincidir con el tiempo máximo posible de inyección del ciclo batch de los reactores.

La Figura 8.25a muestra la evolución de la potencia eléctrica, consumo de biogás en motogeneradores y caldera y el porcentaje de consumo de biogás en la caldera de recuperación con respecto al producido en los digestores, donde se puede ver claramente que la mejora introducida logra incrementar el valor de la potencia eléctrica, evolucionando de 1.039 kW en el punto de operación del escenario 3 con un flujo másico de vapor vivo en la caldera de 4.200 kg/h hasta 1.094 kW con un flujo de 1.769 kg/h, con unas variaciones del 5,3% y -57,9% respectivamente.

8. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 4

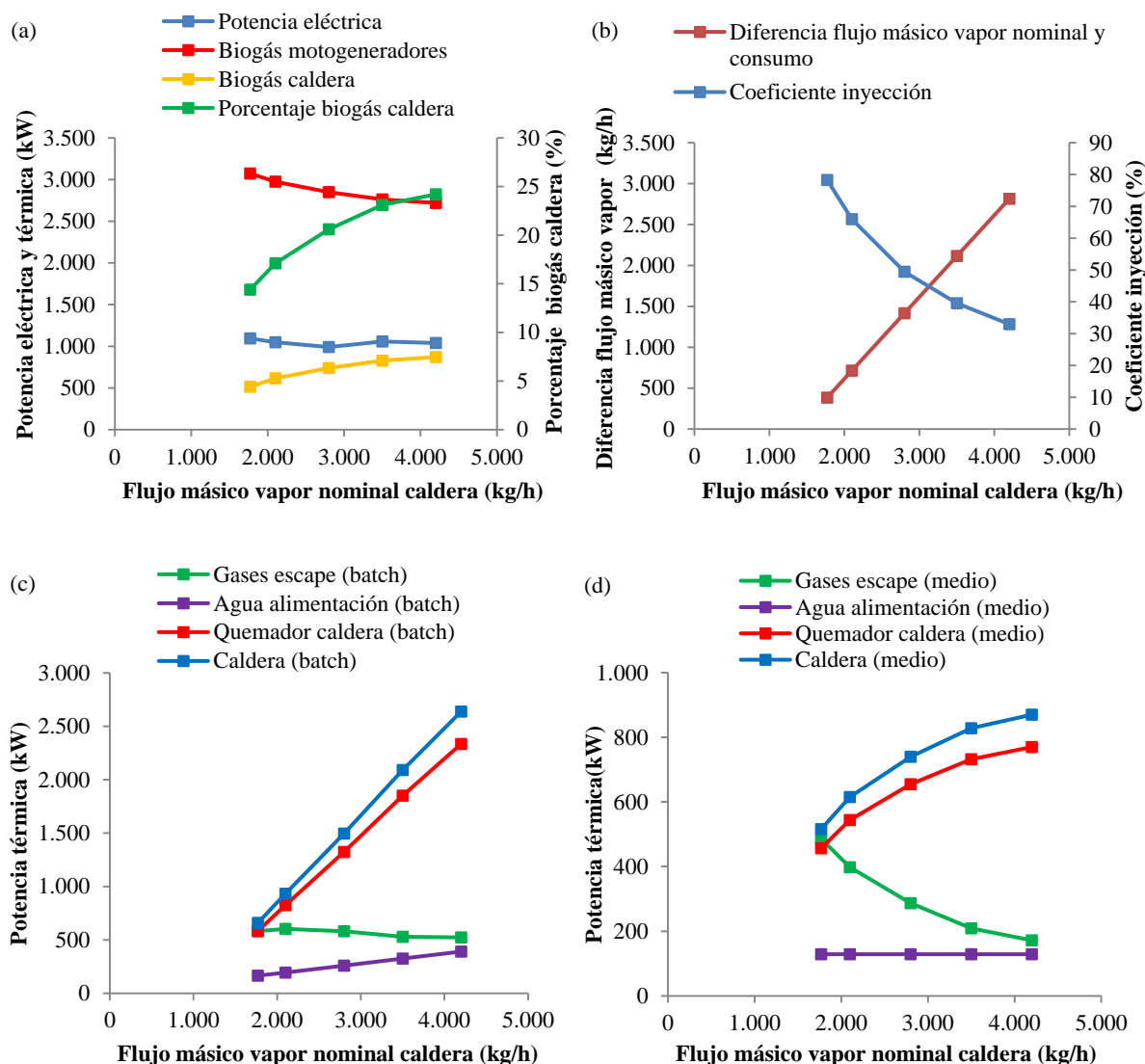


Figura 8.25. Análisis de sensibilidad de a_{31} en función del flujo másico nominal de vapor vivo de la caldera. **a)** Potencia eléctrica, biogás consumido en motogeneradores y caldera y porcentaje de consumo de biogás en caldera ciclo medio. **b)** Diferencia entre flujo másico vapor nominal caldera y consumo reactores y valor coeficiente de inyección. **c)** y **d)** Potencia térmica gases escape, agua alimentación, quemador y caldera ciclos batch y medio.

En esta figura también se observa que, para un valor del flujo nominal de vapor de 2.800 kg/h, la potencia eléctrica presenta un valor de 991 kW, el cual disminuye respecto del punto de operación inicial, 1.039 kW, pareciendo a simple vista, que este método y en este punto, empeora la producción de energía eléctrica. La causa es que a partir de este flujo nominal de vapor vivo de valor 2.800 kg/h aproximadamente, entra un tercer motogenerador. Por otro lado, el consumo de biogás en la caldera evoluciona de 870 kW para 4.200 kg/h hasta 516 kW con 1.769 kg/h, un descenso del 40,7%. El consumo de biogás en motogeneradores evoluciona

desde 2.720 kW a 3.074 kW, un incremento del 13%, mientras el porcentaje de consumo de biogás en la caldera desciende desde un 24,2% hasta un 14,4%, un 40,5%.

La Figura 8.25b visualiza por un lado la diferencia entre el flujo de vapor nominal de la caldera ciclo batch, que varía de 2.815 a 384 kg/h, un 86,4% inferior y donde se puede observar que cuanto menor sea la diferencia entre estos dos flujos de vapor, mayor será la producción de energía eléctrica y por otro lado, el valor del coeficiente de inyección, cuya variación en función del flujo másico de vapor nominal evoluciona de 33 a 78,3%, un 137,3% superior, lo que indica claramente que cuanto más elevado sea este coeficiente, más energía eléctrica es posible generar.

La Figura 8.25c representa la potencia térmica útil de los gases de escape, agua de alimentación, potencia térmica del quemador y caldera para el ciclo batch. En ella se puede observar que la potencia térmica de los gases se eleva de forma lineal únicamente un 11,5% debido a que esta potencia aumenta con el grado de carga, pero lo hace de forma leve, pues un aumento del grado de carga por ejemplo del 10% implica una elevación de la potencia térmica de los gases del 6,6%, un 34% inferior. Por otro lado, la potencia térmica del agua de alimentación decrece linealmente un 57,8%, mientras que la del quemador y la caldera disminuyen aún más, un 75% ambas.

La Figura 8.25d muestra la variación de todos los parámetros anteriores, pero ahora para el ciclo medio, donde se observan grandes variaciones con respecto al ciclo batch anterior. La potencia térmica útil media de los gases aumenta de una forma cuadrática (cóncava), incrementándose un 182,6%, motivado por el aumento generado en el valor del coeficiente de inyección, la potencia térmica media del agua de alimentación se mantiene constante en todo momento en 129 kW y la del quemador y caldera disminuyen de forma cuadrática (convexa) un 40,7%. Para el ciclo medio, el incremento de energía eléctrica generada se debe a la disminución del consumo de biogás en la caldera motivada por la elevación de la energía útil de los gases de escape, en virtud del aumento del coeficiente de inyección.

Parámetros del punto de operación óptimo de a₃₁.

La Tabla 8.11 presenta los parámetros obtenidos para el punto óptimo de a₃₁ del escenario 4 y su comparación con los valores del escenario 3. Esta mejora solo requiere realizar la regulación del flujo másico nominal de vapor vivo generado en la caldera en unos márgenes comprendidos entre el 42,1 y el 100% del de diseño. Esto se puede conseguir mediante la regulación de la potencia térmica del quemador modular de la caldera y modificando el caudal

8. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 4

impulsado por las bombas de agua de alimentación a caldera mediante la variación de frecuencia de sus motores de accionamiento. Esta mejora es perfectamente aplicable a la EDAR de Burgos sin necesidad de realizar ninguna inversión adicional. Por otro lado, se observa nuevamente un incremento sólo del 5,3% en la generación de energía eléctrica, mientras el consumo de biogás se incrementa en un 13%, hecho debido a la operación de tres motogeneradores a bajo grado de carga.

Tabla 8.11. Comparación entre los parámetros obtenidos para a₃₁ del escenario 4 en el punto óptimo de funcionamiento y el escenario 3.

Número orden	Parámetros	Escenario 3 flujo másico vapor vivo caldera 4.200 kg/h	Escenario 4 flujo másico vapor vivo caldera 1.769 kg/h	Incremento (%)
1	Producción biogás (kW)	3.590	3.590	
2	Potencia eléctrica (kW)	1.039	1.094	5,3
3	Autoconsumo total potencia eléctrica (kW)	64,5	62,1	-3,7
4	Consumo biogás motogeneradores (kW)	2.720	3.074	13
5	Consumo biogás caldera (kW)	870	516	-40,7
6	Porcentaje consumo biogás caldera (kW)	24,2	14,4	-40,5
7	Consumo bruto vapor vivo (kg/h)	1.385	1.385	
22	Producción fango deshidratado (t/año)	23.617	23.617	
23	Consumo polielectrolito (t/año)	112,6	112,6	

8.2.7. a₃₂. Acumulación de vapor.

Se trata de disminuir el consumo de biogás en la caldera PT_{bi-cr} mediante el incremento del aprovechamiento de la potencia térmica útil de los gases de escape $\eta_{cr} \cdot PT_{ge-ut}$ al igual que la mejora anterior, aunque ahora mediante un procedimiento totalmente diferente, pues se trata de elevar hasta el 100% el coeficiente de inyección de vapor del acumulador k_{i-ac} (%). Por lo tanto, $\eta_{rc} \cdot PT_{ge-ut}$ puede incrementarse hasta su valor máximo si se logra aprovechar por algún medio el 100% del tiempo del ciclo total la potencia térmica útil de los gases de escape.

En apartados anteriores se ha visto que en el escenario 3, el tiempo de aprovechamiento de la potencia térmica de los gases de escape únicamente se producía durante el 33% del tiempo total del ciclo correspondiente al tiempo de inyección (coeficiente de inyección de vapor vivo de los reactores del 33%). El aprovechamiento de la potencia térmica útil de los gases durante todo el tiempo del ciclo es posible realizarlo mediante la instalación de un acumulador de vapor entre caldera y reactores, de forma que, el flujo másico nominal de vapor a suministrar por la

caldera y el flujo másico de vapor del ciclo medio coincidan, resultando de esta forma un coeficiente de inyección del acumulador del 100%.

El procedimiento consiste en generar vapor de forma continua a una temperatura y presión superior a la de consumo en una nueva caldera e inyectarlo en un depósito acumulador donde existe agua saturada bajo estas condiciones de presión y temperatura anteriores y que, mediante una despresurización isoentálpica desde la presión de acumulación a la presión de consumo, el vapor flash generado constituye el vapor vivo enviado a los reactores. Se tienen por lo tanto dos presiones diferentes del vapor, presión de acumulación y presión de consumo, con sus dos temperaturas correspondientes y también dos flujos de vapor con valores diferentes y además, uno continuo y otro discontinuo. Para implementar esta mejora se necesita la instalación de un acumulador de vapor entre caldera y reactores. La Figura 8.26 muestra la representación simplificada del diagrama de flujo de a₃₂ donde se pueden ver la inserción del acumulador de vapor entre caldera y unidad de hidrólisis.

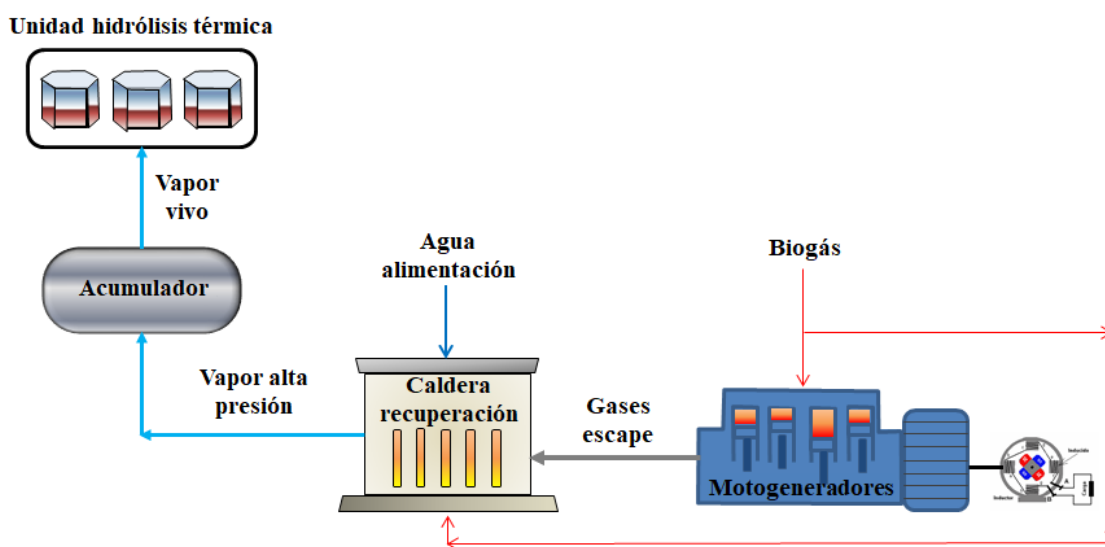


Figura 8.26. Inserción de un acumulador de vapor entre caldera de recuperación y unidad de hidrólisis térmica.

Se puede observar la coincidencia entre los valores de los flujos másicos de vapor de la caldera y del ciclo medio del proceso. Como consecuencia del aprovechamiento máximo de la energía útil de los gases, la caldera de recuperación necesaria tiene una menor potencia térmica, menor flujo másico de vapor y menor volumen de agua-vapor necesario, logrando funcionar de una forma totalmente continua durante todo el ciclo, siendo el único inconveniente que su presión y temperatura son superiores a la caldera del escenario 3.

Balace de masa y energía del acumulador de vapor.

En la Figura 8.27 se puede observar el balance de masa y energía del acumulador de vapor durante los dos periodos de funcionamiento posibles, inyección y no inyección de vapor vivo en el reactor, para el punto de operación establecido. También se puede observar el nivel variable del agua saturada en el acumulador en un intervalo entre un valor máximo de 13.480 kg y un mínimo de 12.552 kg.

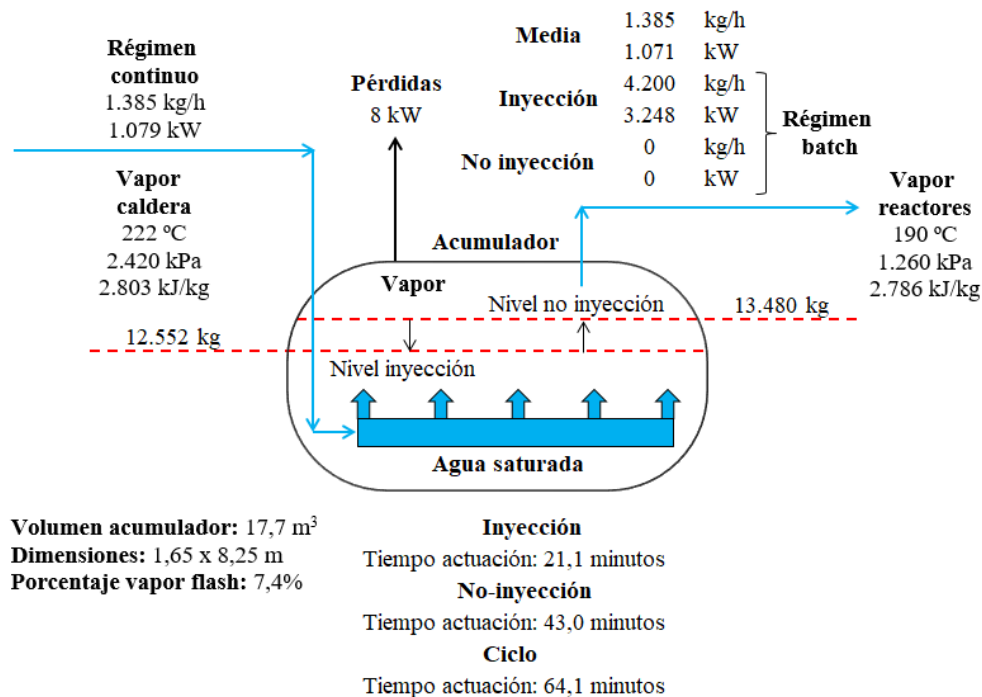


Figura 8.27. Balance de masa y energía del acumulador de vapor durante el funcionamiento en las etapas de inyección y no inyección de vapor vivo.

En esta Figura 8.27 están representados tanto el valor del consumo de vapor vivo en el ciclo batch como el resultante del ciclo medio, tres veces inferior para este punto de operación. Si solo se considera la entrada de vapor saturado y la salida de vapor flash en el acumulador, el balance de energía indica que, por cada kg de vapor saturado de la caldera introducido, se producen 1,007 kg de vapor flash ya que, la relación de entalpías del vapor saturado (222 °C, 2.420 kPa) y del vapor flash (190 °C, 1.260 kPa) es precisamente este valor de 1,007. De acuerdo con este dato, la tendencia natural del acumulador es a vaciarse de agua, sin embargo, por otro lado, el balance de masa indica que se debe introducir una cierta cantidad de agua externa en el acumulador para corregir este defecto hasta que se restablezca el nivel deseado de agua. Asimismo, si se consideran las pérdidas de calor del acumulador, la potencia térmica del vapor saturado de la caldera puede equilibrarse con las potencias térmicas del vapor flash y las

pérdidas de calor del acumulador, logrando en este caso que, por cada kg de vapor saturado introducido, se pueda producir 1 kg de vapor flash (Lozano, 2014).

Tres casos son posibles dependiendo de la potencia térmica del vapor saturado de alimentación al acumulador:

1. La potencia térmica del vapor saturado es mayor que la suma de las potencias térmicas del vapor flash y de las pérdidas de calor del acumulador: *suministro de agua*.
2. La potencia térmica del vapor saturado es igual a la suma de las potencias térmicas del vapor flash y de las pérdidas de calor del acumulador: *situación de equilibrio*.
3. La potencia térmica del vapor saturado es menor que la suma de las potencias térmicas del vapor flash y las pérdidas de calor del acumulador: *vaciado de agua*.

Si el acumulador se cargara con vapor sobrecalentado, cuanto mayor sea el grado de sobrecalentamiento, mayor sería su tendencia a vaciarse de agua. Esta tendencia al vaciado originada con vapor sobrecalentado es mayor que en el caso del vapor saturado, pues su entalpía específica es mayor, y por tanto, sería necesario el suministro de una mayor cantidad de agua al tanque. En esta tesis, se considera el caso ideal con unas pérdidas de calor en el acumulador de 8 kW (situación de equilibrio), como consecuencia, los flujos másicos de vapor saturado de acumulación y flash de consumo en el ciclo medio son completamente iguales.

En la Figura 8.28a está representada la continua variación lineal de nivel de agua saturada que experimenta el acumulador en función del tiempo, realizándolo de forma cíclica. Un ciclo completo se compone de dos descensos de nivel producidas por las inyecciones de vapor vivo en los dos reactores y dos incrementos de nivel, la primera provocada por la aportación de vapor de la caldera durante el pequeño desfase existente en las inyecciones de vapor (2,9 minutos) y la segunda mediante la aportación continua de vapor desde la caldera hasta conseguir llenar nuevamente el acumulador hasta su nivel máximo de agua saturada para comenzar el nuevo ciclo.

La Figura 8.28b muestra la variación completamente lineal del volumen del acumulador en función del flujo másico de vapor de la caldera, resultando que a mayor flujo másico de vapor menor es el volumen del acumulador y viceversa, indicándose también los valores en el punto de diseño establecido, considerando que las presiones de entrada y de salida del vapor se mantienen constantes.

8. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 4

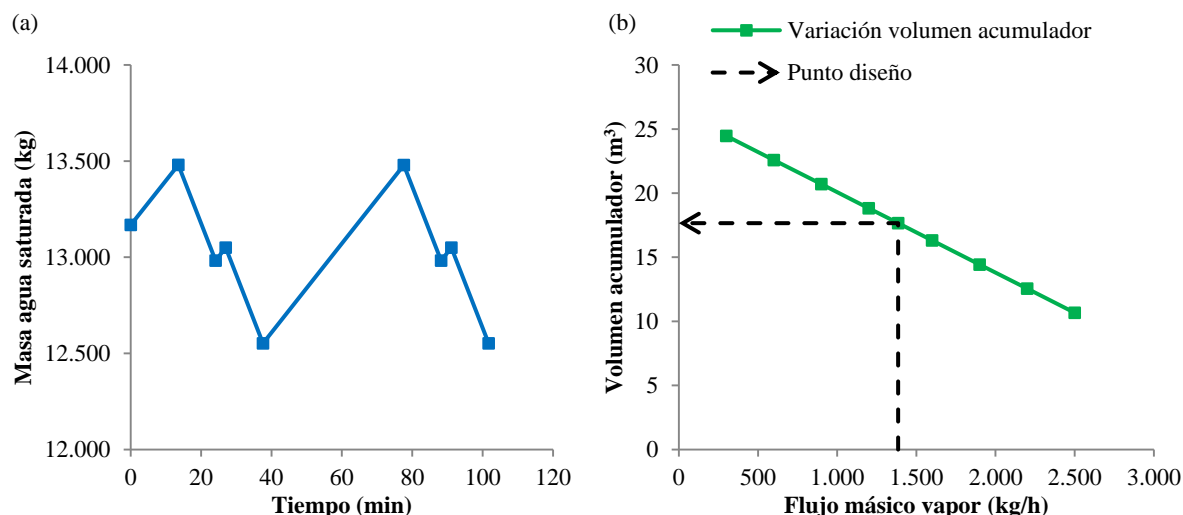


Figura 8.28. Diagramas del acumulador de vapor. **a)** Variación del nivel de agua saturada en el acumulador de vapor en función del tiempo. **b)** Variación del volumen necesario del acumulador en función del flujo másico medio de vapor.

La Figura 8.29a ilustra el diagrama de temperatura-entalpía específica del circuito de agua-vapor de la caldera del escenario 3 y de la caldera del escenario 4 considerando que la representación gráfica del precalentamiento del agua de alimentación desde 15 hasta 80 °C es el mismo para los dos escenarios, dada la pequeña diferencia en el valor de sus entalpías específicas a 80 °C, pues aunque la temperatura es la misma en los dos casos, el valor de su presión no lo es.

La Figura 8.29b muestra primeramente la transformación del vapor saturado de entrada al acumulador del escenario 4 en agua saturada a la presión de la caldera, y a partir de este punto, cuando sea necesaria la inyección de vapor vivo en los reactores, se produce una expansión isoentálpica del agua saturada que va a generar el vapor flash que constituye el vapor vivo enviado a los reactores. El porcentaje del vapor flash generado corresponde al valor relativo del segmento entre el valor de la entalpía específica en el punto de diseño del agua saturada y la intersección con la curva de saturación de líquido, siendo el porcentaje de agua el segmento inverso, como se puede ver, de valor mucho más elevado. Se puede observar el gran aumento energético acontecido al transformarse el agua saturada en vapor saturado y la gran aportación energética realizada al agua saturada una vez introducido el vapor saturado de la caldera en el acumulador.

La Figura 8.29c indica el diagrama temperatura-presión de los circuitos agua vapor de la caldera del escenario 3 y la caldera-acumulador del escenario 4. En este diagrama se puede

apreciar claramente la diferencia existente entre los dos precalentamientos del agua de alimentación en cuanto a las diferentes presiones adquiridas, pues la temperatura es idéntica en los dos casos.

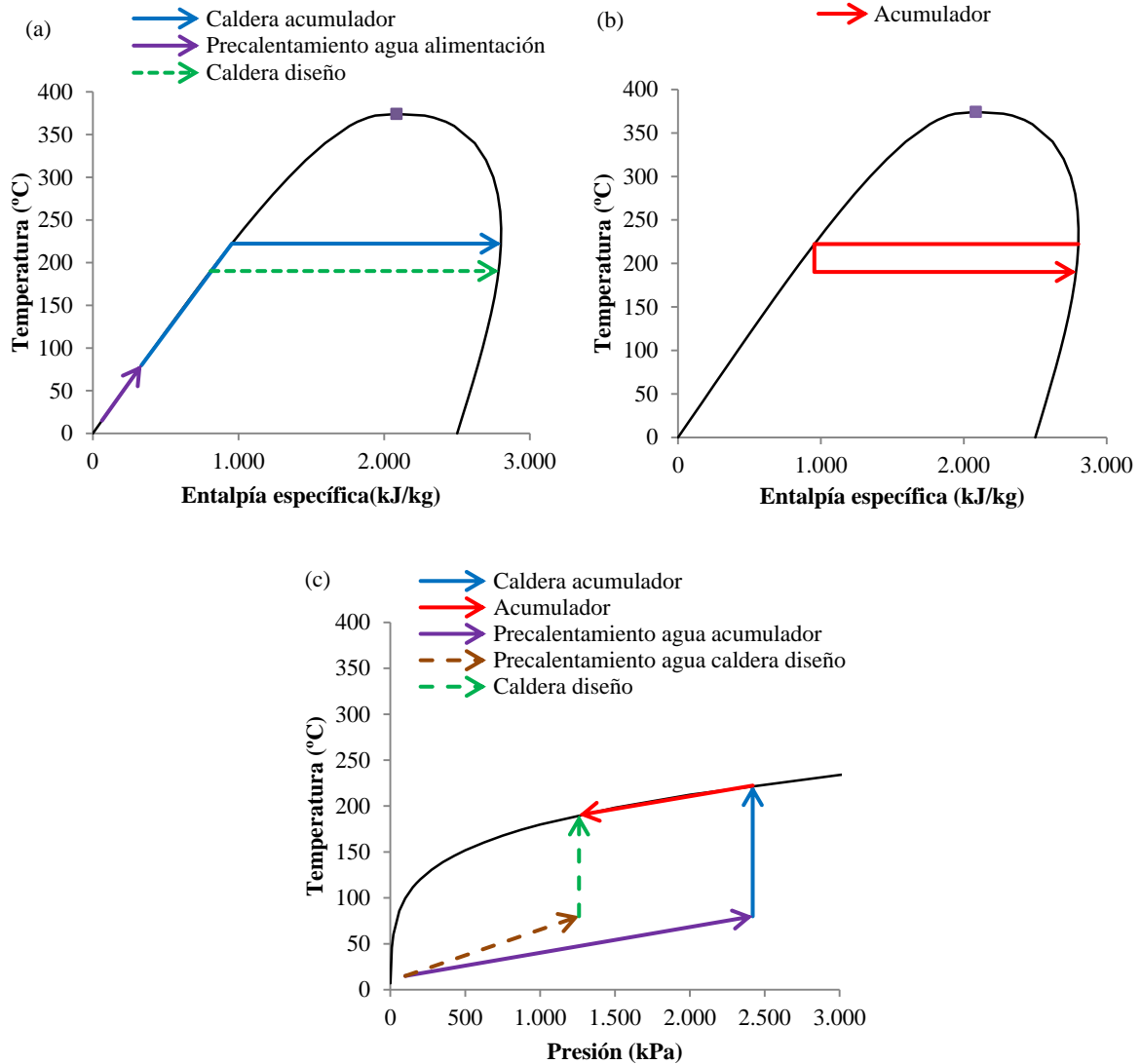


Figura 8.29. Diagramas del circuito agua-vapor del acumulador. **a)** Temperatura-entalpía específica caldera escenario 3 y caldera-acumulador escenario 4. **b)** Temperatura-entalpía específica acumulador escenario 4. **c)** Temperatura-presión caldera del escenario 3 y caldera-acumulador del escenario 4.

Cuando la válvula reductora de presión de vapor existente en el acumulador se abre, se produce una expansión isoentálpica del agua saturada desde la presión de acumulación 2.420 kPa hasta la presión de consumo 1.260 kPa, produciéndose un 7,4% en masa de vapor flash (sobre el total de agua saturada del depósito) que constituye el vapor vivo suministrado a los reactores. Esta válvula se abrirá con un sistema de regulación automática que permita que el flujo másico de vapor vivo sea el adecuado. El punto superior de la línea de saturación de los

8. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 4

tres primeros diagramas constituye el punto crítico con los siguientes parámetros 374 °C, 2.084 kJ/kg, 4,4 kJ/kg °C y 22.100 kPa.

El biogás requerido para la caldera de recuperación del escenario 4 con acumulador es siempre constante y de valor 337 kW, consiguiéndose de esta forma, que la contribución de biogás por parte de los gasómetros sea nula, y ya no sea necesaria tampoco la labor de amortiguación de consumo de biogás efectuada por ellos en el escenario 3 a la caldera de recuperación en cada batch.

Parámetros del punto de operación óptimo de a₃₂.

La Tabla 8.12 presenta los valores comparativos entre los parámetros obtenidos para la planta escenario 3 y a₃₂ del escenario 4. La mayoría de los parámetros de proceso obtenidos son similares al escenario 3, por eso no se muestran, mientras que de los nueve parámetros fundamentales de operación, cuatro no se modifican. También se añaden dos parámetros nuevos de análisis, temperatura y presión de generación de vapor, por su importancia en el proceso.

Tabla 8.12. Comparación entre los parámetros obtenidos para a₃₂ del escenario 4 en el punto óptimo de funcionamiento y el escenario 3.

<i>Número orden</i>	<i>Parámetros</i>	<i>Escenario 3</i>	<i>Escenario 4</i>	<i>Incremento (%)</i>
1	Producción biogás (kW)	3.590	3.590	
2	Potencia eléctrica (kW)	1.039	1.177	13,3
3	Autoconsumo total potencia eléctrica (kW)	64,5	62	-3,9
4	Consumo biogás motogeneradores (kW)	2.720	3.253	19,6
5	Consumo biogás caldera (kW)	870	337	-61,3
6	Porcentaje consumo biogás caldera (kW)	24,2	9,4	-61,2
7	Consumo bruto vapor vivo (kg/h)	1.385	1.385	
22	Producción fango deshidratado (t/año)	23.617	23.617	
23	Consumo polielectrolito (t/año)	112,6	112,6	
24	Temperatura caldera (°C)	190	222	16,8
25	Presión caldera (kPa)	1.260	2.420	92,1

Mediante la inserción del acumulador de vapor se consigue que la instalación se comporte energéticamente igual que un sistema de hidrólisis continuo como los analizados en el capítulo 5, consiguiendo un coeficiente de inyección del vapor del acumulador del 100% y un aprovechamiento total de la energía útil de los gases de escape. El objetivo de obtener un consumo nulo de biogás en la caldera no es posible conseguirlo únicamente con la implantación de esta mejora, necesitando de la asociación con otra u otras mejoras simples para poder lograrlo.

La Tabla 8.13 indica los valores de los parámetros obtenidos para a32 del escenario 4 y los de diseño a fin de poder ser comparados. Se necesita la sustitución de la caldera de recuperación por otra que cumpla con los nuevos requerimientos en las condiciones del vapor con una presión de 2.420 kPa, temperatura 222 °C y caudal 1.385 kg/h, las bombas del agua de alimentación y la incorporación de un acumulador de vapor de 17,7 m³, 2.420 kPa y 222 °C.

Tabla 8.13. Comprobación entre los parámetros obtenidos de a32 y los de diseño.

Parámetros	Valores obtenidos	Valores diseño	Estado
Temperatura vapor caldera recuperación (°C)	222	190	No conforme
Presión caldera recuperación (kPa)	2.420	1.260	No conforme

8.2.8. b1. Incorporación de un nuevo motogenerador de menor potencia eléctrica nominal.

La potencia eléctrica total generada PE_{to} se puede aumentar si se incrementa el rendimiento eléctrico total de los motogeneradores η_{el-to} acoplados en ese momento, para un mismo consumo de biogás total PT_{bi-mg} en todos ellos. Mediante esta mejora se trata de incrementar el rendimiento eléctrico del conjunto y consiste en acoplar en paralelo otro motogenerador (planteado el Guascor FGLD 240, denominado en lo sucesivo M_{331}) de menor potencia que los existentes en la EDAR con objeto de aprovechar ciertos intervalos de consumo de biogás en los que es posible elevar el rendimiento eléctrico del conjunto y de esta forma, para la misma cantidad de biogás disponible, incrementar la producción de energía eléctrica. El rendimiento eléctrico nominal de este motogenerador M_{331} al ser más pequeño es inferior al M_{598} . La Figura 8.30 muestra la incorporación a la planta de un nuevo motogenerador M_{331} de menor potencia eléctrica trabajando en paralelo con los existentes M_{598} .

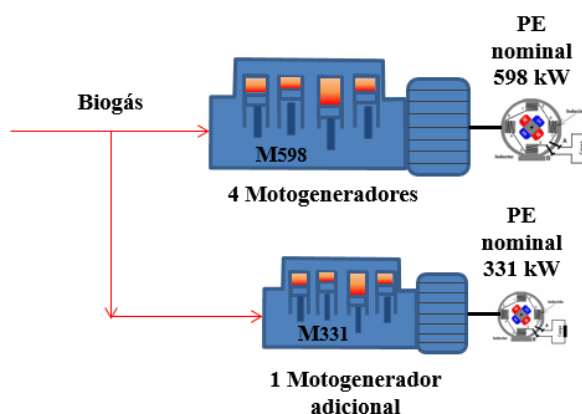


Figura 8.30. Incorporación de un motogenerador adicional M_{331} .

8. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 4

La Figura 8.31 presenta diferentes posibilidades de acoplamientos entre motogeneradores de la marca comercial Guascor con el objeto de consumir el biogás disponible en el punto de operación de diseño, 2.720 kW que se supone constante, aunque no sea cierto totalmente, pues cada acoplamiento va a modificar el punto de operación, aunque sea de forma pequeña, al ser diferente la energía térmica útil de los gases de escape. Como se puede observar, el acoplamiento entre un M_{598} y un motogenerador Guascor FGLD 240 (M_{331}) simplificado como $M_{598} + M_{331}$ permite consumir 2.454 kW de biogás, cantidad menor a los 2.720 kW disponibles, lo que origina una pérdida de 266 kW que deben ser quemados en la antorcha, con la consiguiente pérdida energética asociada. Sin embargo, acoplando $2M_{598}$ se consigue consumir el biogás disponible.

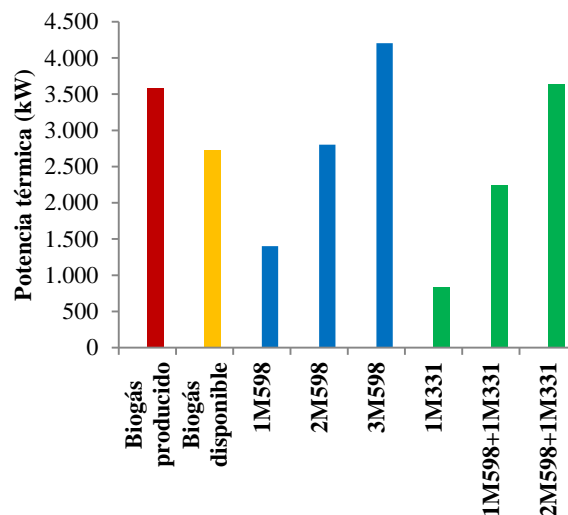


Figura 8.31. Potencia térmica del biogás disponible para ser consumido en los motogeneradores M_{598} según diferentes acoplamientos posibles.

La Figura 8.32 presenta las discontinuidades acontecidas en la generación de energía eléctrica y en el rendimiento eléctrico al irse acoplando correlativamente los motogeneradores M_{598} , en ambos casos en función del biogás disponible a ser consumido. Se observan tres discontinuidades en la generación de energía eléctrica motivadas por la disminución del rendimiento entorno de los los M_{598} , operando al 90% de carga. Estas discontinuidades están definidas por un consumo de biogás de 1.401, 2.803 y 4.205 kW, mientras la generación de energía eléctrica desciende de 538 a 431 kW, de 1.076 a 969 kW y de 1.615 a 1.507 kW, lo que supone una disminución relativa del 19,9; 9,9 y 6,7%. Por otro lado, el rendimiento también disminuye de 38,4 a 30,8%, de 38,4 a 34,6% y de 38,4 a 35,8%. Indicar que al evolucionar de un motogenerador en operación (consumo biogás 1.401 kW) a 2 M_{598} , resulta un acoplamiento $2 \times 36,1\%$, opción no viable pues el grado de carga no puede ser menor del 40%. La otra opción

sería llegar hasta 1x98% (consumo biogás 1.504 kW), siendo ahora posible acoplar 2x40%, que tampoco es viable por superar el 90% de grado de carga máximo. Finalmente, se ha optado por representar la primera opción 2x36,1%, pues realmente lo que importa en la EDAR es analizar qué ocurre al pasar de 2 a 3 motogeneradores en operación pues es donde se encuentra la zona de actuación.

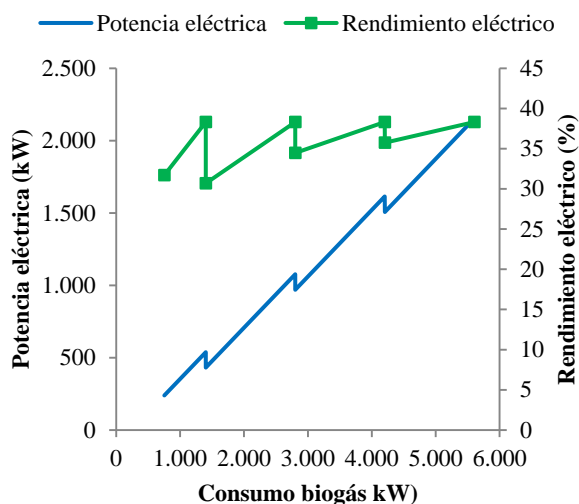


Figura 8.32. Evolución de la potencia eléctrica, consumo de biogás y rendimiento eléctrico del acoplamiento de motogeneradores en función del consumo de biogás.

Según datos de la media de entrada de SV de fango espesado en el periodo entre los años 2011-2015 con digestión anaerobia del escenario 1, ésta fluctuaba entre unos valores aproximados de $\pm 10\%$ (EDAR, 2016). Aplicado este valor al escenario 3, la producción de biogás variaba entre 3.949-3.231 kW lo que suponía un biogás disponible en los motogeneradores de 2.992-2.448 kW. En vista de este último intervalo, interesa analizar en esta mejora el paso de 2 a 3 M₅₉₈ en funcionamiento, pues abarcan el intervalo 2.802-4.203 kW de consumo de biogás. Las discontinuidades producidas se deben a que al ir acoplando motogeneradores, el grado de carga total se reparte entre el número de unidades operativas. Como el rendimiento eléctrico es directamente proporcional al grado de carga, si disminuye éste, también lo hará el rendimiento, originándose discontinuidades en la generación de energía eléctrica correspondiente a estos puntos singulares. Si se reparte modularmente el consumo de biogás con el acoplamiento de un motogenerador de menor potencia eléctrica en las zonas de discontinuidad que delimita la Figura 8.32 se puede conseguir aumentar el rendimiento del conjunto. Se observa que cuanto más elevado es el valor del biogás disponible mayor es el grado de carga individual de los motogeneradores, de forma que también se eleva del

8. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 4

rendimiento eléctrico mínimo del acoplamiento y menor es la distorsión acontecida desde su valor máximo del 90% de grado de carga individual hasta su valor mínimo.

En la Tabla 8.14 se indican los resultados alcanzados para el caso de un acoplamiento $2M_{598}+1M_{331}$ en dos puntos específicos de operación, mínimo y máximo consumo de biogás posible, así como su comparación con el acoplamiento de $3M_{598}$. Para el primer acoplamiento se ha considerado un mayor grado de carga al M_{598} en el punto mínimo por tener un mayor rendimiento. Para el resto de puntos de acoplamiento, el razonamiento es el mismo.

Tabla 8.14. Resultados del acoplamiento $2M_{598}+1M_{331}$ frente a $3M_{598}$.

<i>Acoplamiento</i>	<i>Grado carga (%)</i>	<i>Consumo biogás (kW)</i>	<i>Potencia eléctrica (kW)</i>	<i>Rendimiento eléctrico (%)</i>	<i>Rendimiento eléctrico específico (%)</i>
$1M_{598}$	1x90	1.401	538	38,4	98,2
$1M_{331}$	1x90	840	298	35,5	99,1
$2M_{598}+1M_{331}$	2x73,2+40	2.802	1.008	36	94
$3M_{598}$	3x54	2.802	969	34,6	88,5
$2M_{598}+1M_{331}$	2x90+90	3.642	1.374	37,7	98,4
$3M_{598}$	3x75,5	3.642	1.353	37,1	94,9

Tal y como se puede observar en la Tabla 8.14, en el intervalo de consumo de biogás comprendido entre 2.802 kW (90% grado carga para 2 M_{598} y 40% del M_{331}) y 3.642 kW (90% grado carga para $2M_{598}$ y 90% para $1M_{331}$), el acoplamiento entre $2M_{598}+1M_{331}$ obtiene mejores resultados que $3M_{598}$, entre un 4 y 1,6% más de energía eléctrica. En vista de estos valores, resulta óptimo el acoplamiento $2M_{598}+1M_{331}$ en el intervalo de consumo de biogás disponible de 2.802-3.642 kW, 60% del intervalo 2.802-3.642 kW. La opción $3M_{598}$ es mejor en el intervalo 3.642-4.203 kW, 40% del intervalo, donde el acoplamiento con $1M_{331}$ no sería posible. Sin embargo, el punto de operación con 2.720 kW de biogás disponible no se encuentra dentro del intervalo 2.802-3.642 kW, por lo que el mejor acoplamiento es $2M_{598}$ para este punto en concreto, pues supera el valor máximo posible con $1M_{598}+1M_{331}$.

La Tabla 8.15 muestra las opciones de funcionamiento posibles en función del acoplamiento realizado para el intervalo de consumo 2.802-4.203 kW, que abarca los márgenes de operación posibles de 3 M_{598} acoplados, pudiéndose optar por $2M_{598}+1M_{331}$ o $3M_{598}$ según el biogás disponible. Indicar que no se ha tenido en cuenta la pequeña variación originada en la potencia térmica de los gases de escape del M_{331} .

Tabla 8.15. Intervalos de funcionamiento posibles con el acoplamiento del motogenerador*M₃₃₁ con los 2M₅₉₈.*

<i>Acoplamiento</i>	<i>Intervalos consumo biogás (kW)</i>	<i>Intervalos grado carga (%)</i>	<i>Incremento potencia eléctrica (%)</i>
2M₅₉₈+1M₃₃₁	2.802 < PT _{bi-mg} < 3.642	73,2 < GC < 90 40 < GC < 90	4-1,6
3M₅₉₈	3.642 < PT _{bi-mg} < 4.203	75,5 < GC < 90	0

Las líneas de tendencia para el cálculo de todos los parámetros necesarios de los motogeneradores M₃₃₁ (FGLD 240) se han obtenido de forma idéntica a los del apartado 5.6 para los M₅₉₈ a partir de los datos reportados por la referencia (Guascor, 2005). Esta mejora b₁ al no poder aplicar en este punto de operación específico, pues empeoraría el rendimiento, no es necesario realizar en este apartado ningún tipo de comprobación. Por otro lado, indicar que, si se llegara a efectuar, necesitaría de la instalación de un nuevo motogenerador M₃₃₁ acoplado en paralelo con los M₅₉₈ y sería necesario insertar su salida de gases en el conducto general de gases de escape de la zona de recuperación de calor y comprobar si la nueva velocidad y pérdida de carga originadas es admisible para las nuevas condiciones de operación.

8.2.9. b₂. Combustión de biogás sobrante en la antorcha.

El fundamento y la estrategia de b₂ es idéntico al de b₁, modificándose únicamente el elemento a considerar en el proceso que, en este caso, es la antorcha. Nuevamente, cuando el consumo de biogás en los motogeneradores está en las proximidades de funcionamiento con unos grados de carga ligeramente superiores al 90%, puede acontecer que, ante pequeños incrementos, por ejemplo un 5% superior, se necesite ahora el funcionamiento de tres motogeneradores operando a un menor grado de carga del 3x60% en lugar de 2x90%, lo que origina una disminución importante del rendimiento eléctrico. En estos casos y dentro de unos valores límites, sería más económico quemar el biogás excedente en antorcha manteniendo el grado de carga de dos motogeneradores al 90%. Todas las EDAR con generación de biogás deben disponer obligatoriamente de una antorcha con el objeto de quemar el biogás sobrante en cualquier momento y así evitar el envío directo de CH₄ a la atmósfera, dado que es un gas perjudicial asociado a la generación de efecto invernadero. La Figura 8.33a muestra la potencia generada mediante el acoplamiento de dos M₅₉₈ y quemando en la antorcha el biogás excedente. La Figura 8.33b indica la variación del rendimiento eléctrico caso de acoplar un tercer motogenerador donde se puede apreciar el gran descenso del rendimiento eléctrico del 38,4 al 35,3%, un 8,1% inferior en este punto singular.

8. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 4

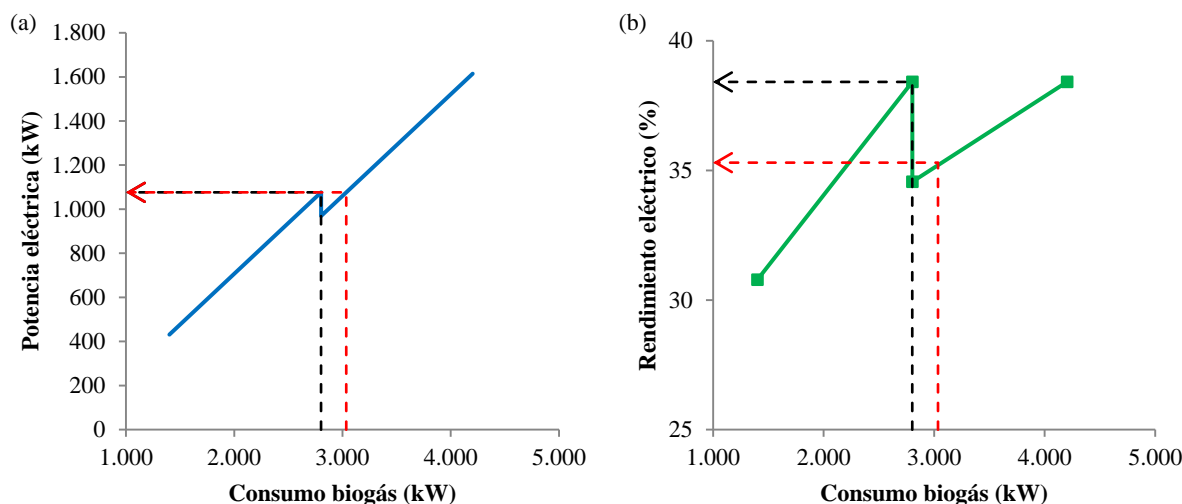


Figura 8.33. Márgenes de operación de dos motogeneradores M_{598} acoplados quemando el biogás excedente en la antorcha. **a)** Potencia eléctrica. **b)** Rendimiento eléctrico.

Esta mejora permite incrementar la potencia eléctrica de 969 a 1.076 kW (11,1%) para un consumo de biogás de 2.802 kW en el punto de acoplamiento hasta igualarse ambas potencias eléctricas en 1.076 kW con un consumo de biogás de 3.035 kW. Este método de mejora será aplicable únicamente en el intervalo de funcionamiento que consta en la Tabla 8.16 en función del consumo de biogás de los motogeneradores en operación, valores que se encuentran dentro del rango de biogás disponible en los motogeneradores de la EDAR que eran 2.448 - 2.992 kW. El margen de operación de este método dentro del intervalo 2.802 - 4.203 kW es del 16,6%, resultando el 83,4% restante para la operación de $3M_{598}$.

En el punto de operación establecido, con un valor de biogás disponible para ser quemado de 2.720 kW y dos motogeneradores operando con un grado de carga individual del 86,9%, este método de mejora no es de aplicación. Sin embargo, sí lo es en el momento en que el biogás disponible para ser quemado alcance y supere los 2.802 kW, únicamente un 3% superior al punto de operación. Esta actuación b_2 no necesita efectuar ninguna comprobación de diseño y, por otra parte, no necesita de ningún tipo de equipamiento adicional.

Tabla 8.16. Intervalo posible de consumo de biogás en los motogeneradores.

Acoplamiento	Intervalos consumo biogás (kW)	Operación antorcha	Incremento potencia eléctrica (%)
$2M_{598}$	$2.802 < PT_{bi-mg} < 3.035$	2 motogeneradores + antorcha en vez de 3 motogeneradores	11,1-0
$2M_{598}$	$3.035 < PT_{bi-mg} < 4.203$	3 motogeneradores	0

8.2.10. c. Almacenamiento reversible de biogás en gasómetros.

Su fundamento y estrategia consiste en comprar a un precio más barato la energía eléctrica que es necesario importar de la red para atender las necesidades totales de la planta y que es el valor resultante en cada momento de restar la energía eléctrica total consumida y la autogenerada en los motogeneradores. Mientras estaba en funcionamiento la planta del escenario 1, el *grado de autoconsumo* de energía eléctrica conseguido gracias a la producida en los propios motogeneradores existentes era del 71%. En la planta del escenario 3, por un lado, al ser de nueva instalación tanto el tratamiento terciario como la hidrólisis térmica, el consumo se incrementaba hasta los 1.885 kW, una potencia mucho más elevada, y a su vez, por otro lado, se autogeneraba más, disminuyendo el *grado de autoconsumo* de energía eléctrica ahora hasta el 55,1%.

Mediante esta mejora, se trata de optimizar la compra de energía eléctrica a la red, basándose en que, el precio de compra de la energía eléctrica fluctúa en función de la hora del día, mes del año e incluso de la semana del mes (por ejemplo, junio). Asimismo, la cantidad de energía eléctrica generada mediante este método es prácticamente la misma que con el funcionamiento continuo normal de los motogeneradores en el punto de operación establecido del escenario 3, aunque la potencia eléctrica generada sea variable según los periodos del día considerados. El consumo de energía eléctrica de la EDAR en el escenario 3 es superior a la producida en los motogeneradores de biogás, por lo que es necesario importar una cierta cantidad de energía eléctrica desde la red exterior. La potencia media anual consumida desde la entrada en funcionamiento del tratamiento terciario en la EDAR del escenario 3 es de 1.885 kW, valor muy superior a la generada cuyo valor es de 1.039 kW, un 81,4% superior, resultando en la compra neta de 846 kW a la red eléctrica (44,9% de la total consumida).

Esta mejora consiste en optimizar la importación de energía eléctrica a la red durante las horas punta del día (8-24 horas) generando la máxima cantidad de energía eléctrica, mientras que en las horas valle (0-8 horas) se compra la mayor cantidad de energía posible a la red generando la mínima cantidad de energía eléctrica posible. Esta actuación se puede realizar mediante el “*almacenamiento reversible*” de biogás en los gasómetros permitiendo que tanto la unidad de hidrólisis térmica como los motogeneradores puedan seguir funcionando con normalidad. Se ha denominado “*almacenamiento reversible*” por la similitud que tiene con las centrales reversibles de bombeo, sustituyendo en este caso el consumo de biogás al turbinado del agua y el almacenamiento de biogás al bombeo.

8. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 4

La tarifa contratada de suministro de energía eléctrica a la EDAR de Burgos es la ATR 6.2 con un total de 6 periodos de facturación P₁, P₂, P₃, P₄, P₅ y P₆, sin embargo, en este escenario 4 se va a considerar P₆ como periodo único valle y como simplificación se considera un periodo punta único, denominado P_x, (periodo ficticio resultante de reunir los restantes periodos P₁, P₂, P₃, P₄ y P₅ en un solo periodo y con un único valor del precio unitario de compra, resultante de aplicar la media aritmética ponderada a los precios unitarios de estos cinco periodos a lo largo de todos y cada uno de los días del año). De esta forma, siempre se va a hablar únicamente de dos periodos de facturación, periodo valle P₆ (0-8 horas) y periodo punta P_x (8-24 horas) a lo largo de cada día.

Por lo tanto, los precios unitarios resultantes para la compra de energía eléctrica de los dos periodos considerados en el cálculo son:

- P₆: periodo de 0-8 horas con un valor de compra de la energía eléctrica de 0,049951 €/kWh.
- P_x: periodo de 8-24 horas con un valor de compra medio de 0,068941 €/kWh, media ponderada calculada según los valores de las Tablas 6.22 y 6.23 y las consideraciones realizadas anteriormente en el apartado 6.12.

También se considera un impuesto eléctrico de valor 5,113% de consumo de energía eléctrica a aplicar por un lado a cada kWh que se importa de la red y por otro también sobre el autoconsumido en la propia planta, según la normativa vigente en España durante el periodo de análisis de esta tesis (2011-2015), aunque los años 2011 y 2012 no estuvieran afectados por este Real Decreto. La potencia real contratada en la EDAR del escenario 3 para los seis periodos es de 2.000 kW (EDAR, 2016) y se va a considerar en el cálculo que el consumo de energía eléctrica de la planta de este escenario 4 es constante a lo largo del año y de valor 1.885 kW, un 47% superior al valor del escenario 1 e igual al escenario 3. No se considera en el cálculo de costes desarrollado, la repercusión del término de potencia eléctrica contratado con la compañía suministradora por las razones ya esgrimidas anteriormente en el capítulo 6.

La Ecuación 8.30 permite analizar el principio básico fundamental en que se basa esta mejora, tratándose de hacer mínimo el resultado del coste total de la compra de energía eléctrica a la red:

$$CO_{ee} = \sum (C_{ee} - G_{ee-P6}) \cdot p_{P6} + \sum (C_{ee} - G_{ee-Px}) \cdot p_{Px} \quad (8.30)$$

donde CO_{ee} es el coste total diario de compra de energía eléctrica a la red (€), C_{ee} el consumo total de energía eléctrica diaria en la planta (kWh), G_{ee-P_6} la energía eléctrica generada durante el periodo P_6 (kWh), p_{P_6} el precio unitario de importación de la energía eléctrica durante el periodo P_6 (€/kWh), G_{ee-P_x} la energía eléctrica generada durante el periodo P_x (kWh) y p_{P_x} el precio unitario de importación de la energía eléctrica durante el periodo P_x (€/kWh).

Se pretende disminuir la generación de energía eléctrica en los periodos valle P_6 , G_{ee-P_6} (almacenamiento de biogás) y aumentar la generación eléctrica en los periodos punta P_x , G_{ee-P_x} (consumo de biogás). Para ello, tanto la potencia eléctrica consumida y autogenerada como los precios unitarios de cada periodo se considera que se mantienen constantes a lo largo del año. Además, dado que se analiza esta mejora simple únicamente en el punto de diseño establecido, se considera igualmente la producción de biogás en los digestores constante en todo el año con un valor de 3.590 kW igual al escenario 3.

Los gasómetros en c tienen que absorber las variaciones de volumen del biogás a lo largo de todo el día con el objeto de que el funcionamiento del sistema sea estable. Para ello, en cada periodo considerado P_6 y P_x , los gasómetros deben ser capaces de:

- No sobrepasar la capacidad de almacenamiento total de biogás instalada, durante el periodo P_6 .
- Suministrar el biogás adecuado a los motogeneradores en función del número de ellos en funcionamiento y a su grado de carga durante los dos periodos P_6 y P_x .
- Suministrar el biogás adecuado a la caldera de recuperación durante la etapa de inyección de vapor durante los dos periodos P_6 y P_x .

Por lo tanto, se puede hablar de la existencia de dos tipos de amortiguaciones de consumo de biogás en los gasómetros: *amortiguación total* según el ciclo completo diario de operación y *amortiguación parcial* del consumo de la caldera según cada ciclo de operación de la unidad de hidrólisis térmica. En función del número de motogeneradores en funcionamiento en cada uno de los dos periodos P_6 y P_x , se establecen las dos opciones de análisis siguientes:

- *Opción I:* $1MG_{P_6}+3MG_{P_x}$ (1 motogenerador en operación periodo P_6 y 3 motogeneradores en operación en el periodo P_x).
- *Opción II:* $0MG_{P_6}+3MG_{P_x}$ (0 motogeneradores en operación periodo P_6 y 3 motogeneradores en operación en el periodo P_x).

8. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 4

Se trata inicialmente de analizar durante el periodo de tiempo de un batch, el balance entre la producción de biogás, el almacenamiento en los gasómetros y el consumo en los motogeneradores y caldera de recuperación para la opción I. La Figura 8.34a ilustra el balance durante el periodo de tiempo de inyección y no-inyección de vapor vivo en el punto de operación para $1MG_{P6}$ y la Figura 8.34b para $3MG_{Px}$. Se ha considerado que la inyección de vapor vivo en los reactores se hace de forma que cuando uno termina, comienza el otro, sin ningún tipo de desfase, lo que es totalmente equivalente a efectos de cálculo. En estas dos figuras, se pueden aplicar las Ecuaciones 5.40 y 5.41 del escenario 2 relativas al balance térmico del biogás producido-almacenado y consumido:

Etapa de inyección de vapor vivo en ciclo batch mediante la Ecuación 5.40 (presentada nuevamente):

$$PT_{bi-di} + *pt_{bi-gas} = PT_{bi-mg} + pt_{bi-cr} \text{ para } 0 \leq t \leq t_{iny} \quad (5.40)$$

Etapa de no-inyección de vapor vivo en ciclo batch, Ecuación 5.41 (presentada nuevamente):

$$PT_{bi-di} - **pt_{bi-gas} = PT_{bi-mg} + 0 \text{ para } t_{iny} \leq t \leq t_{ciclo} \quad (5.41)$$

La condición a ser cumplida por la potencia térmica aportada y recuperada por los gasómetros se expresa mediante la Ecuación 5.45 del escenario 2 igualando las energías térmicas del biogás suministrado y recuperado en ciclo batch:

$$*pt_{bi-gas} \cdot t_{iny} = **pt_{bi-gas} \cdot t_{no-iny} \quad (5.45)$$

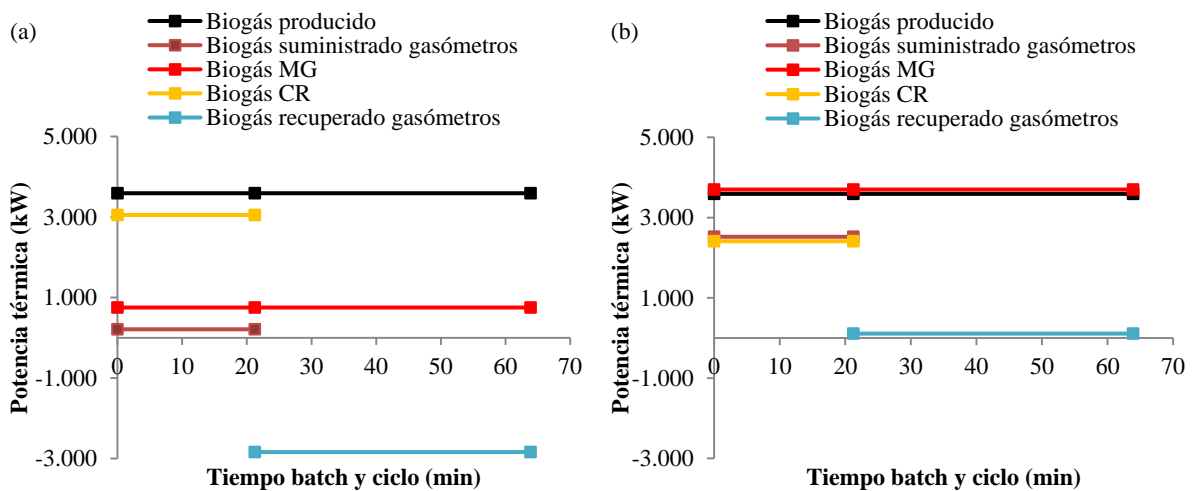


Figura 8.34. Balance energético de producción-consumo de biogás para un batch de la opción I. **a)** $1MG_{P6}$ periodo $P6$. **b)** $3MG_{Px}$ periodo Px .

La producción de biogás en los digestores se mantiene constante durante los dos periodos completos del batch, P_6 y P_x con un valor de 3.590 kW. El consumo de la caldera disminuye de 3.050 kW en el periodo de inyección de P_6 a 2.412 kW en P_x , motivado por el cambio acontecido del funcionamiento de un único motogenerador a tres de ellos, aprovechándose de esta forma una mayor cantidad de energía de los gases de escape, lo que provoca la disminución del consumo de biogás en la caldera.

El consumo en los motogeneradores evoluciona de 754 kW en P_6 a 3.699 kW en P_x , modificándose el funcionamiento desde la operación de una única unidad al mínimo grado de carga posible del 40% a tres unidades al 77,1%. El biogás aportado por los gasómetros al sistema se modifica a su vez desde 214 kW en el periodo de inyección de P_6 a 2.521 kW durante P_x debido al cambio acontecido de operación de un motogenerador a tres unidades y de -2.836 kW durante el periodo de no inyección P_6 a 109 kW durante P_x , pasando de almacenar una cantidad importante de biogás a seguir suministrándolo, aunque sea una pequeña aportación, dado el gran consumo existente en los motogeneradores.

La Figura 8.35a representa el balance durante el periodo de un batch para el escenario II, 0MG P_6 periodo P_6 y la Figura 8.35b para 3MG P_x periodo P_x . La producción de biogás en los digestores se mantiene siempre constante en un valor de 3.590 kW igual que en la opción I. La caldera de recuperación disminuye su consumo de 3.228 en P_6 a 2.345 kW en P_x por las razones esgrimidas en el apartado anterior del aumento de la energía de los gases de escape en P_x al operar tres motogeneradores.

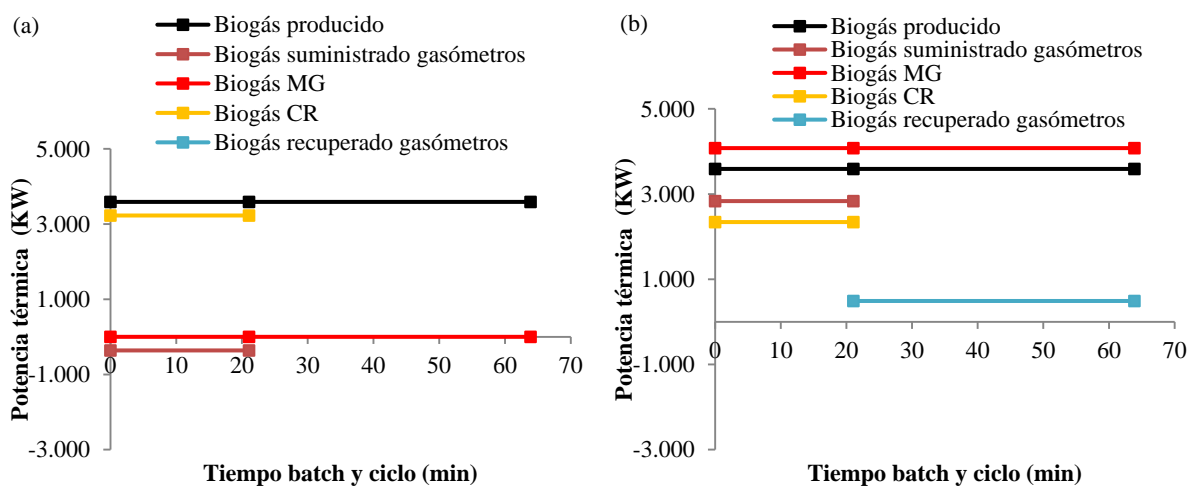


Figura 8.35. Balance energético de producción-consumo de biogás para un batch de la opción II. a) 0 MG P_6 periodo P_6 . b) 3MG P_x periodo P_x .

8. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 4

Los motogeneradores no consumen biogás en P_6 , y consumen 4.069 kW en P_x (operando los tres). En P_6 , los gasómetros almacenan biogás en las dos etapas del batch, -362 kW durante 21 minutos en la etapa inyección y -3.590 kW durante 43 minutos en la etapa no inyección (en este caso igual al biogás producido, pues los motogeneradores no consumen biogás). Durante P_6 , los gasómetros siempre almacenan biogás durante todo el batch completo, sin embargo, en P_x ocurre lo contrario pues los gasómetros siempre suministran biogás, 2.824 kW en periodo inyección y 479 kW periodo no inyección debido al gran consumo de biogás necesario para el funcionamiento de los motogeneradores.

La Figura 8.36a y 8.36b indican la variación del volumen acumulado de biogás en los gasómetros en función del tiempo para un día completo de las opciones I y II, donde se pueden observar la existencia de dos ciclos bien diferenciados en cuanto a su funcionamiento, concretamente:

- *Ciclo batch*: con una duración de 64,1 minutos, tanto en el periodo P_6 como en P_x , diferenciado cada batch a su vez en inyección y no inyección.
- *Ciclo diario*: comprende el periodo de almacenamiento de biogás en los gasómetros durante el periodo P_6 durante 8 horas y el periodo de aportación durante P_x de 16 horas.

A continuación, se indican las ecuaciones relativas al almacenamiento y suministro estable de biogás por los gasómetros durante P_6 y P_x .

Para un batch completo del periodo P_6 resulta la Ecuación 8.31:

$$PT_{bi-dis} = PT_{bi-di} - pt_{al-gas} \quad (8.31)$$

Asimismo, para el periodo P_x se tiene la Ecuación 8.32:

$$PT_{bi-dis} = PT_{bi-di} + pt_{al-gas} \quad (8.32)$$

donde PT_{bi-dis} es la potencia térmica del biogás disponible (kW) y pt_{al-gas} la potencia térmica del biogás a almacenar en los gasómetros (kW). En el periodo P_6 se produce un almacenamiento neto de biogás y en el periodo P_x un suministro neto. El volumen de biogás en los gasómetros al inicio del periodo P_6 debe ser el mismo que al final del periodo P_x , de forma que no se produzcan ni excesos ni defectos en el volumen de biogás almacenado en cada ciclo y el sistema puede funcionar de forma estable.

Se parte de un volumen inicial de biogás en los gasómetros de 85 m^3 , que constituye un 3% de la capacidad total de almacenamiento, suficiente para el consumo acontecido en el primer batch de 15 m^3 . La condición final de obligado cumplimiento es que el volumen de biogás al término del periodo P_x , 85 m^3 , sea igual a la del inicio de la P_6 , 85 m^3 , hecho que como se puede comprobar resulta satisfactorio. La línea horizontal de ambas figuras indica el almacenamiento máximo de biogás posible, un total de 2.838 m^3 .

Las Figuras 8.36c y 8.36d representan los primeros tres batch de almacenamiento de biogás durante el periodo P_6 y los tres últimos del P_x , en ambos casos para la opción I únicamente.

En P_6 se observa que, durante la etapa de inyección, el nivel de biogás desciende 15 m^3 con un caudal de vaciado de $43 \text{ m}^3/\text{h}$, mientras en la etapa de no inyección, lógicamente, el nivel asciende en una gran cantidad con 342 m^3 y un caudal de llenado de $427 \text{ m}^3/\text{h}$, pues el consumo es muy pequeño. Sin embargo, en el periodo P_x , el funcionamiento es totalmente diferente, pues en la etapa de inyección, el nivel desciende suavemente 13 m^3 con un caudal de vaciado de $16 \text{ m}^3/\text{h}$, pero en la etapa de no inyección, el nivel continúa descendiendo 151 m^3 y caudal $431 \text{ m}^3/\text{h}$, ahora de una forma mucho más pronunciada, pero durante mucho menor tiempo que en la anterior etapa. Estos dos caudales anteriores de llenado de los gasómetros, 427 y $431 \text{ m}^3/\text{h}$, superan el valor de $365 \text{ m}^3/\text{h}$ de llenado máximo admisible para cada unidad, por lo que se tienen que llenar dos de ellos a la vez. Se observa también que la modulación total de número de batch a lo largo del día no logra lógicamente completar exactamente las 24 horas del día, pues se necesitan $22,5$ batch/día.

En la opción I, el volumen de biogás almacenado parte de 85 m^3 al principio de P_6 y alcanza los 2.388 m^3 al final de este periodo, cantidad menor del valor máximo de 2.838 m^3 , lo que supone un 84,1% de llenado, permaneciendo un 15,9% de capacidad como reserva. En el inicio del P_x , el almacenamiento es de 2.388 m^3 y al final 85 m^3 , por lo que se cumple la igualdad de almacenamiento al principio y final del día.

En la opción II, el volumen almacenado inicial es de 85 m^3 y al final 3.266 m^3 , cantidad mayor de 2.838 m^3 en un 15,1%, por tanto, supera el valor máximo de almacenamiento para cuatro gasómetros, necesitándose la instalación de un gasómetro adicional hasta completar un total de cinco unidades que sumen 3.548 m^3 de capacidad, mientras el almacenamiento inicial de 85 m^3 de P_6 coincide con el final igualmente de 85 m^3 en P_x .

8. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 4

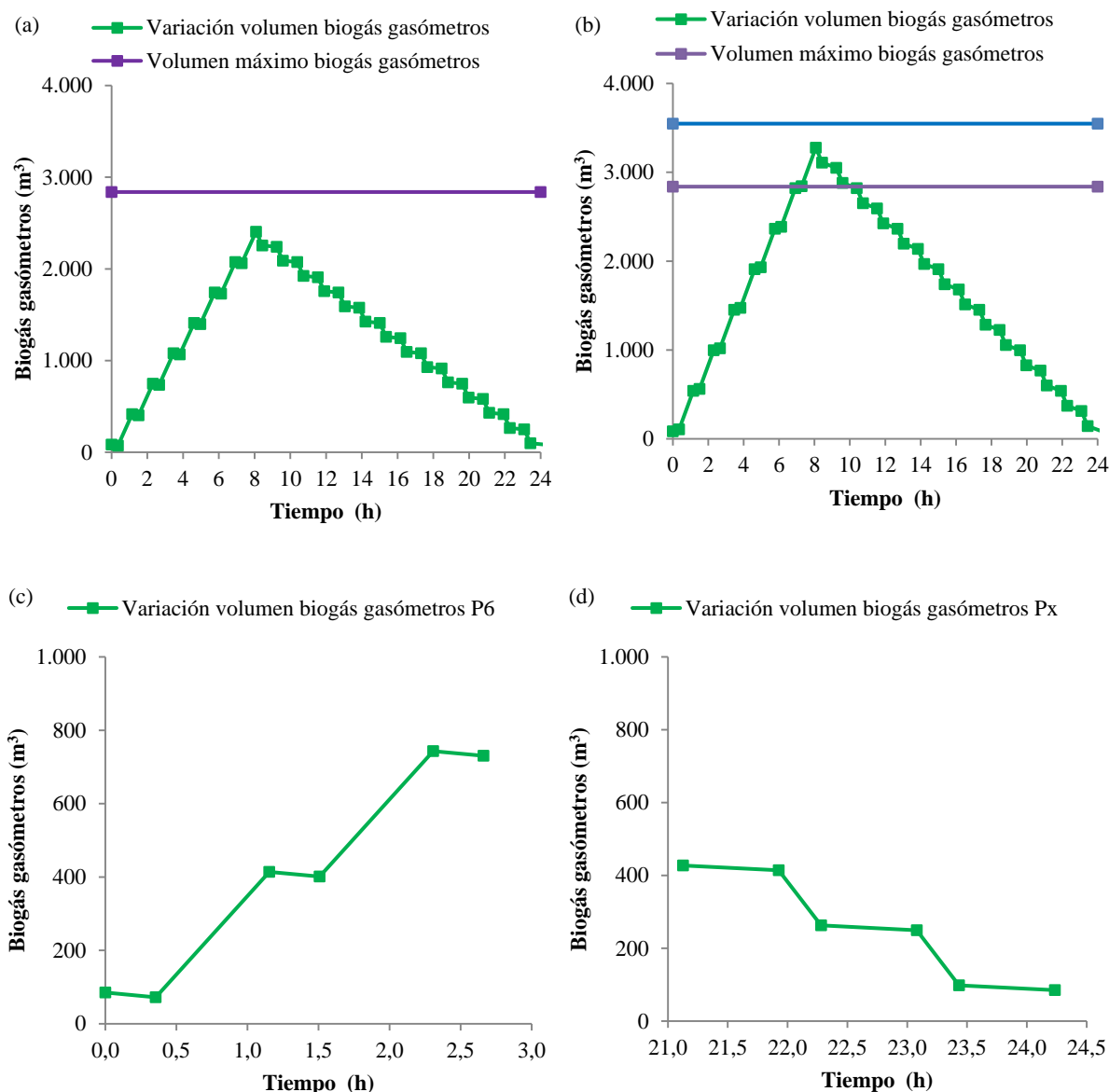


Figura 8.36. Evolución del volumen acumulado de biogás en los gasómetros en función de la opción, periodo de funcionamiento y horas del día. **a)** Opción I, 24 horas. **b)** Opción II, 24 horas. **c)** Opción I tres primeros batch periodo P₆. **d)** Opción I últimos tres batch periodo P_x.

Las Figuras 8.37a y 8.37b permiten apreciar el consumo de biogás en los motogeneradores, caldera de recuperación y gasómetros según el periodo del día de las 24 horas para las opciones I y II establecidas. Para ambos escenarios, se puede apreciar nuevamente que la producción de biogás se mantiene constante en 3.590 kW a lo largo del día. En la opción I, la caldera de recuperación consume 1.014 kW en P₆ y 802 en P_x, los motogeneradores 754 kW en P₆ y 3.699 kW en P_x y los gasómetros almacenan -1.822 kW en P₆ y consumen a su vez 911 kW en P_x.

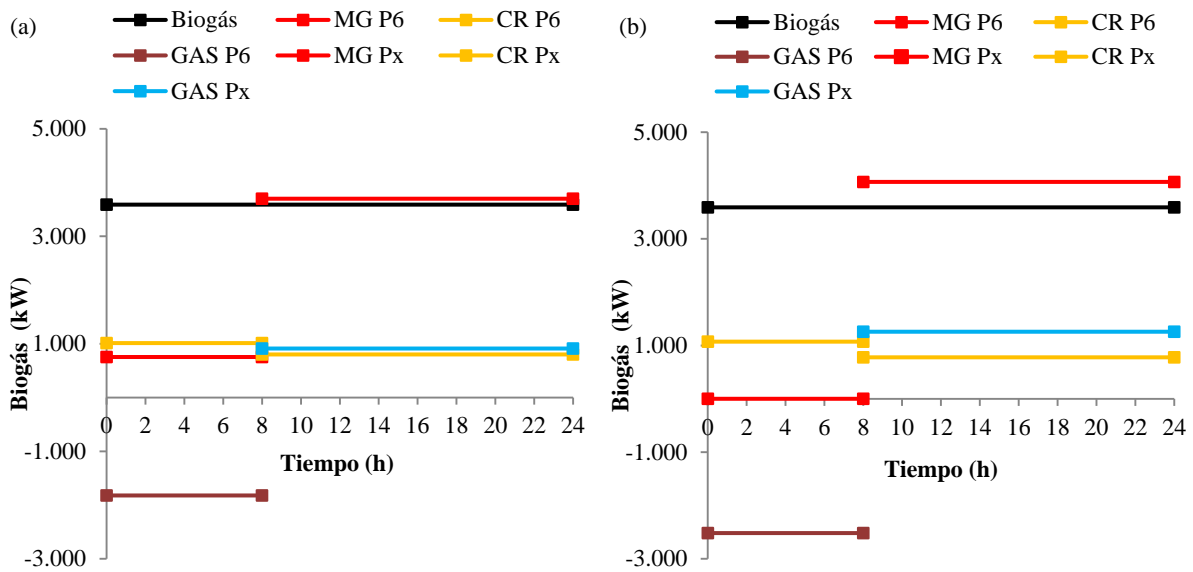


Figura 8.37. Consumo de biogás en los motogeneradores, caldera de recuperación y gasómetros según el periodo del día. **a)** Opción I. **b)** Opción II. (GAS, gasómetros).

En la opción II, la caldera de recuperación consume 1.073 kW en P₆ y 780 kW en P_x mientras los motogeneradores consumen 0 kW en P₆ y 4.069 kW en P_x y por otro lado, los gasómetros almacenan -2.517 KW en P_x y consumen 1.258 kW en P₆. El escenario I parte de un consumo mínimo de los motogeneradores con una unidad a un grado de carga del 40% durante P₆ y dispone de 3.699 kW en P_x, tres unidades al 77,1%. Por su parte en la opción II, como consecuencia de la gran cantidad de biogás almacenado durante P₆, sin funcionamiento de los motogeneradores, disponen de 4.069 kW de biogás durante P_x, con lo que operan tres unidades al 86,6% de grado de carga.

Se presentan a continuación una serie de restricciones de obligado cumplimiento en los tres equipos principales implicados:

a. Motogeneradores

- El grado de carga mínimo de funcionamiento de cada motogenerador es del 40% (Guascor, 2016) y el máximo del 90% (EDAR, 2016).
- Se puede efectuar un arranque-parada de cada motogenerador al día sin ningún tipo de problema desde el punto de vista de operación y mantenimiento (EDAR, 2016).
- El biogás disponible para los motogeneradores es igual al consumido por ellos funcionando en los dos periodos del día según la Ecuación 8.33.

8. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 4

$$PT_{bi-mg} = PT_{bi-mg-P6} + PT_{bi-mg-Px} \quad (8.33)$$

- Si la potencia eléctrica generada fuera en algún momento mayor que la consumida en la planta, se exportaría a la red.
- Las torres de refrigeración deben ser capaces de poder disipar toda la potencia térmica de los circuitos principal y auxiliar de refrigeración de los motogeneradores en todos los modos de funcionamiento considerados.

b. Caldera de recuperación.

- Debe suministrar en todo momento el flujo másico de vapor vivo y en el tiempo establecido que demanden los reactores de la unidad de hidrólisis térmica.
- Dado que, en el periodo P_6 no habrá suficiente energía térmica en el circuito de refrigeración principal para calentar hasta 80 °C el agua de alimentación a caldera, será necesaria la instalación de un intercambiador de precalentamiento de agua de alimentación que aproveche la energía térmica del fango hidrolizado para precalentar dicha agua en el periodo P_x .

c. Gasómetros.

- El biogás almacenado durante la etapa de horas valle P_6 no debe superar la capacidad máxima de almacenamiento de los gasómetros, según se indica en la ecuación 8.34.

$$V_{al-gas-P6} \leq V_{al-gaso-max} \quad (8.34)$$

donde $V_{al-gas-P6}$ y $V_{al-gas-max}$ son el volumen de biogás almacenado en los gasómetros durante el periodo P_6 y la máxima que se puede almacenar en ellos (m^3).

- El biogás aportado durante las etapas de las horas punta P_x debe ser igual a la cantidad de biogás almacenada durante la etapa de horas valle anterior P_6 . El incremento de volumen diario de biogás almacenado ($\Delta V_{A_{bi-dia}}$, m^3) en los gasómetros debe ser nulo, según se puede apreciar en la Ecuación 8.35.

$$\Delta V_{A_{bi-dia}} = \Delta V_{B_{alm-P6}} + \Delta V_{B_{con-Px}} = 0 \quad (8.35)$$

donde $\Delta V_{B_{alm-P6}}$ y $\Delta V_{B_{con-Px}}$ son los incrementos de volumen de biogás almacenado durante los periodos P_6 y P_x (m^3).

- El volumen de biogás al inicio del periodo valle P_6 debe ser el mismo que al final de los periodos punta P_x , pues no debe haber variación de volumen en los gasómetros en cada ciclo diario para funcionar de forma estable en el tiempo.
- Los gasómetros deben de disponer de un volumen de biogás mínimo inicial que permita el consumo necesario para el primer batch en la etapa de arranque.
- El caudal máximo de vaciado o llenado de cada uno de los gasómetros será de $365 \text{ m}^3/\text{h}$, que corresponde al caudal máximo de diseño de este equipo.

En la Tabla 8.17 puede apreciarse la potencia, energía eléctrica diaria y anual generada, así como el ahorro diario, mensual y anual conseguido durante los periodos P_6 y P_x y el total ponderado para las opciones I y II. Indicar que tanto la potencia como la energía eléctrica media generada corresponden a la media aritmética ponderada de los dos periodos de funcionamiento durante las 24 horas del día.

Tabla 8.17. Potencia, energía eléctrica generada y ahorro económico conseguido en las opciones I y II.

Parámetros	Opción I 4 gasómetros			Opción II 5 gasómetros		
	P_6	P_x	Media	P_6	P_x	Media
Potencia eléctrica (kW)	240	1.387	1.005	0	1.558	1.038
Energía eléctrica diaria (MWh)	1,9	22,2	24,1	0	24,9	24,9
Energía eléctrica anual (MWh)	701	8.100	8.801	0	9.102	9.093
Ahorro diario (€)		16,18			63,17	
Ahorro mensual (€)		492,26			1.921,33	
Ahorro anual (€)		5.907			23.056	

Se observa que las potencias medias tanto en la opción I, 1.005 kW, como en la opción II, 1.038 kW son un poco menores que la potencia generada en la planta del escenario 3, que ascendía a 1.039 kW. La distribución desigual del consumo de biogás a lo largo del día provoca que los motogeneradores modifiquen su grado de carga, con lo cual el rendimiento eléctrico se ve alterado y con él, la energía generada, aunque sólo sea de una manera ínfima en este caso. La potencia eléctrica media resultante a lo largo del día se ha calculado mediante la media aritmética ponderada en base a la potencia eléctrica generada en cada periodo de funcionamiento diario.

8. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 4

La Figura 8.38 presenta la potencia eléctrica en cada periodo del día P_6 y P_x y además, la media del día en función de la opción considerada. La opción I no necesita de la instalación de ningún gasómetro adicional, pues con cuatro unidades es suficiente, sin embargo, para la opción II, es necesario instalar un nuevo gasómetro. Para ambas opciones se necesita la instalación de un intercambiador de calor de agua de alimentación a caldera que permita elevar la temperatura desde 15 hasta 80 °C, resultando una demanda de 317 kW durante el periodo batch y 105 kW para el ciclo medio, pues el circuito de refrigeración principal de los motogeneradores en la opción I del periodo P_6 sólo genera 151 kW y 0 kW en la opción II,.

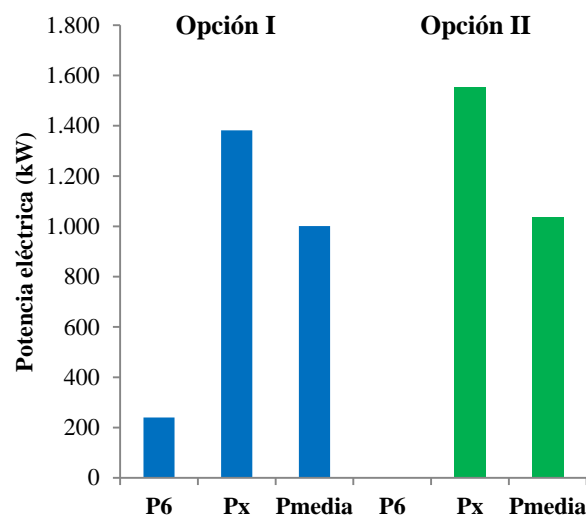


Figura 8.38. Potencia eléctrica generada durante los periodos P_6 , P_x y potencia media resultante para las opciones I y II.

8.2.11. d₁. Hidrólisis térmica intermedia ITHP.

Si se incrementa la reducción de SV en los digestores, la producción de biogás aumenta también de forma directamente proporcional (Ecuación 8.5), manteniéndose constantes el resto de parámetros, disponiendo los motogeneradores de mayor cantidad de biogás. Esta mejora podría realizarse también en la EDAR de Burgos, pues la planta dispone de cuatro digestores, de los cuales sólo uno funciona en el punto de diseño calculado, permaneciendo tres de ellos en reserva. Por lo tanto, si en la EDAR se modifican las instalaciones necesarias de forma que se pueda insertar una unidad de hidrólisis térmica entre dos de los digestores, se obtiene una planta ITHP. Una de las desventajas de este método es el alto volumen de digestores necesario, pero en la EDAR de Burgos esto no supone problema. En la actualidad no se cuenta con una planta Cambi de ITHP operativa, únicamente existe una planta piloto en el Reino Unido. La implantación de esta tecnología en la EDAR de Burgos implicaría la instalación de un nuevo

sistema de deshidratación de fangos motivado por la elevada concentración de sólidos del fango deshidratado.

La Tabla 8.18 muestra los resultados más importantes conseguidos al aplicar esta mejora. Con motivo del funcionamiento de dos digestores, tanto los ahorros de consumo de energía eléctrica en los digestores como de las bombas centrífugas de fangos y de los centrados se ven ahora alterados de forma importante, obteniéndose un incremento en el autoconsumo total de energía eléctrica y una disminución considerable del consumo de vapor vivo.

Tabla 8.18. Comparación entre los parámetros obtenidos para d_1 del escenario 4 en el punto óptimo de funcionamiento y el escenario 3.

Número orden	Parámetros	Escenario 3 RSV 61,9%	Escenario 4 RSV 68%	Incremento (%)
1	Producción biogás (kW)	3.590	3.944	9,9
2	Potencia eléctrica (kW)	1.039	1.234	18,8
3	Autoconsumo total potencia eléctrica (kW)	64,5	95,5	48,1
4	Consumo biogás motogeneradores (kW)	2.720	3.378	24,2
5	Consumo biogás caldera (kW)	870	568	-34,7
6	Porcentaje consumo biogás caldera (%)	24,2	14,4	-40,5
7	Consumo bruto vapor vivo (kg/h)	1.385	962	-30,5
22	Producción fango deshidratado (t/año)	23.617	16.331	-30,9
23	Consumo polielectrolito (t/año)	112,6	119,5	6,1

La potencia eléctrica generada sólo se incrementa en un 18,8% frente a un aumento en el biogás disponible en los motogeneradores del 24,2%, hecho éste que se debe a la entrada de un tercer motogenerador en funcionamiento, con lo que el grado de carga disminuye hasta un 3x68,8% originando que el rendimiento eléctrico sea únicamente del 36,5%. La reducción de SV total adoptada es del 68% (Shana et al., 2012), con un 42% en la primera digestión y un 26% en la segunda, mientras la concentración del fango deshidratado adoptada es del 41% (Nilsen, 2016; Barber2, 2016). El autoconsumo de energía eléctrica se ha elevado de forma importante en un 48,1% motivado principalmente por la operación del segundo digestor.

La Tabla 8.19 indica los valores de los parámetros obtenidos para d_1 y los de diseño a fin de poder ser comprobado si cumple con los valores de diseño establecidos. Esta mejora d_1 necesita la sustitución de las bombas centrífugas y tornillo de fango deshidratado, además de las bombas de impulsión de fango deshidratado a silo de deshidratación por no cumplir en

8. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 4

cuanto al valor de concentración del fango deshidratado de diseño. También sería necesario adaptar todas las conducciones al nuevo proceso.

Tabla 8.19. Comprobación entre los parámetros obtenidos para d_1 y los de diseño.

Parámetros	Valores obtenidos	Valores diseño	Estado
Concentración bombas centrífugas deshidratación (%)	41	30	No cumple
Concentración tornillo fango deshidratado (%)	41	30	No cumple
Concentración bomba impulsión fango deshidratado a silo deshidratación (%)	41	30	No cumple

8.2.12. d_2 . Solidtream.

Su fundamento se basa en el mismo de la mejora d_1 en la aplicación de la Ecuación 8.5 tratándose de elevar la reducción de SV en los digestores. Este método consiste en hidrolizar el fango que ha sido previamente digerido, deshidratarlo a la temperatura saliente de la unidad de hidrólisis térmica (107 °C) gracias a la instalación de un depósito denominado “*huevo barométrico*”, realizándolo con un consumo prácticamente nulo de polielectrolito, un retorno total de los centrados obtenidos en las bombas centrífugas de deshidratación a los digestores y la refrigeración final de este fango deshidratado mediante un intercambiador de aire-fango.

La Tabla 8.20 muestra los valores obtenidos de los nueve parámetros de análisis una vez aplicada la mejora d_2 . Los parámetros utilizados en el cálculo de este proceso son: reducción de SV del 75% (Astbury, 2017) y concentración fango deshidratado 45% (Astbury, 2017), siendo el resto de parámetros, los habitualmente utilizados en el cálculo. Un aspecto a destacar son los incrementos en la producción de biogás del 21,2%, el consumo de biogás en los motogeneradores con 47,7% y el de generación de energía eléctrica con 47,2%, valor que como se puede apreciar es ligeramente inferior al incremento porcentual de consumo de biogás. La producción de fango deshidratado y consumo de polielectrolito disminuyen un 43,2 y 53,3%, hecho muy importante a considerar en el balance económico. El autoconsumo de energía eléctrica se ha considerado igual al escenario 3. Finalmente, el consumo de vapor vivo ha descendido un 57,2%, motivado porque los ST sufren una disminución importante a su paso por los digestores y la hidrólisis térmica se efectúa en este caso después de la digestión anaerobia, siendo el consumo de vapor vivo proporcional a los ST presentes. Este bajo consumo de vapor vivo provoca una disminución importante del consumo de biogás en la caldera y como consecuencia, un incremento del disponible en los motogeneradores.

Tabla 8.20. Comparación entre los parámetros obtenidos para d₂ del escenario 4 en el punto óptimo de funcionamiento y el escenario 3.

Número orden	Parámetros	Escenario 3 RSV 61,9%	Escenario 4 RSV 75%	Incremento (%)
1	Producción biogás (kW)	3.590	4.350	21,2
2	Potencia eléctrica (kW)	1.039	1.529	47,2
3	Autoconsumo total potencia eléctrica (kW)	64,5	64,5	
4	Consumo biogás motogeneradores (kW)	2.720	4.018	47,7
5	Consumo biogás caldera (kW)	870	332	-61,8
6	Porcentaje consumo biogás caldera (%)	24,2	7,6	-68,6
7	Consumo bruto vapor vivo (kg/h)	1.385	593	-57,2
22	Producción fango deshidratado (t/año)	23.617	13.416	-43,2
23	Consumo polielectrolito (t/año)	112,6	52,5	-53,3

La Tabla 8.21 indica los valores de los parámetros obtenidos para d₂ y los de diseño a fin de comprobar si cumple con los establecidos. Esta mejora d₂ necesita de la instalación del siguiente equipamiento: un huevo barométrico, un intercambiador de refrigeración del fango deshidratado, un ventilador de refrigeración y un scrubber. Además, por no cumplir las especificaciones de temperatura o de concentración del fango, se necesitan sustituir las bombas de impulsión de fango digerido-hidrolizado a deshidratación, bombas de impulsión de fango digerido-hidrolizado depósito tampón a centrífugas deshidratación, bombas centrífugas y tornillo fango deshidratado y bombas de impulsión de fango deshidratado al silo.

Tabla 8.21. Comprobación entre los parámetros obtenidos para d₂ y los de diseño.

Parámetros	Valores obtenidos	Valores diseño	Estado
Temperatura bomba impulsión fango digerido-hidrolizado a deshidratación (°C)	107	105	No cumple
Temperatura bomba impulsión fango digerido-hidrolizado depósito tampón a centrífugas deshidratación (°C)	107	105	No cumple
Temperatura bombas centrífugas (°C)	107	80	No cumple
Temperatura tornillo fango deshidratado (°C)	107	80	No cumple
Temperatura bomba impulsión fango deshidratado a silo deshidratación(°C)	107	105	No cumple
Concentración bombas centrífugas (%)	45	30	No cumple
Concentración tornillo fango deshidratado (%)	45	30	No cumple
Concentración bomba impulsión fango deshidratado a silo deshidratación (%)	45	30	No cumple

8.2.13. e. Unidad de hidrólisis térmica Cambi tipo continua.

Mediante la substitución a un proceso continuo se puede conseguir que el fango, por una parte, eleve su temperatura hasta la de hidrólisis (165 °C) y por otro, permanezca en él el tiempo de reacción establecido (20-30 min). La forma de adaptarse el sistema a las variaciones del caudal de fango de entrada en los reactores con objeto de mantener el tiempo de retención hidráulica estable entre los valores admisibles de 20-30 min, sería mediante la modificación del volumen de fango en los reactores por medio de la variación del nivel simplemente mediante la instalación de un medidor de nivel ultrasónico o similar. La ventaja de este método radica en que el aprovechamiento de la energía de los gases de escape acontece durante la totalidad del tiempo, disminuyendo al máximo la aportación de biogás a los quemadores de la caldera y por tanto, consiguiendo la máxima producción de energía eléctrica en los motogeneradores.

Los resultados obtenidos mediante esta mejora son idénticos a los de a₃₂, acumulador de vapor, ya que, ambas mejoras se basan en aprovechar el 100% de la energía de los gases de escape. En principio, esta mejora requeriría únicamente readaptar los reactores para poder variar el volumen de fango contenido en ellos. Sin embargo, al día de hoy la empresa Cambi todavía no dispone de una planta operativa tipo continua, siendo todas tipo batch.

8.3. Matriz de mejoras simples optimizadas.

La Tabla 8.22 representa la matriz de mejoras simples optimizadas y los valores de los nueve parámetros fundamentales obtenidos para ser comparados entre sí en su punto óptimo de funcionamiento. En esta Tabla 8.22, los valores numéricos en negrilla indican la mejora en cuestión en la que el parámetro obtenido ha resultado ser el óptimo de todas ellas. Destaca con creces d₂, pues obtiene 9 resultados óptimos de los diez existentes (logrando también superar los 1.282 kW marcados como objetivo inicial con 1.464 kW), seguidos muy a distancia por a₁₂ con 1 únicamente. Indicar que e se ha basado en la opción II operando con 5 gasómetros. Eliminando d₁ por no disponer Cambi hoy en día de una planta en operación (sólo cuenta con una experimental), la d₂ por contar únicamente con una planta en funcionamiento de pequeña capacidad y d₃ por no tener todavía una planta operando en régimen continuo, a₃₂ consistente en “acumulación de vapor”, se muestra en principio como la mejora simple más favorable desde el “punto de vista energético” tanto en generación de energía eléctrica neta como en biogás disponible en los motogeneradores, además de aportar un conjunto importante de mejoras de funcionamiento en toda la zona de recuperación de calor y la caldera al convertirse en un proceso continuo en esta zona en concreto.

Tabla 8.22. Matriz de mejoras simples optimizadas.

Escenario o mejora	Parámetros energéticos							Parámetros económicos		
	Producción biogás digestores (kW)	Potencia eléctrica bruta (kW)	Autoconsumo total potencia eléctrica (kW)	Potencia eléctrica neta (kW)	Consumo biogás motogeneradores (kW)	Consumo biogás caldera (kW)	Consumo porcentual biogás caldera (kW)	Consumo bruto vapor vivo (kg/h)	Fango deshidratado (t/año)	Consumo poli (kg/año)
Escenario 1	2.741	913	0	913	2.741	0	0	0	40.442	64,5
Escenario 3	3.590	1.039	65	975	2.720	870	24,2	1.385	23.617	112,6
a11	3.590	1.091	62	1.029	3.068	523	14,6	868	23.617	112,6
a12	3.590	1.046	55	991	2.970	620	17,3	1.023	23.617	152
a13	3.356	1.050	105	945	2.979	377	11,2	623	25.945	89,8
a21	3.590	1.054	64	990	2.753	838	23,3	1.385	23.617	112,6
a22	3.590	1.037	65	972	2.948	642	17,9	1.385	23.617	112,6
a31	3.590	1.094	62	1.032	3.074	516	14,4	1.385	23.617	112,6
a32	3.590	1.177	62	1.115	3.253	337	9,4	1.385	23.617	112,6
b1	No aplicables en este punto de diseño									
b2	No aplicables en este punto de diseño									
c	3.590	1.038	62	976	2.720	870	24,2	1.385	23.617	112,6
d1	3.944	1.234	96	1.138	3.378	568	14,4	962	16.331	119,5
d2	4.350	1.529	65	1.464	4.018	332	7,6	593	13.416	52,5
e	3.590	1.177	62	1.115	3.253	337	9,4	1.385	23.617	112,6

La Figura 8.39 indica la potencia eléctrica neta y el consumo de biogás en motogeneradores y caldera de recuperación para cada una de las mejoras simples optimizadas planteadas, tomando como referencia los valores del escenario 1 (E1) y escenario 3 (E3). Realmente, a la hora de comparar cada una de las mejoras establecidas entre sí, se deben realizar dos tipos de análisis diferentes: energético y económico, prevaleciendo el segundo (realizado en el apartado 8.5 siguiente) sobre el primero.

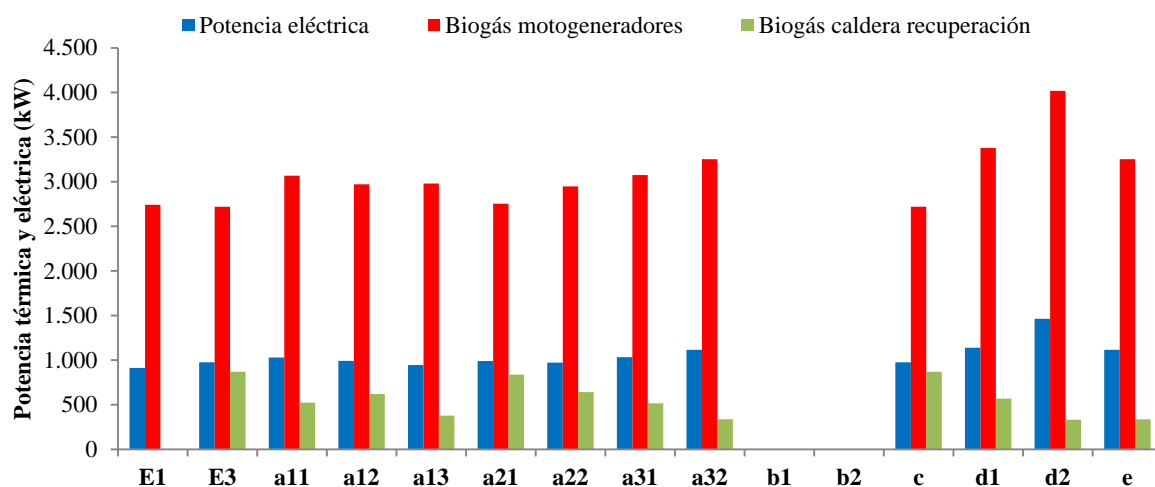


Figura 8.39. Potencia eléctrica generada neta y consumo de biogás en motogeneradores y caldera para las mejoras simples optimizadas.

8.4. MATRIZ DE MEJORAS COMPUESTAS OPTIMIZADAS.

En la Tabla 3.3 del apartado 3.6.2 se encuentran representadas las 9 opciones de mejoras compuestas elegidas para su análisis y las mejoras simples de las que se compone cada una de ellas. Si bien el total de combinaciones posibles de opciones de mejoras compuestas que se pueden realizar a partir de las simples es muy superior al establecido, únicamente se han analizado 9 opciones, pues aunque se pueda mejorar con otras la generación de energía eléctrica, también hay que considerar una serie de factores de índole técnico-económico como son el *grado de complejidad* elevado al que pueden dar lugar para únicamente lograr un incremento ínfimo en la generación eléctrica, el hecho de que se trate de *procesos experimentales* que todavía no están implantados en el mercado y que, simplemente su asociación *mejora ampliamente el balance energético* pero empeora el económico.

Asimismo, se han analizado las opciones de instalar una microturbina de contrapresión y/o condensación entre caldera y acumulador de vapor, sin embargo, para estos consumos de vapor y salto de presiones tan pequeños disponibles para estos tamaños de microturbinas tan diminutos, unidos al bajo valor del rendimiento de expansión isentrópico, hacen que estas dos opciones sean inviables, pues aunque se logra incrementar un cierto porcentaje la generación de energía eléctrica, este hecho no justifica la complejidad y el coste económico añadido de inversión introducidos en la planta.

La matriz de mejoras compuestas optimizadas está presentada en la Tabla 8.23 con los valores obtenidos para los diez parámetros fundamentales de las mejoras compuestas. La opción 5 es la única que supera el valor de potencia eléctrica generada neta de 1.282 kW marcados como meta mínima inicial (a sumar a la simple d_1), logrando de esta forma un “*sistema de energía total*” en la EDAR, con la condición de no contemplar el tratamiento terciario y se muestra como la mejora compuesta más viable desde el punto de vista energético. Por otro lado, las opciones 4, 5, 8 y 9 presentan un consumo nulo de biogás en la caldera de recuperación, siendo del 100% su consumo en los motogeneradores. En todas las opciones de mejoras compuestas planteadas figuran tanto a_{11} (elevación de la temperatura del fango postespesado) como a_{32} (acumulación de vapor), por lo que pueden considerarse como las mejoras simples fundamentales para asociarse y formar compuestas. La opción 8 ha contemplado operar con cuatro gasómetros y acoplamiento $1M_{598}+3M_{598}$ en periodos P_6 y P_x mientras la opción 9 con cinco de ellos y $1M_{598}+3M_{598}$ durante los mismos periodos de tiempo del día.

Tabla 8.23. Matriz de mejoras compuestas optimizadas.

Escenario u opción	Parámetros energéticos							Parámetros económicos		
	Producción biogás (kW)	Potencia eléctrica bruta (kW)	Autoconsumo total energía eléctrica (kW)	Potencia eléctrica neta (kW)	Consumo biogás motogeneradores (kW)	Consumo biogás caldera (kW)	Consumo porcentual biogás caldera (%)	Consumo bruto vapor vivo (kg/h)	Fango deshidratado (t/año)	Consumo poli (t/año)
Escenario 1	2.741	913		913	2.741				40.442	64,5
Escenario 3	3.590	1.039	65	974	2.720	870	24,2	1.385	23.617	112,6
Opción 1	3.590	1.154	58	1.096	3.204	386	10,8	648	23.617	152
Opción 2	3.356	1.116	107	1.009	3.122	234	7	390	25.945	89,8
Opción 3	3.356	1.144	107	1.037	3.182	174	5,2	291	25.945	107,5
Opción 4	3.590	1.332	65	1.267	3.590			1.385	23.617	112,6
Opción 5	3.590	1.354	65	1.289	3.590			868	23.617	112,6
Opción 6	3.356	1.224	105	1.119	3.356			390	25.945	89,8
Opción 7	3.356	1.258	105	1.153	3.356			390	25.945	89,8
Opción 8	3.590	1.160	63	1.097	3.590			868	23.617	112,6
Opción 9	3.590	1.114	63	1.051	3.590			868	23.617	112,6

La Figura 8.40 muestra la potencia eléctrica generada en los motogeneradores, el biogás consumido en motogeneradores y caldera de recuperación para cada opción de las nueve mejoras compuestas analizadas.

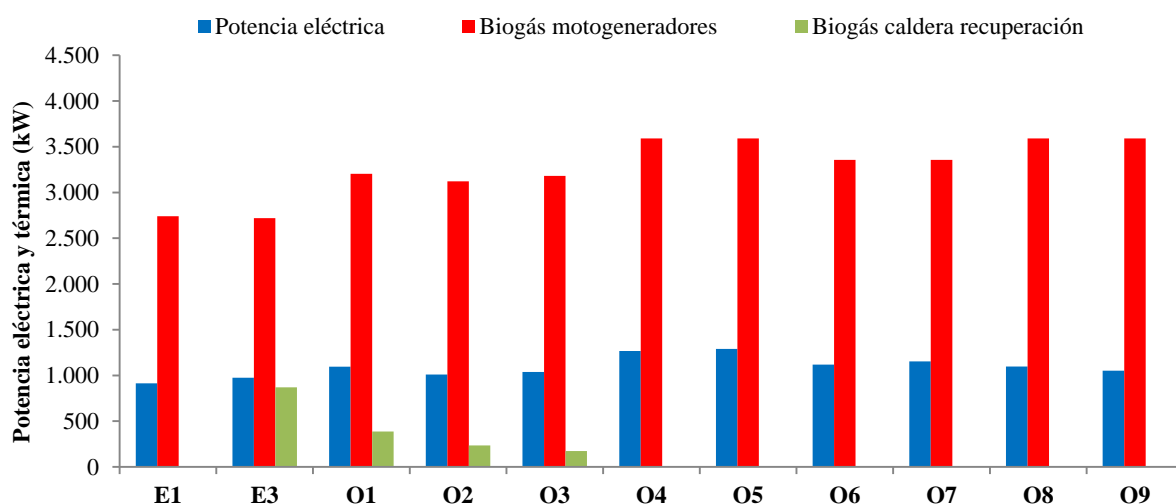


Figura 8.40. Potencia eléctrica neta generada y consumo de biogás en los motogeneradores y caldera para cada una de las nueve opciones de mejoras compuestas analizadas.

(O, opción).

8.5. BALANCE ECONÓMICO Y ANÁLISIS DE VIABILIDAD.

El balance económico y análisis de viabilidad de las mejoras simples y compuestas del escenario 4 se basa en el establecimiento de las mismas etapas de cálculo del escenario 3, encontrándose parte de los valores de los resultados parciales de estas etapas de cálculo en el anejo A, concretamente los desgloses tanto de la inversión realizada como del beneficio anual obtenido con cada una de las mejoras establecidas. A diferencia del escenario 3, que tomaba como referencia únicamente el escenario 1, en el escenario 4 se ha planteado por un lado el escenario 4A que ha tomado como referencia el escenario 1 y por otro, el escenario 4B que ha partido del escenario 3. En el anejo A se presentan las siguientes tablas:

- En las Tablas A.1 y A.2 figuran las relaciones desglosadas de la inversión que es necesario realizar para la ejecución de la obra civil y la implantación del nuevo equipamiento para cada una de las mejoras simples y compuestas planteadas según los escenarios 4A y 4B, constando tanto el precio unitario de cada elemento en particular como el precio total completo de cada una de las unidades de obra presentes a ejecutar, indicando también que, cada precio unitario de los nuevos equipos instalados figura con su correspondiente referencia bibliográfica con el origen de dónde se ha obtenido la información. Los precios unitarios aplicados en este apartado a cada elemento considerado son exactamente los mismos del escenario 3.
- La Tabla A.3 muestra el beneficio obtenido mediante el incremento en la generación de energía eléctrica para las mejoras simples y compuestas en los Escenarios 4A y 4B.
- La Tabla A.4 permite observar el beneficio obtenido con la disminución del transporte y tratamiento del fango deshidratado en las eras de secado y planta de compostaje.
- La Tabla A.5 representa el beneficio ocasionado por el incremento o disminución del consumo de polielectrolito en las bombas centrífugas de postespesado y deshidratación.
- La Tabla A6 muestra el valor de los costes de operación para cada una de las mejoras simples y compuestas, considerándose en principio un valor de los costes de operación de 2,6%/año (Jafarnejad, 2017) para las instalaciones y un 0,5% (Wendland, 2005) para la obra civil, ambos con respecto a la inversión específica realizada y efectuado de forma similar al escenario 3. Pero debido a que en este escenario 4, el importe de la obra civil es de muy pequeño orden comparado con el escenario 3, se van a considerar unos costes de operación totales del 2,6%/año sobre la inversión en el escenario 4, a diferencia del

escenario 3 que era del 2,48%, pues allí la obra civil suponía un 5,9% de la inversión total.

- La Tabla A7 muestra el resumen del beneficio total anual obtenido y desglosado para cada una de las mejoras simples y compuestas.

Para el cálculo del periodo de amortización de las mejoras simples y compuestas se ha considerado una tasa de descuento del 3%, el periodo de amortización del escenario 4A considerado sigue siendo de 20 años igual al establecido para el escenario 3, sin embargo, el periodo de amortización como objetivo a conseguir para el escenario 4B es como máximo de 4 años. Esta última elección del periodo de amortización se realiza siguiendo la referencia Scheepers (2003) para proyectos de mejoras de eficiencia energética, indicando también que, en la referencia Attala (2007) consta un periodo de amortización para este tipo de actuaciones del orden de 4-5 años, por tratarse de inversiones de poco montante económico con objetivos a corto plazo y efectuadas para realizar la mejora de una planta ya en funcionamiento, siendo de nueva instalación únicamente equipos mecánicos y no obra civil.

La Tabla 8.24 presenta los resultados obtenidos del balance económico y análisis de viabilidad de cada una de las mejoras simples y compuestas planteadas. La d_2 se presenta con los mejores resultados económicos de las simples y compuestas con mucha diferencia sobre todas ellas. Sin embargo, se había descartado anteriormente por razones técnicas al igual que d_1 y e. Por lo tanto, se selecciona a_{32} (acumulación de vapor) como la mejora óptima de las simples y la opción 8 de las compuestas (incremento temperatura fango postespesado, acumulación de vapor y almacenamiento reversible de biogás en gasómetros). En cuanto a la totalidad de las mejoras con un carácter de viabilidad, la opción 8 es la que obtiene mejores resultados económicos, aunque no energéticos. Se puede observar cómo la opción 5 dispone de mejores resultados energéticos que la opción 8; sin embargo, el resultado económico es inferior, motivado en este segundo caso por el gran ahorro acontecido en la compra de energía eléctrica a la red. Indicar que esta opción 8 tiene el problema de introducir en la planta una complejidad añadida en cuanto a que acontecen dos etapas de funcionamiento diferentes diariamente, en función de los dos periodos del día establecidos, lo que desde el punto de vista de operación, explotación y mantenimiento de la EDAR puede ser origen de ciertos problemas de acoplamiento en el sistema gasómetros-motogeneradores, o así con la caldera de recuperación. No obstante, a pesar de estos posibles problemas, este método se ha considerado que puede ser de aplicación en una planta real.

8. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 4

Tabla 8.24. Balance económico y análisis de viabilidad de las mejoras simples y compuestas del escenario 4.

Escenario o mejora	Escenario 4A				Escenario 4B			
	Inversión (€)	Beneficio total anual (€)	Amortización (años)	Resultado 25 años (€)	Inversión (€)	Beneficio total anual (€)	Amortización (años)	Resultado 25 años (€)
Escenario 1								
Escenario 3	4.599.381	1.982	>100	-4.549.863				
Mejoras simples								
a11	4.658.165	29.671	>100	-4.141.501	58.784	27.617	2,1	422.112
a12	4.613.181	-80.018	>100	-6.006.546	13.800	-82.016		-1.441.962
a13	4.599.381	11.991	>100	-4.390.586		10.008		174.278
a21	4.623.311	9.678	>100	-4.454.779	23.930	7.668	3,1	109.586
a22	4.826.741	-4.984	>100	-4.913.532	227.360	-7.247		-353.557
a31	4.599.381	32.731	>100	-4.029.436		30.749		535.445
a32	4.796.074	72.245	>100	-3.538.057	196.693	70.020	3	1.022.579
b1	4.731.781	132.400	>100	-4.731.781	132.400			
b2	4.599.381		>100	-4.599.381				
c	4.646.845	24.665	>100	-4.217.347	47.464	22.625	2,1	346.510
d1	5.087.179	145.737	>100	-2.549.448	487.798	143.147	3,4	2.004.844
d2	5.204.672	504.809	13	3.585.649	605.291	502.074	1,2	8.137.405
e	4.599.381	77.115	>100	-3.256.558		75.134		1.308.323
Mejoras compuestas								
Opción 1	4.671.965	-25.324	>100	-5.112.938	72.584	-27.395		-549.623
Opción 2	4.658.165	44.760	>100	-3.878.761	58.784	42.704	1,4	684.834
Opción 3	4.671.965	18.681	>100	-4.346.670	72.584	16.609	5	216.627
Opción 4	4.854.858	152.073	>100	-2.206.795	255.477	149.775	1,7	2.352.573
Opción 5	4.987.258	160.559	>100	-2.191.421	387.877	158.097	2,5	2.365.089
Opción 6	4.854.858	46.134	>100	-4.051.512	255.477	43.836	7	507.838
Opción 7	4.987.258	113.616	>100	-3.008.848	387.877	111.153	4	1.547.644
Opción 8	4.869.788	197.871	45	-1.424.223	270.407	195.555	1,4	3.134.822
Opción 9	5.034.722	93.415	>100	-3.408.076	435.341	90.894	5	1.147.409

Para a32 y opción 8, la Figura 8.41a indica los valores de la inversión inicial, la 8.41b el beneficio total anual neto, la 8.41c el periodo de amortización neto y la 8.41d, el beneficio resultante neto a los 25 años de los escenarios 4A y 4B con objeto de poder compararlos con el escenario 3.

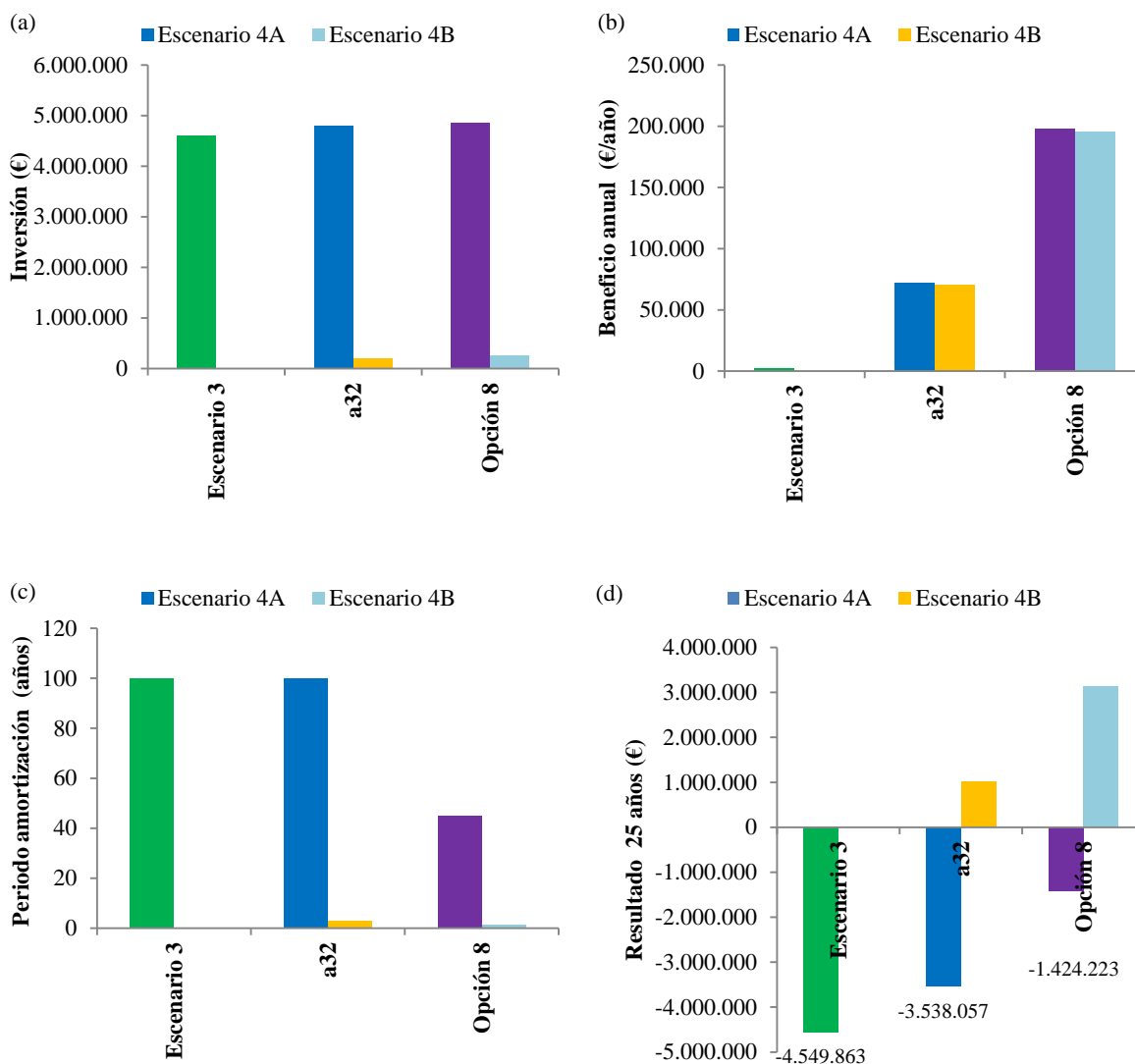


Figura 8.41. Balance económico de a32 y opción 8 según los escenarios 4A y 4B. **a)** Inversión. **b)** Beneficio económico total neto anual. **c)** Periodo de amortización neto. **d)** Resultado neto a los 25 años.

Conclusiones

A la vista de los resultados respecto a las dos mejoras seleccionadas, se han establecido las siguientes conclusiones con relación al balance económico y análisis de viabilidad realizado según los escenarios 4A y 4B:

- Partiendo de la EDAR de Burgos operando con digestión anaerobia convencional e instalando en ella un proceso de hidrólisis térmica (escenario 3), se ha obtenido en el balance económico un valor para el periodo de amortización muy superior a los 100 años y un resultado económico a los 25 años de vida útil de la instalación de -4.549.863 €, un -98,9% sobre el valor de la inversión.

8. BALANCE ENERGÉTICO DEL ESCENARIO 4

- Partiendo de la EDAR de Burgos como base con la hidrólisis térmica convencional instalada y funcionando del escenario 3, pero introduciendo ahora las mejoras energéticas planteadas, el panorama económico ha evolucionado positivamente.
- Los resultados para el escenario 4A han sido unos periodos de amortización para a₃₂ y opción 8, mayor de 100 años y 45 años, con unos resultados económicos a los 25 años de -3.538.057 € y -1.424.223 €. Como se puede comprobar, no se ha logrado conseguir un periodo de amortización menor de 20 años en el escenario 4A absolutamente con ninguna de las mejoras propuestas.
- Sin embargo, para el escenario 4B se han obtenido unos periodos de amortización para a₃₂ y opción 8 de 3 y 1,4 años, en ambos casos menores a los 4 años establecidos como meta inicial y con unos resultados económicos positivos a los 25 años de 1.022.579 € y 3.134.822 € respectivamente, valores que ya indican de una forma importante el beneficio conseguido tras la instalación de estas mejoras.
- Si bien la opción 8 es la mejor desde el punto de vista económico, es de ejecución más compleja que a₃₂, pues implica una serie de actividades discontinuas en gasómetros y motogeneradores que podrían crear mayor problemática desde el punto de vista del mantenimiento, explotación y operación de la planta.
- De un total de 22 mejoras planteadas, si se descartan las mejoras con beneficio anual negativo (a₁₂, a₂₂ y opción 1) junto con las no aplicables b₁ y b₂, resultan un total de 17 mejoras útiles. De estas 17 mejoras, si no se consideran d₁, opción 3, opción 6 y opción 9 por superar los 4 años de amortización, resultan finalmente un total de 13 mejoras directamente aplicables representando un 59,1% de todas las planteadas, lo que indica la versatilidad posible a la hora de elegir la instalación de alguna de ellas.

El consumo específico de energía eléctrica en el escenario 1 era de 0,336 kWh/m³ de aguas residuales de entrada (1.282 kW, 91.542 m³/d) mientras que en el escenario 3 ha sido de 0,494 kWh/m³ (1.885 kW, 91.542 m³/d), un 47% superior aunque haya sido principalmente motivado por la introducción del tratamiento terciario. Por tanto, ante esta situación planteada en el escenario 3, urge la necesidad de mejorar el resultado económico de la EDAR de Burgos con la implantación de alguna de las mejoras simples o compuestas planteadas que cumplan con tres requisitos: como son la introducción en la planta de una complejidad técnica adicional razonable, obtener un periodo de amortización menor de los cuatro años establecido como objetivo para el escenario 4B y conseguir el máximo beneficio resultante a los 25 años de funcionamiento.

8.6. REFERENCIAS.

- Abu-Orf M, Goss T. (2012).** Comparing thermal hydrolysis processes (Cambi and Exelys) for solids pretreatment prior to anaerobic digestion. https://www.researchgate.net/profile/Mohammed_AbuOrf/publication/272221844_Comparing_thermal_hydrolysis_processes_CAMBI_and_EXELYS_for_solids_pretreatment_prior_to_anaerobic_digestion/links/54f09c200cf2f9e34efce360/Comparing-thermal-hydrolysis-processes-CAMBI-and-EXELYS-for-solids-pretreatment-prior-to-anaerobic-digestion.pdf, acceso diciembre 2016.
- Attala J. (2007).** Energy Management Thermostat Payback/Breakeven Period. <https://www.verdant.co/blog/energy-management-thermostat-payback-breakeven-periods/>, acceso noviembre 2017.
- Barber1 W. (2016).** Thermal hydrolysis for sewage treatment: a critical review. *Water Research*, 104, 53-71.
- EDAR. (2016).** Estación de depuración de aguas residuales de Burgos.
- Guascor. (2005).** FGLD-SFGLD/2 Engines/55 natural gas 1500 rpm Irán. engine.od.ua/ufiles/Guascor-FGLD-SFGLD-Gas-Engines.pdf, acceso noviembre 2017.
- Haarslev. (2017).** HCHS-Haarslev Continuous Hydrolysis System Thermal Disintegration of Sewage sludge. www.haarslev.com, acceso agosto 2016.
- Jafarinejad S. (2017).** Cost estimation and economical evaluation of three configurations of activated sludge process for a wastewater treatment plant (WWTP) using simulation. *Applied Water Science* 7, 2513–2521.
- Lozano M. (2014).** Cogeneración. Departamento de Ingeniería Mecánica, Universidad de Zaragoza. [http://publicationslist.org/data/miguel.a.lozano/ref_183/Cogeneracion%20201998%20\(Rev%202014\).pdf](http://publicationslist.org/data/miguel.a.lozano/ref_183/Cogeneracion%20201998%20(Rev%202014).pdf), acceso diciembre 2017.
- Ringoot D, Kleiven H, Panter K. (2012).** Energy efficient thermal hydrolysis with steam explosion. 17th European Biosolids and Organic Resources Conference. <https://www.aquaenviro.co.uk/proceeding-event/17th-european-biosolids-organic-resources-conference/>, acceso diciembre 2016.
- Scheepers C. (2003).** Capital finance decisions for project managers. A reflection on current methods. <https://actacommerci.co.za/index.php/acta/article/download/38/37>, acceso diciembre 2017.
- Wendland A. (2005).** Operation Costs of wastewater Treatment Plants. https://cgi.tu-harburg.de/~awwwweb/wbt/emwater/documents/lesson_c2.pdf, acceso julio 2017.

CAPÍTULO 9. CONCLUSIONES

Conclusiones generales.

El análisis comparativo de la evaluación del funcionamiento de la EDAR de Burgos operando con digestión anaerobia convencional y con el proceso de hidrólisis térmica se ha realizado tomando como base la generación de energía eléctrica en los motogeneradores siendo un 13,8% superior en el caso de la energía eléctrica bruta y sólo un 6,7% para la neta, considerando el cambio acontecido de motogeneradores. Por lo tanto, la hidrólisis térmica tipo batch Cambi ha permitido mejorar la producción eléctrica de una forma muy somera, incluso con el cambio a motogeneradores de mayor rendimiento aun a pesar del incremento en la producción bruta de biogás.

El factor negativo más importante ha sido la *complejidad adicional* en la operación del sistema de digestión anaerobia y cogeneración mediante la incidencia en las tareas normales de mantenimiento y explotación que conllevan los nuevos componentes, concretamente el postespesado, unidad de hidrólisis térmica, CLEARGREEN y caldera de recuperación.

Uno de los problemas detectados tras la implantación de esta tecnología de hidrólisis ha sido su introducción de forma totalmente *aislada* en el sistema desde un punto de vista operacional. La tecnología desaprovecha una cantidad elevada de energía térmica que repercute negativamente en el balance energético-económico de la planta.

Conclusiones específicas.

La solución propuesta en esta tesis para mejorar el balance energético de la planta ha consistido en plantear la *incorporación de un conjunto mejoras energéticas* simples y compuestas al proceso y que han permitido incrementar la generación de la energía eléctrica y por tanto, mejorar el balance energético-económico. De las trece mejoras simples planteadas, la más óptima y viable ha resultado ser la *acumulación de vapor* habiendo logrado el máximo incremento en la generación de energía eléctrica neta, además de conseguir el funcionamiento continuo de la caldera y el aprovechamiento íntegro de la energía térmica útil de los gases de escape, siendo además bastante sencilla de implantar actualmente en la planta y que por otro lado, permitiría modificar el sistema de funcionamiento de tipo batch a continuo con las mejoras de tipo técnico-económico que ello supondría.

La mejora compuesta consistente en *almacenamiento reversible de biogás* ha resultado ser la más óptima. Esta mejora se encuentra asociada con las mejoras simples consistentes en el incremento de temperatura del fango postespesado y acumulación de vapor, obteniéndose

9. CONCLUSIONES

con ella un incremento importante de generación eléctrica, aunque el mayor beneficio obtenido ha sido la optimización del precio de compra diario de energía eléctrica a la red.

Ninguna de las mejoras propuestas ha logrado amortizar totalmente la inversión económica inicial necesaria en el periodo de amortización establecido en el escenario 4A, tomando como referencia el escenario 1. Sin embargo, el 70% de todas las mejoras simples y compuestas propuestas han conseguido un periodo de amortización inferior al planteado como objetivo para el escenario 4B, que en este caso ha partido del escenario 3, lo que este hecho ha indicado claramente que mediante la aplicación de alguna de ellas sería posible conseguir una mejora significativa del balance energético-económico en la EDAR de Burgos.

El objetivo inicial de conseguir que el sistema de depuración sea operado bajo el nexo común agua-energía eléctrica considerando como punto de partida el consumo inicial de energía del sistema de digestión convencional del escenario 1 se ha logrado tras la implementación de dos mejoras compuestas mientras el autoconsumo nulo de biogás en la caldera ha sido posible mediante un total de seis mejoras compuestas.

Los resultados de esta investigación han demostrado que el beneficio económico real anual acontecido tras la instalación de un proceso de hidrólisis térmica tipo batch ha conllevado a un valor pequeño que no permite justificar desde el punto de vista económico la inversión realizada. Sin embargo, la reducción alcanzada en la disposición final de fango deshidratado ha alcanzado un valor del 41,9%, lo que en términos económicos se traduce en que ha sido el mayor beneficio parcial obtenido muy por encima del conseguido mediante energía eléctrica generada, un 488,9% superior.

Se ha podido constatar que la potencia eléctrica bruta generada en el punto de diseño establecido por medio de la tecnología de hidrólisis térmica ha sido inferior en un 0,8% a la generada mediante la digestión convencional bajo la hipótesis de operar ambos procesos con *idénticos motogeneradores y en las mismas condiciones*, por lo que se puede afirmar que la producción de energía eléctrica bruta entre la digestión anaeróbica y la misma con hidrólisis térmica es “*prácticamente la misma*”, mientras que la energía eléctrica generada neta es en este caso un 6,9% inferior. El proceso de cálculo ha evaluado la eficiencia de los motogeneradores mediante los parámetros asociados al grado de carga lo que permitió considerar el efecto producido por los puntos singulares que representan los acoplamientos y la repercusión en el rendimiento eléctrico alcanzado.

La introducción en el proceso de hidrólisis térmica de un *intercambiador vapor saturado-agua* en el circuito de vapor de la caldera que suplemente la energía térmica del circuito principal de refrigeración de los motogeneradores aportada a los intercambiadores de recirculación de fangos en caso de avería o tareas de mantenimiento de la unidad de hidrólisis térmica durante un tiempo prolongado permite a la planta operar en las condiciones iniciales del escenario 1.

La elección del *flujo másico nominal de vapor vivo* de la caldera tiene una importancia trascendental en el balance energético, pues en virtud de su valor, se va a modificar el coeficiente de inyección afectando al grado de aprovechamiento de la energía térmica de los gases de escape y como consecuencia a la producción final de energía eléctrica.

La caracterización técnica de la planta de Burgos ha permitido evaluar el *efecto escala* asociado al aumento resultante en la generación específica de energía eléctrica al incrementar progresivamente la capacidad de tratamiento de las plantas, materializándose a través del parámetro denominado *coeficiente de efecto escala*, mediante el cual es posible calcular la energía eléctrica específica generada en una planta cualquiera de hidrólisis térmica tomando únicamente como punto de partida la de Burgos.

Se evaluó el comportamiento de la planta de Burgos en el panorama internacional, utilizando las características de mercado asociadas a las plantas de hidrólisis térmica del Reino Unido. Este hecho ha demostrado que la existencia de una importante prima a la generación de energía eléctrica obtenida a partir de biogás de digestión, permite mejorar ostensiblemente los análisis de rentabilidad de este tipo de instalaciones. A este hecho se suma la posibilidad de utilización de gas natural en la caldera maximizando de esta forma la producción de energía eléctrica mediante el uso total del biogás disponible. El balance económico realizado a la planta de Burgos con el precio subvencionado a la generación eléctrica del Reino Unido ha permitido lograr unos resultados económicos bastante satisfactorios.

Si bien en la presente tesis únicamente se ha abordado únicamente el incremento de generación eléctrica como medio más importante de amortización, la posibilidad de aumentar la generación de biogás mediante otro tipo de pretratamiento, especialmente la digestión anaerobia intermedia o solidstream se muestran como opciones de mejora energética importantes a aplicar en la planta de Burgos. Queda pendiente por abordar en trabajos futuros los fenómenos asociados a la influencia de la temperatura y el tiempo de retención del fango espesado al ser precalentado, hidrolizado y convertido en vapor flash en la unidad de hidrólisis

9. CONCLUSIONES

térmica con respecto a la pérdida de sólidos volátiles y producción de gases de proceso. También sería interesante evaluar la repercusión del incremento en la temperatura en los fangos espesados y digeridos en cuanto a la mejora en su deshidratabilidad y disminución del consumo específico de polielectrolito.

La introducción de los centrados procedentes de deshidratación de fangos nuevamente en los digestores permitiría aumentar la reducción de sólidos volátiles y como consecuencia, la generación de biogás. Otro aspecto importante es la evaluación del balance de amonio en la planta, especialmente a partir de los espesadores permitiría establecer un control exhaustivo sobre este compuesto para determinar las alternativas de recuperación como sal precipitada para recuperar este nutriente en lugar de su transformación en nitrógeno y disipación en el ambiente.

**ANEJO A. ESCENARIO 4, INVERSIÓN
NECESARIA Y BENEFICIO TOTAL ECONÓMICO
ANUAL OBTENIDO TRAS LA IMPLANTACIÓN
DE LAS MEJORAS SIMPLES Y COMPUESTAS.**

El objeto de este anejo A es obtener, por un lado, la inversión que es necesario realizar para la implantación y por el otro, el valor del beneficio económico total anual de cada una de las mejoras simples y compuestas planteadas.

A1. INVERSIÓN NECESARIA.

Las Tablas A.1 y A.2 indican la relación valorada de la inversión necesaria a realizar para el suministro y montaje de los nuevos equipos electromecánicos a instalar en la EDAR (incluso la parte proporcional de obra civil) para el establecimiento de las mejoras simples y compuestas respectivamente según los escenarios planteados 4A y 4B.

Tabla A.1. Inversión necesaria para la obra civil e instalación de los equipos electromecánicos de las mejoras simples de los escenarios 4A y 4B.

<i>Escenario o mejora</i>	<i>Uds</i>	<i>Equipos nuevos instalados</i>	<i>Inversión parcial (€)</i>	<i>Inversión escenario 4A (€)</i>	<i>Inversión escenario 4B (€)</i>
Escenario 3	1	Inversión completa		4.599.381	
a₁₁	1	Intercambiador calor fango-fango 764 kW (MAAMA, 2013)	35.984		
	1	Bomba tornillo llenado reactor (MAAMA, 2013)	6.900	4.658.165	58.784
	1	Bomba tornillo recirculación pulper (MAAMA, 2013)	6.900		
	2	Bomba tornillo intercambiador precalentamiento fango (MAAMA, 2013)	4.500		
a₁₂	1	Bomba tornillo llenado reactor (MAAMA, 2013)	6.900	4.613.181	13.800
	1	Bomba tornillo recirculación pulper (MAAMA, 2013)	6.900		
a₁₃				4.599.381	
a₂₁	1	Intercambiador de calor fango-agua 317 kW (MAAMA, 2013)	14.930	4.623.311	23.930
	2	Bomba tornillo impulsión intercambiador (MAAMA, 2013)	4.500		
a₂₂	1	Caldera piro-tubular 4.200 kg/h y 1.260 kPa (Danish Energy Agency, 2016)	227.360	4.826.741	227.360
a₃₁				4.599.381	
a₃₂	1	Acumulador vapor 17,7 m ³ , 1.385 kg/h y 2.320 kPa (Spiraxsarco, 2017)	90.000		
	1	Caldera de recuperación 1.385 kg/h, 2.420 kPa (Danish Energy Agency, 2016)	100.000	4.796.074	196.693
	2	Bombas agua alimentación 1,385 m ³ /h y 2.420 kPa (MAAMA,2013)	874		
	1	Intercambiador agua alimentación 105 kW (MAAMA, 2013)	4.945		
b₁	1	Motogenerador Guascor FGLD 240, 331 kW (Guascor, 2005)	132.400	4.731.781	132.400
b₂				4.599.381	
c₁	1	Gasómetro 780 m ³ (MAAMA, 2013)	32.534	4.646.845	47.464
	1	Intercambiador de calor agua-fango 317 kW (MAAMA, 2013)	14.930		
d₁	1	Modificación sistema tuberías digestores (MAAMA, 2013)	10.000		
	3	Bombas centrífugas 35 m ³ /h (MAAMA, 2013)	147.400	5.087.179	487.798
	1	Tornillo fango deshidratado (MAAMA, 2013)	8.448		
	2	Bomba tornillo impulsión a silo (MAAMA, 2013)	13.575		
d₂	1	Huevo barométrico (MAAMA, 2013)	30.508		
	1	Intercambiador refrigeración fango deshidratado 1.367 kW (MAAMA, 2013)	64.385		
	1	Scrubber (MAAMA, 2013)	5.000		
	2	Bomba impulsión fango hidrolizado a deshidratación (MAAMA, 2013)	6.900	5.204.672	605.291
	2	Bomba fango digerido a centrífugas (MAAMA, 2013)	6.900		
	3	Bombas centrífugas 35 m ³ /h (MAAMA, 2013)	147.400		
	1	Tornillo fango deshidratado (MAAMA, 2013)	8.448		
	2	Bombas tornillo impulsión a silo (MAAMA, 2013)	13.575		
e₁				4.599.381	

Tabla A.2. *Inversión necesaria para la obra civil e instalación de los equipos electromecánicos de las mejoras compuestas de los escenarios 4A y 4B.*

<i>Escenario o mejora</i>	<i>Uds</i>	<i>Equipos nuevos instalados</i>	<i>Inversión parcial (€)</i>	<i>Inversión escenario 4A (€)</i>	<i>Inversión escenario 4B (€)</i>
Opción 1	1	a ₁₁	58.784	4.671.965	72.584
	1	a ₁₂	13.800		
Opción 2	1	a ₁₁	58.784	4.658.165	58.784
	1	a ₁₃			
Opción 3	1	a ₁₁	58.784	4.671.965	72.584
	1	a ₁₂	13.800		
	1	a ₁₃			
Opción 4	1	a ₁₁	58.784	4.854.858	255.477
	1	a ₃₂	196.693		
Opción 5	1	a ₁₁	58.784	4.987.258	387.877
	1	a ₃₂	196.693		
	1	b ₁	132.400		
Opción 6	1	a ₁₁	58.784	4.854.858	255.477
	1	a ₁₃			
	1	a ₃₂	196.693		
Opción 7	1	a ₁₁	58.784	4.987.258	387.877
	1	a ₁₃			
	1	a ₃₂	196.693		
	1	b ₁	132.400		
Opción 8	1	a ₁₁	58.784	4.869.788	270.407
	1	a ₃₂	196.693		
	1	c ₁ , intercambiador de calor agua-fango 317 kW (MAAMA, 2013)	14.930		
Opción 9	1	a ₁₁	58.784	5.034.722	435.341
	1	a ₃₂	196.693		
	1	b ₁	132.400		
	1	c ₁	47.464		

A.2. BENEFICIO ECONÓMICO PARCIAL ANUAL OBTENIDO.

Beneficio creado por el incremento en la generación de energía eléctrica.

La Tabla A.3 muestra la relación valorada del cálculo del beneficio económico anual resultante acontecido tras el incremento de la energía eléctrica generada en los motogeneradores, escenarios 4A y 4B.

Tabla A.3. Beneficio económico anual obtenido mediante el incremento de la generación de energía eléctrica por medio de las mejoras simples y compuestas de los escenarios 4A y 4B.

<i>Mejora o escenario</i>	<i>Potencia eléctrica neta (kW)</i>	<i>Energía eléctrica anual (MWh)</i>	<i>Precio unitario (€/MWh)</i>	<i>Importe anual (€)</i>	<i>Beneficio anual escenario 4A (€)</i>	<i>Beneficio anual escenario 4B (€)</i>
Escenario 1	913,0	7.997,88	61,045	488.233	0	0
Escenario 3	974,5	8.536,6	61,045	521.119	32.886	0
<i>Mejoras simples</i>						
a11	1.029	9.014	61,045	550.264	62.031	29.145
a12	991	8.681	61,045	529.943	41.710	8.824
a13	945	8.278	61,045	505.344	17.111	-15.774
a21	990	8.672	61,045	529.408	41.175	8.290
a22	972	8.515	61,045	519.783	31.550	-1.336
a31	1.032	9.040	61,045	551.868	63.635	30.749
a32	1.115	9.767	61,045	596.253	108.020	75.134
b1						
b2						
c1	976	8.550	61,045	521.922	33.689	803
d1	1.138	9.973	61,045	608.820	120.587	87.700
d2	1.464	12.829	61,045	783.150	294.918	262.030
e1	1.115	9.767	61,045	596.253	108.020	75.134
<i>Mejoras compuestas</i>						
Opción 1	1.096	9.601	61,045	586.093	97.859	64.974
Opción 2	1.009	8.839	61,045	539.569	51.336	18.450
Opción 3	1.037	9.084	61,045	554.542	66.309	33.423
Opción 4	1.267	11.099	61,045	677.536	189.303	156.417
Opción 5	1.289	11.292	61,045	689.301	201.067	168.182
Opción 6	1.119	9.802	61,045	598.392	110.159	77.273
Opción 7	1.153	10.100	61,045	616.574	128.340	95.455
Opción 8	1.097	9.610	61,045	586.627	98.394	65.509
Opción 9	1.051	9.207	61,045	562.029	73.795	40.910

Beneficio creado por la disminución del transporte y tratamiento posterior del fango deshidratado.

La Tabla A.4 representa la relación valorada del beneficio económico anual obtenido para cada mejora introducida en el proceso en base a la disminución del transporte y tratamiento del fango deshidratado. Se considera en este apartado el ahorro en el flujo másico de fango deshidratado acontecido en esta actividad necesaria e imprescindible para la planta y que se va a transformar en un beneficio económico al considerarlo en términos relativos con respecto a los escenarios 1 y 3.

Tabla A.4. Beneficio económico anual obtenido mediante la disminución del transporte y tratamiento del fango deshidratado para las mejoras simples y compuestas de los escenarios 4A y 4B.

<i>Mejora o escenario</i>	<i>Fango deshidratado anual (t)</i>	<i>Precio unitario (€/t)</i>	<i>Importe anual (€)</i>	<i>Beneficio anual escenario 4A (€)</i>	<i>Beneficio anual escenario 4B (€)</i>
<i>Escenario 1</i>	40.442	11,51	465.487	0	
<i>Escenario 3</i>	23.617	11,51	271.832	193.655	
<i>Mejoras simples</i>					
<i>a₁₁</i>	23.617	11,51	271.832	193.655	
<i>a₁₂</i>	23.617	11,51	271.832	193.655	
<i>a₁₃</i>	25.945	11,51	298.627	166.860	-26.795
<i>a₂₁</i>	23.617	11,51	271.832	193.655	
<i>a₂₂</i>	23.617	11,51	271.832	193.655	
<i>a₃₁</i>	23.617	11,51	271.832	193.655	
<i>a₃₂</i>	23.617	11,51	271.832	193.655	
<i>b₁</i>					
<i>b₂</i>					
<i>c₁</i>	23.617	11,51	271.832	193.655	
<i>d₁</i>	16.331	11,51	187.970	277.518	83.862
<i>d₂</i>	13.416	11,51	154.418	311.069	117.414
<i>e₁</i>	23.617	11,51	271.832	193.655	
<i>Mejoras compuestas</i>					
Opción 1	23.617	11,51	271.832	193.655	
Opción 2	25.945	11,51	298.627	166.860	-26.795
Opción 3	25.945	11,51	298.627	166.860	-26.795
Opción 4	23.617	11,51	271.832	193.655	
Opción 5	23.617	11,51	271.832	193.655	
Opción 6	25.945	11,51	298.627	166.860	-26.795
Opción 7	25.945	11,51	298.627	166.860	-26.795
Opción 8	23.617	11,51	271.832	193.655	
Opción 9	23.617	11,51	271.832	193.655	

Beneficio creado por el incremento del consumo de polielectrolito en postespesado y deshidratación.

La Tabla A.5 permite apreciar la relación valorada para el cálculo del beneficio económico anual obtenido mediante el incremento o disminución en el consumo de polielectrolito para cada una de las mejoras simples y compuestas planteadas. El consumo de polielectrolito abarca la suma del necesario para el postespesado y la deshidratación, no considerándose el consumido en los espesadores, pues es común con el escenario 1 y por eso no se considera.

Tabla A.5. Beneficio económico anual obtenido mediante el incremento o disminución del consumo de polielectrolito en las mejoras simples y compuestas de los escenarios 4A y 4B.

<i>Mejora o escenario</i>	<i>Consumo polielectrolito (t)</i>	<i>Precio unitario (€/kg)</i>	<i>Importe anual (€)</i>	<i>Beneficio anual escenario 4A (€)</i>	<i>Beneficio anual escenario 4B (€)</i>
Escenario 1	64,54	2.300	148.442		
Escenario 3	112,66	2.300	259.118	-110.676	
<i>Mejoras simples</i>					
a₁₁	112,66	2.300	259.118	-110.676	
a₁₂	152,00	2.300	349.600	-201.158	-90.482
a₁₃	89,80	2.300	206.540	-58.098	52.578
a₂₁	112,66	2.300	259.118	-110.676	
a₂₂	112,66	2.300	259.118	-110.676	
a₃₁	112,66	2.300	259.118	-110.676	
a₃₂	112,66	2.300	259.118	-110.676	
b₁					
b₂					
c₁	112,66	2.300	259.118	-110.676	
d₁	119,50	2.300	274.850	-126.408	-15.732
d₂	52,50	2.300	120.750	27.692	138.368
e₁	112,66	2.300	259.118	-110.676	
<i>Mejoras compuestas</i>					
Opción 1	152,00	2.300	349.600	-201.158	-90.482
Opción 2	89,80	2.300	206.540	-58.098	52.578
Opción 3	107,50	2.300	247.250	-98.808	11.868
Opción 4	112,66	2.300	259.118	-110.676	
Opción 5	112,66	2.300	259.118	-110.676	
Opción 6	112,66	2.300	259.118	-110.676	
Opción 7	89,80	2.300	206.540	-58.098	52.578
Opción 8	89,80	2.300	206.540	-58.098	52.578
Opción 9	112,66	2.300	259.118	-110.676	

A.3. COSTES DE OPERACIÓN.

La Tabla A.6 representa los costes de operación anuales para cada una de las mejoras simples y compuestas planteadas. Los costes de operación anuales se han calculado en función de la inversión realizada para cada mejora y proporcionan información de índole económica respecto a las tareas necesarias de operación, mantenimiento y explotación de la planta, sobre todo en la unidad de hidrólisis térmica, pues éste es el elemento fundamental de nueva instalación y el que genera, con creces, los mayores costes de operación.

Tabla A.6. Costes de operación anuales en las mejoras simples y compuestas de los escenarios 4A y 4B.

<i>Escenario o mejora</i>	<i>Costes operación escenario 4A (€)</i>	<i>Costes operación escenario 4B (€)</i>
Escenario 1		
Escenario 3	113.883	
<i>Mejoras simples</i>		
a11	115.339	1.528
a12	114.225	359
a13	113.883	
a21	114.476	622
a22	119.513	5.911
a31	113.883	
a32	118.753	5.114
b1		
b2		
c1	115.058	1.234
d1	125.961	12.683
d2	128.870	15.738
e1	113.883	
<i>Mejoras compuestas</i>		
Opción 1	115.680	1.887
Opción 2	115.339	1.528
Opción 3	115.680	1.887
Opción 4	120.209	6.642
Opción 5	123.487	10.085
Opción 6	120.209	6.642
Opción 7	123.487	10.085
Opción 8	120.578	7.031
Opción 9	124.662	11.319

A.4. BENEFICIO ECONÓMICO TOTAL ANUAL OBTENIDO.

La Tabla A.7 muestra el resumen del beneficio económico total anual obtenido y desglosado para cada una de las mejoras simples y compuestas. Se muestran los cuatro componentes del beneficio económico anual, los costes de operación anuales y por último el beneficio económico total anual obtenido según los escenarios 4A y 4B, constando también los datos de referencia del escenario 3 y nulos todos los valores del escenario 1, pues es el de partida.

Tabla A.7. Beneficio económico total anual obtenido tras la implantación de las mejoras simples y compuestas de los escenarios 4A y 4B.

Escenario o mejora	Energía eléctrica (€)	Transporte fango (€)	Polielectrolito (€)	Optimización compra energía eléctrica (€)	Costes operación (€)	Beneficio total escenario 4A (€)	Energía eléctrica (€)	Transporte fango (€)	Polielectrolito (€)	Optimización compra energía eléctrica (€)	Costes operación (€)	Beneficio total escenario 4B (€)
Escenario 1												
Escenario 3	32.886	193.655	-110.676		-113.883	1.982						
<i>Mejoras simples</i>												
a₁₁	62.031	193.655	-110.676		-115.339	29.671	29.145				-1.528	27.617
a₁₂	41.710	193.655	-201.158		-114.225	-80.018	8.824		-90.482		-359	-82.016
a₁₃	17.111	166.860	-58.098		-113.883	11.991	-15.774	-26.795	52.578			10.008
a₂₁	41.175	193.655	-110.676		-114.476	9.678	8.290				-622	7.668
a₂₂	31.550	193.655	-110.676		-119.513	-4.984	-1.336				-5.911	-7.247
a₃₁	63.635	193.655	-110.676		-113.883	32.731	30.749				0	30.749
a₃₂	108.020	193.655	-110.676		-118.753	72.245	75.134				-5.114	70.020
b₁												
b₂												
c₁	33.689	193.655	-110.676	23.056	-115.058	24.665	803			23.056	-1.234	22.625
d₁	120.587	277.518	-126.408		-125.961	145.737	87.700	83.862	-15.732		-12.683	143.047
d₂	294.918	311.069	27.692		-128.870	504.809	262030	117.414	138.368		-15.738	502.074
e₁	108.020	193.655	-110.676		-113.883	77.115	75.134					75.134
<i>Mejoras compuestas</i>												
Opción 1	97.859	193.655	-201.158		-115.680	-25.324	64.974		-90.482		-1.887	-27.395
Opción 2	51.336	166.860	-58.098		-115.339	44.760	18.450	-26.795	52.578		-1.528	42.704
Opción 3	66.309	166.860	-98.808		-115.680	18.681	33.423	-26.795	11.868		-1.887	16.609
Opción 4	189.303	193.655	-110.676		-120.209	152.073	156.417	0	0		-6.642	149.775
Opción 5	201.067	193.655	-110.676		-123.487	160.559	168.182	0	0		-10.085	158.097
Opción 6	110.159	166.860	-110.676		-120.209	46.134	77.273	-26.795	0		-6.642	43.836
Opción 7	128.340	166.860	-58.098		-123.487	113.616	95.455	-26.795	52.578		-10.085	111.153
Opción 8	98.394	193.655	-58.098	84.499	-120.578	197.871	65.509	0	52.578	84.499	-7.031	195.555
Opción 9	73.795	193.655	-110.676	61.303	-124.662	93.415	40.910	0	0	61.303	-11.319	90.894

A.5. REFERENCIAS.

Danish Energy Agency. (2016). Technology Data for Energy Plants for Electricity and District heating generation. <https://ens.dk/en/our-services/projections-and-models/technology-data/technology-data-generation-electricity-and>, acceso junio 2018.

Guascor. (2005). FGLD-SFGLD/2 Engines/55 natural gas 1500 rpm Irán. engine.od.ua/ufiles/Guascor-FGLD-SFGLD-Gas-Engines.pdf, acceso junio 2017.

MAAMA. (2013). Proyecto de Ampliación de la Depuradora de Burgos, código 62.01/11.P2. Ministerio de Agricultura, Alimentación y Medio Ambiente.

Spiraxsarco. (2017). Spiraxsarco, first for steam solutions. <https://beta.spiraxsarco.com/>, acceso noviembre 2017