

# Evaluación energética de la cogeneración mediante biogás procedente de la digestión anaerobia de fangos de una estación depuradora de agua residuales

**José García Cascallana.** Ingeniero Técnico de Minas

El objetivo de este artículo es realizar los balances de masa y energía térmica de las líneas de fangos y biogás, generación de energía eléctrica y económico del proceso de obtención de biogás mediante digestión anaerobia mesofílica de fangos en una estación depuradora de aguas residuales. Los datos de partida se han obtenido aplicando la media aritmética simple o ponderada a cada uno de ellos durante los años 2011-2015. El resultado económico neto obtenido ha indicado unos ahorros anuales de 478.912 € en la importación de energía eléctrica a la red, 244.104 € en la disminución del transporte y tratamiento posterior del fango deshidratado y 76.590 € en el consumo de polielectrolito, unos costes de operación de 266.445 €, obteniéndose un ahorro total de 533.161 €, un periodo de amortización de 9 años y un beneficio a los 25 años de 9.031.525 € respecto a la misma planta sin digestión anaerobia.







## 1. INTRODUCCIÓN.

La estación depuradora de aguas residuales (EDAR) de Burgos trata tanto las aguas residuales municipales como las industriales del entorno de la ciudad de Burgos. Esta planta fue construida en el año 1984 y constaba hasta finales del año 2015 de un pretratamiento, un tratamiento primario y uno secundario de las aguas residuales con objeto de devolverlas al río Arlanzón depuradas y dentro de los parámetros de vertido establecidos, y además, mediante la digestión anaerobia convencional mesofílica de los fangos originados en el propio proceso, generaba biogás que era consumido en los motores instalados, produciendo una cantidad importante de energía eléctrica que era autoconsumida íntegramente en la propia planta. Para mejorar este proceso anterior, a partir de 2016 se introdujo en la planta un tratamiento terciario (decantación lamelar, ozono y rayos ultravioleta) y se instaló un pretratamiento de hidrólisis térmica al fango antes de ser digerido, con el objeto de aumentar las producciones de biogás y energía eléctrica y además, la obtención de un inferior flujo de fango deshidratado.

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 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, debido a varias causas como pueden ser el estricto control actual de los vertederos, el impacto negativo en las aguas subterráneas, la emisión de  $\text{CO}_2$  y  $\text{CH}_4$ , los malos olores, el elevado espacio necesario y los costes económicos que este tratamiento conlleva (Liao et al., 2015). El sistema de fangos activados es el tratamiento biológico más común en las EDAR debido a su buen rendimiento y alta eficacia, pero también utiliza altas cantidades de energía, representando más del 40% de la energía eléctrica total necesaria para operar en una EDAR (Silvestre et al., 2015). Desde el punto de vista termodinámico, la materia orgánica presente en las aguas residuales puede considerarse como una fuente de energía y además de

carácter renovable (Cano et al., 2015). Biogás es el nombre popularmente usado para denotar la mezcla inflamable de gases que se generan cuando un material orgánico sufre el proceso de descomposición anaeróbica. Cuando la materia orgánica se descompone en ausencia de  $O_2$ , se produce la transformación de la misma inicialmente en intermediarios ácidos y posteriormente se genera la conversión subsecuente de estos ácidos en  $CH_4$  y el resto  $CO_2$  con trazas de otros gases (Abbasi et al., 2012).

El objeto de este artículo es el análisis de la cogeneración a partir del biogás producido mediante digestión anaerobia mesofílica de los fangos entre los años 2011-2015 en la EDAR de Burgos sin ningún tipo de pretratamiento efectuado al fango antes de su entrada en los digestores, intentándose demostrar la viabilidad técnico-económica de este tipo de proceso en comparación con la misma planta sin digestión anaerobia y sin considerar ningún tipo de incentivo económico a las energías renovables. Se trata de conseguir que los fangos sean considerados como una materia energética, pues a partir del biogás obtenido y tras su combustión íntegra en los motogeneradores instalados se pueda producir energía eléctrica y ser autoconsumida en su totalidad en la propia planta y además disminuir el flujo de fango deshidratado y el consumo de polielectrolito, lográndose en conjunto un ahorro económico importante.

## 2. METODOLOGÍA.

### 2.1. Descripción del proceso de digestión anaerobia.

Los microorganismos anaerobios descomponen los sólidos presentes en el fango en ausencia de  $O_2$  siendo el objetivo de la digestión anaerobia reducir y estabilizar la materia orgánica, de forma que, la digestión rompe y después descompone la materia orgánica resultando que después de una adecuada digestión, los sólidos digeridos tienen poca actividad bacteriana (IDAE, 2007). El proceso de digestión anaerobia se puede dividir en las siguientes cuatro fases o etapas (Bishnoi, 2012; Moreno-Gutiérrez, 2016):

- 1. Hidrólisis:** el material orgánico insoluble y los compuestos de alto peso molecular tales como lípidos, polisacáridos, proteínas y ácidos nucleicos se solubilizan en sustancias orgánicas solubles (aminoácidos, azúcares, alcoholes y ácidos grasos de cadena larga) bajo el efecto de muchas enzimas extracelulares producidas por las bacterias hidrolíticas.
- 2. Acidogénesis:** los componentes formados anteriormente se desintegran por medio de las bacterias acidogénicas resultando la formación de los compuestos intermedios denominados ácidos grasos volátiles (AGV). También puede convertirse la materia orgánica soluble directamente en acetato,  $NH_3-N$  y  $H_2S$  por fermentación o en  $H_2$  y  $CO_2$  por oxidación anaeróbica.
- 3. Acetogénesis:** los AGV se digieren adicionalmente por las bacterias acetogénicas para formar los precursores directos del  $CH_4$ , por un lado acetato,  $NH_3-N$  y  $H_2S$  y por el otro  $H_2$  y  $CO_2$ . Mediante las bacterias homoacetogénicas se puede convertir directamente el  $H_2$  y  $CO_2$  en acetato,  $NH_3-N$  y  $H_2S$ .
- 4. Metanogénesis:** los metanógenos convierten el ácido acético,  $NH_3-N$  y  $H_2S$  producido previamente y el  $H_2$  y  $CO_2$  en  $CH_4$  y  $CO_2$ . Los metanógenos son anaerobios estrictos y tienen una tasa de crecimiento muy lenta, por lo que, su metabolismo se considera generalmente limitante de la velocidad y se requiere un tiempo de retención prolongado para el crecimiento.

La Figura 2.1 muestra el diagrama de bloques simplificado de las fases o etapas principales de la digestión anaerobia. La mayoría de los investigadores indican que la etapa limitante de velocidad para la digestión del material particulado es la etapa de hidrólisis, mientras que la metanogénesis es la etapa de limitación de velocidad para los sustratos fácilmente biodegradables.



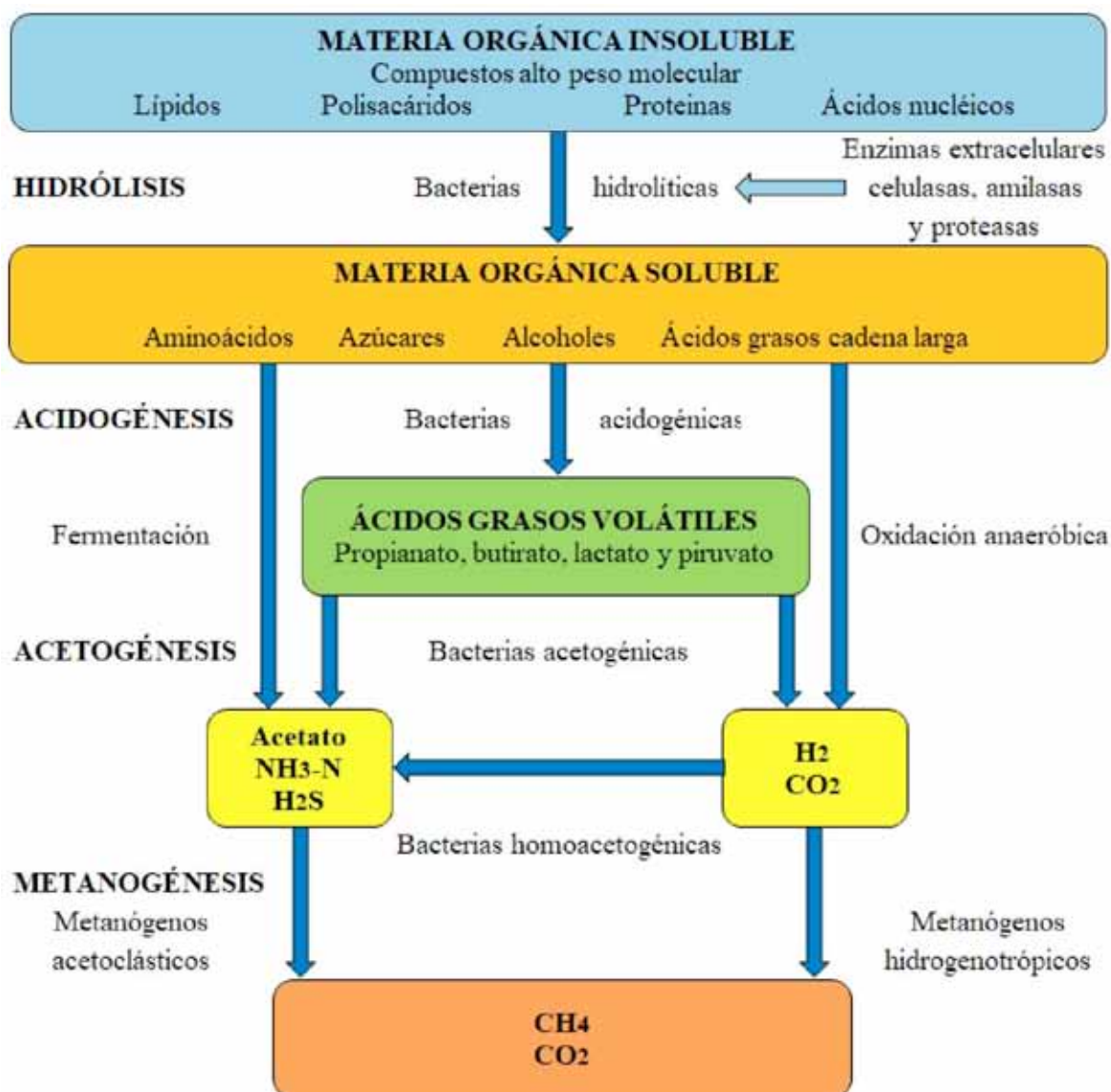


Figura 2.1. Fases o etapas principales de la digestión anaerobia (Moreno-Gutiérrez, 2016).

## 2.2. Descripción de la EDAR de Burgos.

La EDAR de Burgos trata las aguas residuales tanto de origen municipal como industrial de los alrededores de la ciudad de Burgos desde el año 1984 en que fue construida. El tratamiento antes del 2016 consistía en un tratamiento primario (desbaste, desarenado-desengrasado y decantación primaria) y secundario (reactores biológicos y decantación secundaria). El fango primario y secundario o activo creado en los decantadores primarios y secundarios se impulsaba por un lado a los espesadores de gravedad y por otro a los de flotación con objeto de aumentar su concentración en sólidos totales (ST). Des-

de estos espesadores, se enviaban a la arqueta de fangos mixtos donde ambos se mezclaban, y posteriormente se impulsaban a los digestores con el propósito de obtener por un lado fango digerido que se enviaba a deshidratación y por otro biogás que era quemado en los motogeneradores instalados para la obtención de energía eléctrica que se autoconsumía íntegramente en la propia planta.

## 2.3. Datos de partida.

El periodo de análisis de este artículo comprende el intervalo entre los años 2011 y 2015, siendo el caudal medio de entrada de aguas residuales



*Tabla 2.1. Datos de partida del punto de diseño de fango espesado (EDAR, 2016).*

Parámetros	Valores medios	Desviación típica	Coefficiente variación (%)
Fango espesado primario (m <sup>3</sup> /d)	423	84	19,9
Fango espesado secundario (m <sup>3</sup> /d)	242	32	13,3
Fango espesado total (m <sup>3</sup> /d)	665	80	12
Concentración ST fango primario (%)	4,7	0,5	10,6
Concentración ST fango secundario (%)	6,7	0,8	11,9
Porcentaje sólidos volátiles (SV) fango primario (%)	72,3	3,4	4,7
Porcentaje SV fango secundario (%)	81	1,4	1,7
Caudal fango deshidratado (m <sup>3</sup> /d)	104	14	13,5
Concentración fango deshidratado (%)	20,3	1,6	8,1
Producción biogás digestores (m <sup>3</sup> /d)	11.155	442	4
Potencia eléctrica generada (kW)	913	84	9,2

de 91.712 17.210 m<sup>3</sup>/d, coeficiente variación 18,8%, (EDAR, 2016) y los valores de los parámetros del fango de entrada que constituyen el punto de diseño de fango espesado se encuentran representados en la Tabla 2.1.

La EDAR disponía de una capacidad de tratamiento de aguas residuales de 118.000 m<sup>3</sup>/d y 833.000 habitantes equivalentes y tenía instalados tres digestores de 6.000 m<sup>3</sup>, tres motogeneradores de biogás para producción de energía eléctrica de potencias 638 (M<sub>638</sub>), 597 (M<sub>597</sub>) y 480 (M<sub>480</sub>) kW y tres bombas centrífugas de deshidratación de fangos de 35 m<sup>3</sup>/h (EDAR, 2016). La Tabla 2.2 muestra los parámetros de cálculo

de operación asociados con la generación de biogás y energía eléctrica.

#### 2.4. Cálculo del balance de masa y energía térmica de la línea de fangos.

Esta línea se divide en tres bloques de funcionamiento: arqueta de fangos mixtos, digestores y deshidratación, indicándose a continuación todas las Ecuaciones necesarias para realizar los balances de esta línea.

##### 2.4.1. Bloque 1 arqueta fangos mixtos.

Las Ecuaciones 2.1 y 2.2 permiten obtener el balance de masa y energía térmica del Bloque 1 arqueta de fangos mixtos.



Tabla 2.2. Parámetros de cálculo de operación proceso (EDAR, 2016).

Parámetros	Valores	Parámetros	Valores
Proporción fango primario/secundario (%/%)	55/45	Rendimiento bombas centrífugas (%)	90
Densidad ST fango (kg/m <sup>3</sup> ) (Metcalf, 1998)	1.400	Concentración fango deshidratado (%)	20,3
Calor específico ST fango (kg/kg·°C)	1,5	Número digestores (uds)	3
Temperatura fango entrada (°C)	15	Volumen por digestor (m <sup>3</sup> )	6.000
Temperatura media Burgos (°C) (IDAE, 2010)	10,7	Diámetro (m)	22
Poder calorífico inferior biogás (kJ/m <sup>3</sup> )	21.240	Altura muros (m)	15,5
Potencia térmica específica biogás (kWh/m <sup>3</sup> )	5,9	Altura zona cónica biogás (m)	2,5
Calor específico biogás (kJ/kg·°C) (Biomassa, 2018)	1,56	Altura cono solera (m)	2,2
Temperatura digestión anaerobia (°C)	37	Espesor hormigón cubierta (m)	0,3
Presión salida biogás digestores (kPa)	100,7	Espesor hormigón muros (m)	0,6
Concentración CH <sub>4</sub> biogás (%)	62,4	Espesor hormigón solera (m)	0,6
Consumo específico polielectrolito (kg/t ST)	7,5	Espesor poliuretano paredes (m)	0,05
Consumo agua dilución (m <sup>3</sup> /kg polielectrolito)	0,200	Conductividad térmica hormigón (W/m·°C)	1,63
Número motogeneradores (uds)	3	Conductividad térmica poliuretano (W/m·°C)	0,03
Temperatura salida gases chimenea (°C)	142	Coefic. película interior cubierta (W/m·°C)	0,10
Rendimiento recuperador energía (%)	85	Coefic. película exterior cubierta (W/m·°C)	0,04
Número gasómetros (uds)	3	Coefic. película interior muro (W/m·°C)	0,13
Volumen total gasómetros (m <sup>3</sup> )	2.262	Coefic. película exterior muro (W/m·°C)	0,04
Reducción SV (%)	45,2	Coefic. película interior solera (W/m·°C)	0,17
Temperatura biogás gasómetros (°C)	30	Coefic. película exterior solera (W/m·°C)	0,04
Pérdidas intercambiadores y tuberías (%)	10	(Aroca-Lastra y Varela-Díez, 2014)	
*Nota: todos los volúmenes de biogás están expresados en condiciones STP (0°C y 100 kPa)			

Balace de masa

$$M_{ST-pr} + M_{ag-pr} + M_{ST-se} + M_{ag-se} = M_{ST-fm} + M_{ag-fm} \quad (2.1)$$

Balace de energía térmica

$$M_{ST-pr} \cdot C_{p-ST} \cdot T_0 + M_{ag-pr} \cdot C_{p-ag} \cdot T_0 + M_{ST-se} \cdot C_{p-ST} \cdot T_0 + M_{ag-se} \cdot C_{p-ag} \cdot T_0 = M_{ST-fm} \cdot C_{p-ST} \cdot T_0 + M_{ag-fm} \cdot C_{p-ag} \cdot T_0 \quad (2.2)$$

donde  $M_{ST-pr}$  es el flujo másico de ST del fango primario (kg/h),  $M_{ag-pr}$  el de agua del fango primario (kg/h),  $M_{ST-se}$  el de ST del fango secundario (kg/h),  $M_{ag-se}$  el de agua del fango secundario (kg/h),  $M_{ST-fm}$  el de ST del fango

mixto (kg/h),  $M_{ag-fm}$  el de agua del fango mixto (kg/h),  $C_{p-ST}$  el calor específico de los ST del fango (kJ/kg·°C),  $C_{p-ag}$  el calor específico del agua (kJ/kg·°C) y  $T_0$  la temperatura ambiental del fango (°C).

#### 2.4.2. Bloque 2 digestores.

Las Ecuaciones 2.3, 2.4 y 2.5 representan el balance de masa y energía térmica del Bloque 2 digestores.

Balace de masa

$$M_{ST-fm} + M_{ag-fm} = (1 - RSV \cdot Por_{SV-fm}) \cdot M_{ST-fm} + M_{ag-fm} + M_{bi-di} = (M_{ST-di} + M_{ag-di}) + M_{bi-di} \quad (2.3)$$

$$RSV = (M_{SV-fm} - M_{SV-di}) \cdot 100 / M_{SV-fm} \quad (2.4)$$

$$Por_{SV-fm} = (M_{ST-pr} \cdot Por_{SV-pr} + M_{ST-se} \cdot Por_{SV-se}) / (M_{ST-pr} + M_{ST-se}) \quad (2.5)$$

$$M_{SV-fm} = Por_{SV-fm} \cdot (M_{ST-pr} + M_{ST-se}) \quad (2.6)$$

Balace de energía térmica

$$(M_{ST-fm} \cdot C_{p-ST} \cdot T_0 + M_{ag-fm} \cdot C_{p-ag} \cdot T_0) / 3.600 + PT_{IRF} = (M_{ST-di} \cdot C_{p-ST} \cdot T_{di} + M_{ag-di} \cdot C_{p-ag} \cdot T_{di} + M_{bi-di} \cdot C_{p-bi} \cdot T_{di}) / 3.600 + Perd_{tr} + Perd_{in-tu} \quad (2.7)$$

donde RSV es la reducción de SV (%),  $Por_{SV-fm}$  el porcentaje de SV en el fango mixto (%),  $M_{ST-di}$  y  $M_{ag-di}$  los flujos másicos de ST y agua de salida digestores (kg/h),  $M_{bi-di}$  el flujo másico de biogás (kg/h),  $M_{SV-fm}$  y  $M_{SV-di}$  los flujos másicos de SV del fango mixto de entrada y del fango digerido de salida de los digestores (kg/h),  $M_{ST-pr}$  y  $M_{ST-se}$  los flujos másicos de ST primario y secundario (kg/h),  $Por_{SV-pr}$  y

$Por_{SV-se}$  los porcentajes de SV primario y secundario (%),  $M_{ST-pr}$  y  $M_{ST-se}$  los flujos másicos de ST primario y secundario,  $PT_{IRF}$  la potencia térmica del intercambiador de recirculación de fangos (kW),  $T_{di}$  la temperatura de operación de los digestores (°C),  $C_{p-bi}$  el calor específico del biogás (kJ/kg·°C),  $Perd_{tr}$  y  $Perd_{in-tu}$  las pérdidas por transmisión e intercambiadores y tuberías (kW).

Las ecuaciones 2.6-2.10 permiten calcular las pérdidas en intercambiadores y tuberías y las ecuaciones 2.11-2.16 el tiempo de retención hidráulica y el coeficiente de carga volumétrico del fango en los digestores.



$$\text{Perd}_{\text{in-tu}} = \text{Por}_{\text{in-tu}} \cdot [(M_{\text{ST-fm}} \cdot C_{\text{p-ST}} \cdot T_0 + M_{\text{ag-fm}} \cdot C_{\text{p-ag}} \cdot T_0) / 3.600 + \text{PT}_{\text{IRF}}] \quad (2.8)$$

$$\text{Perd}_{\text{tr}} = S \cdot U_i \cdot A_i \cdot (T_{\text{di}} - T_{\text{ex}}) \quad (2.9)$$

$$U_{\text{cu}} = (1/h_{\text{in-cu}} + e_{\text{cu}}/\lambda_{\text{ho}} + 1/h_{\text{ex-cu}})^{-1} \quad (2.10)$$

$$U_{\text{mu}} = (1/h_{\text{in-mu}} + e_{\text{mu}}/\lambda_{\text{ho}} + e_{\text{po}}/\lambda_{\text{po}} + 1/h_{\text{ex-mu}})^{-1} \quad (2.11)$$

$$U_{\text{so}} = (1/h_{\text{in-so}} + e_{\text{so}}/\lambda_{\text{ho}} + 1/h_{\text{ex-so}})^{-1} \quad (2.12)$$

$$\text{TRH} = V_{\text{di}} / Q_{\text{fm}} \quad (2.13)$$

$$Q_{\text{fm}} = M_{\text{fm}} / \rho_{\text{fm}} \quad (2.14)$$

$$\rho_{\text{fm}} = (C_{\text{ST-fm}} \cdot \rho_{\text{re}}^{-1} + 1 - C_{\text{ST-fm}})^{-1} \cdot 1.000 \quad (2.15)$$

$$\text{CCV} = M_{\text{SV-fm}} / V_{\text{di}} \quad (2.16)$$

donde  $\text{Por}_{\text{in-tu}}$  el porcentaje de pérdidas de potencia térmica en intercambiadores y tuberías del fango de entrada (%),  $U_i$  el coeficiente de transmisión del cerramiento ( $\text{kW/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$ ),  $A_i$  el área del cerramiento ( $\text{m}^2$ ),  $T_{\text{ex}}$  la temperatura media exterior ( $^\circ\text{C}$ ),  $U_{\text{cu}}$ ,  $U_{\text{mu}}$  y  $U_{\text{so}}$  los coeficientes de transmisión de la cubierta, muros y solera ( $\text{kW/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$ ),  $1/h_{\text{in-cu}}$ ,  $1/h_{\text{in-mu}}$  y  $1/h_{\text{in-so}}$ ,  $1/h_{\text{ex-cu}}$ ,  $1/h_{\text{ex-mu}}$  y  $1/h_{\text{ex-so}}$  los coeficientes de película interiores y exteriores de la cubierta, muros y solera ( $\text{W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$ ),  $e_{\text{cu}}$ ,  $e_{\text{mu}}$  y  $e_{\text{so}}$  los espesores de la cubierta, muros y solera (m),  $\lambda_{\text{ho}}$  y  $\lambda_{\text{po}}$  los coeficientes de conductividad del hormigón y poliuretano ( $\text{W/m} \cdot ^\circ\text{C}$ ),  $\text{TRH}$  el tiempo de retención hidráulica (d),  $V_{\text{di}}$  el volumen de los digestores en operación ( $\text{m}^3$ ),  $Q_{\text{fm}}$  el caudal de fango mixto ( $\text{m}^3/\text{d}$ ),  $\rho_{\text{fm}}$  la densidad del fango mixto ( $\text{kg/m}^3$ ),  $\rho_{\text{re}}$  la densidad relativa fango-agua,  $C_{\text{ST-fm}}$  la concentración del fango mixto (%) y  $\text{CCV}$  el coeficiente de carga volumétrica ( $\text{kg SV/m}^3 \cdot \text{d}$ ).

### 2.4.3. Bloque 3 deshidratación.

Las ecuaciones 2.17-2.23 constituyen el balance de masa y energía térmica del Bloque 3 deshidratación.

Balance de masa

$$M_{\text{ST-di}} + M_{\text{ag-di}} + M_{\text{po}} + M_{\text{ad}} = M_{\text{ST-dh}} + M_{\text{ag-dh}} + M_{\text{ST-ce}} + M_{\text{ag-ce}} \quad (2.17)$$

$$M_{\text{ST-ce}} = M_{\text{ST-di}} \cdot (1 - \eta_{\text{bc}}) \quad (2.18)$$

$$M_{\text{ST-dh}} = M_{\text{ST-di}} \cdot \eta_{\text{bc}} \quad (2.19)$$

$$M_{\text{ag-dh}} = M_{\text{ST-dh}} \cdot 10^{-1} \cdot C_{\text{ST-dh}}^{-1} \cdot (\rho_{\text{fa-dh}} - C_{\text{ST-dh}} \cdot 10) \quad (2.20)$$

$$M_{\text{po}} = M_{\text{ST-di}} \cdot K_{\text{po}} \cdot 10^{-3} \quad (2.21)$$

$$M_{\text{ad}} = M_{\text{po}} \cdot K_{\text{ad}} \cdot 10^{-3} \quad (2.22)$$

donde  $M_{\text{po}}$  y  $M_{\text{ad}}$  son los flujos máxicos de polielectrolito y agua de dilución ( $\text{kg/h}$ ),  $M_{\text{ST-dh}}$  y  $M_{\text{ST-ce}}$  los flujos máxicos de ST del fango deshidratado y de los centrados ( $\text{kg/h}$ ),  $M_{\text{ag-dh}}$  y  $M_{\text{ag-ce}}$  los flujos máxicos de agua del fango deshidratado y de los centrados ( $\text{kg/h}$ ),  $\eta_{\text{bc}}$  rendimiento de las bombas centrífugas (%),  $C_{\text{ST-dh}}$  la concentración del fango deshidratado (%),  $\rho_{\text{fa-dh}}$  la densidad del fango deshidratado ( $\text{kg/m}^3$ ),  $K_{\text{po}}$  el consumo específico de polielectrolito ( $\text{kg/t ST}$ ) y  $K_{\text{ad}}$  el consumo específico de agua de dilución ( $\text{m}^3/\text{kg polielectrolito}$ ).



*Balance de energía térmica*

$$M_{ST-di} \cdot C_{p-ST} \cdot T_{di} + M_{ag-di} \cdot C_{p-ag} \cdot T_{di} + M_{po} \cdot C_{p-ag} \cdot T_0 + M_{ad} \cdot C_{p-ag} \cdot T_0 = M_{ST-dh} \cdot C_{p-ST} \cdot T_{dh} + M_{ag-dh} \cdot C_{p-ag} \cdot T_{dh} + M_{ST-cc} \cdot C_{p-ST} \cdot T_{dh} + M_{ag-dh} \cdot C_{p-ag} \cdot T_{dh} \quad (2.23)$$

donde  $T_{dh}$  es la temperatura del fango deshidratado y de los centrados (°C).

**2.5. Cálculo del balance de masa y energía térmica de la línea de biogás.**

Esta línea se divide en los bloques de funcionamiento, digestores y motogeneradores.

**2.5.1. Bloque 1 digestores.**

Las ecuaciones 2.24-2.27 muestran el cálculo del balance de masa y energía térmica del Bloque 1 digestores.

*Balance de masa*

$$Q_{bi-di} = M_{bi-di} / \rho_{bi-di} \quad (2.24)$$

$$\rho_{bi-di} = P_{bi} \cdot P_{m-bi} \cdot K_u^{-1} \cdot (T_{di} + 273,15)^{-1} \quad (2.25)$$

$$P_{m-bi} = C_{CH4} \cdot P_{m-CH4} + C_{CO2} \cdot P_{m-CO2} \quad (2.26)$$

donde  $Q_{bi-di}$  y  $\rho_{bi-di}$  son el caudal y la densidad del biogás en los digestores ( $m^3/h$ ) y ( $kg/m^3$ ),  $P_{bi}$ ,  $P_{m-bi}$  y  $K_u$  la presión del biogás, el peso molecular del biogás y la constante universal de los gases perfectos (kPa), (g/mol) y (J/kg·K),  $C_{CH4}$  y  $P_{m-CH4}$  la concentración y peso molecular del  $CH_4$  en el biogás (%) y (g/mol) y  $C_{CO2}$  y  $P_{m-CO2}$  la concentración y peso molecular del  $CO_2$  en el biogás (%) y (g/mol).

*Balance de energía térmica*

$$PT_{bi-di} = Q_{bi-di} \cdot PCI_{bi} \quad (2.27)$$

donde  $PT_{bi-di}$  es la potencia térmica biogás digestores (kW) y  $PCI_{bi}$  el poder calorífico del biogás.

**2.5.2. Bloque 2 motogeneradores**

En la Tabla 2.3 se indican las todas ecuaciones necesarias para calcular el balance de masa y energía térmica del Bloque 2 motogeneradores, obtenidas todas ellas a partir de las líneas de influencia de los datos de los motogeneradores reportados por la referencia (Guascor, 2012) para los grados de carga (GC, %) 40, 60, 80 y 100%, definido éste como relación entre la potencia eléctrica generada (kW) y la nominal a plena carga (kW).

**2.6. Cálculo del balance de generación de energía eléctrica.**

A partir de la potencia térmica del biogás disponible para su consumo en los motogeneradores, se despeja el GC y luego se sustituye en las ecuaciones 2.28, 2.29 y 2.30 para el cálculo de la potencia eléctrica generada.

$$PE_{M638} = 6,38 \cdot GC \quad (2.28)$$

$$PE_{M597} = 5,97 \cdot GC \quad (2.29)$$

$$PE_{M480} = 4,80 \cdot GC \quad (2.30)$$

donde  $PE_{M638}$ ,  $PE_{M638}$  y  $PE_{M638}$  son las potencia eléctricas producidas en cada uno de los motogeneradores (kW).



Tabla 2.3. Líneas de influencia parámetros motogeneradores.

Parámetro	$M_{638}$	$M_{597}$	$M_{480}$
Potencia térmica (PT) biogas (kW)	$13,985 \cdot GC + 363,8$	$13,745 \cdot GC + 167,6$	$12,04 \cdot GC + 146,6$
PT circuito principal (kW)	$31,25 \cdot 10^{-4} \cdot GC^2 + 3,1 \cdot GC + 176,95$	$3,63 \cdot GC + 66,9$	$50 \cdot 10^{-4} \cdot GC^2 + 2,20 \cdot GC + 75,5$
PT circuito auxiliar (kW)	$0,0125 \cdot GC^2 + 1,325 \cdot GC + 17$	$0,585 \cdot GC + 40,3$	$0,58 \cdot GC + 49,9$
Flujo másico gases ( $M_{gc}$ , kg/h)	$27,77 \cdot GC + 687,6$	$30,3 \cdot GC + 244$	$30,3 \cdot GC - 328$
Temperatura gases ( $T_{gc}$ , °C)	$-0,13 \cdot GC + 437,1$	$-0,385 \cdot GC + 411,2$	$-0,38 \cdot GC + 472,1$
PT gases (kW)	$M_{gc} \cdot 1,16 \cdot T_{gc} \cdot 3.600^{-1}$	$M_{gc} \cdot (1,03 \cdot T_{gc} + 1,18 \cdot 10^{-4} \cdot T_{gc}^2) \cdot 3.600^{-1}$	$M_{gc} \cdot 1,164 \cdot T_{gc} \cdot 3.600^{-1}$
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)	$0,033 \cdot GC + 35,69$	$0,17 \cdot GC + 13,6$	$0,17 \cdot GC + 1,1$

## 2.7. Cálculo del balance económico.

La ecuación 2.31 permite calcular el valor del valor actual neto (VAN, €) del capital, suponiendo que los flujos de caja anuales (F, €) son constantes:

$$VAN = F \cdot [(1+k)^n - 1] / [k \cdot (1+k)^n] - I \quad (2.31)$$

donde k es la tasa de descuento aplicada (%), n el número de años e I el valor de la inversión inicial (€). La tasa interna de rentabilidad (TIR, %) de una inversión se define como el tipo de descuento que hace nulo el valor actual neto del capital. La ecuación 2.32 muestra cómo se calcula el TIR considerando los mismos flujos de caja anuales:

$$F \cdot [(1+TIR)^n - 1] / [TIR \cdot (1+TIR)^n] - I = 0 \quad (2.32)$$

El precio unitario de la energía eléctrica adoptado es de 70 €/MWh (EDAR, 2016), el precio unitario del transporte y tratamiento del fango deshidratado asciende a 11,51 €/t (Aguas de Burgos, 2017) y el del polielectrolito a 2.300 €/t (EDAR, 2016). Se consideran unos costes de operación de 6,2%, incluyendo mantenimiento 2,6%/año (Jafarinejad, 2017) y mano de obra 3,6% (Wendland, 2005) sobre el valor de la inversión realizada y se aplica una tasa de descuento mínima del 3% (Banco de España, 2017) aunque otras referencias aplican un valor del 3,5% (Mo-

linos-Senante et al., 2011; Jafarinejad, 2017; Rosales-Asensio, 2016). El periodo de amortización de la inversión se estima en 20 años (Molinos-Senante et al., 2011) y el periodo de vida útil de este tipo de instalaciones se establece en 25 años, valor máximo de vida útil para los motogeneradores (Lozano, 2014; Muñoz-Domínguez y Rovira-De Antonio, 2011) y todo el equipamiento de los digestores, no así para la obra civil de los digestores, cuya vida útil tiene un valor más elevado.

## 3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN.

### 3.1. Introducción.

En la Figura 3.1 se encuentra representado el diagrama general de funcionamiento en la EDAR de Burgos del proceso de obtención de biogás, energía eléctrica y fango deshidratado a partir del fango primario y secundario procedente de los espesadores por gravedad y flotación.

### 3.2. Resultados del balance de masa y energía térmica de la línea de fangos.

A continuación se van a realizar los balances de masa y energía térmica de la línea de fangos y biogás a cada uno de los tres Bloques de funcionamiento establecidos.

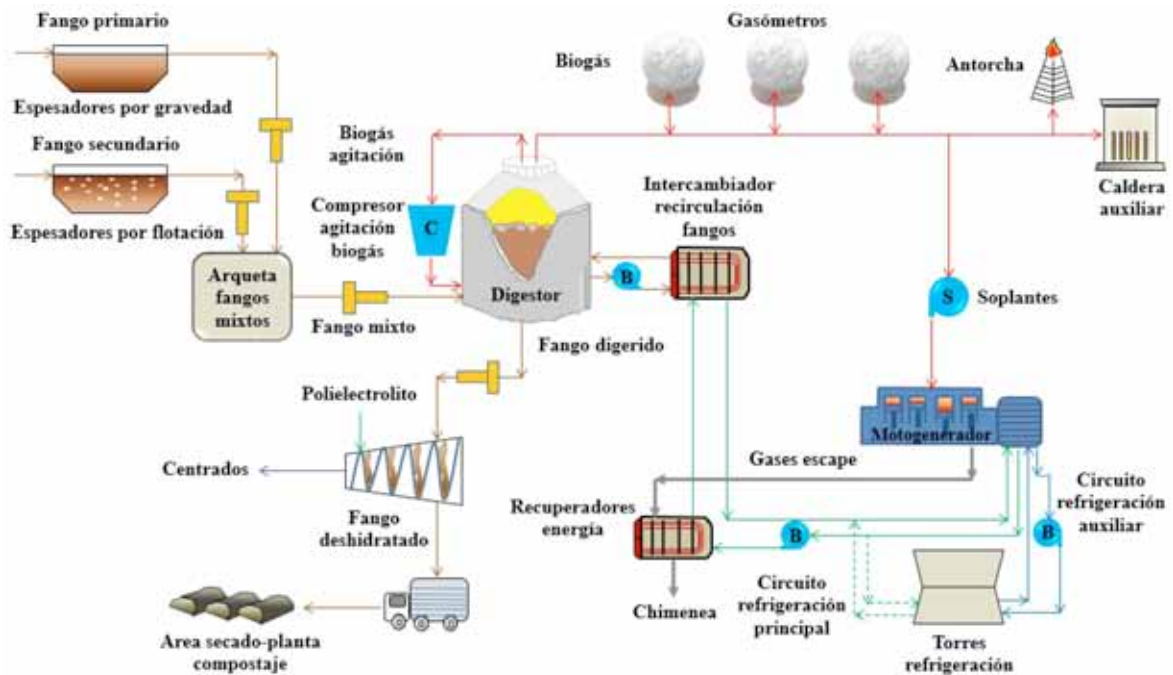


Figura 3.1. Diagrama general de proceso para obtención de biogás, energía eléctrica y fango deshidratado.

### 3.2.1. 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 electroagitadores 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 Figura 3.2 ilustra el balance de masa y energía térmica de los fangos del Bloque 1 arqueta de fangos mixtos, donde tras la mezcla de los fangos primario y secundario se origina el denominado fango mixto que va a tener unas propiedades intermedias entre ambos fangos. Se realiza partiendo inicialmente de los valores obtenidos del punto de diseño del fango espesado primario y secundario que constan en la Tabla 2.2, habiéndose obtenido los valores de los parámetros medios del fango mixto a partir de la aplicación de la media aritmética simple o ponderada a todos ellos.

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 rela-

ciones de ST y SV entre ambos del 55%/45% y 52,3%/47,7%, relaciones muy a tener en cuenta en todo el proceso de cálculo posterior.

### 3.2.2. Bloque 2 digestores.

La Figura 3.3 indica el balance de masa y energía térmica del Bloque 2 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. Los digestores tenían que cubrir cuatro tipos de demandas de potencia térmica para lograr obtener y mantener su temperatura óptima de operación en 37 °C, concretamente:

1. 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.
2. Pérdidas de potencia térmica por transmisión a través de muros, techo y solera de los digestores.





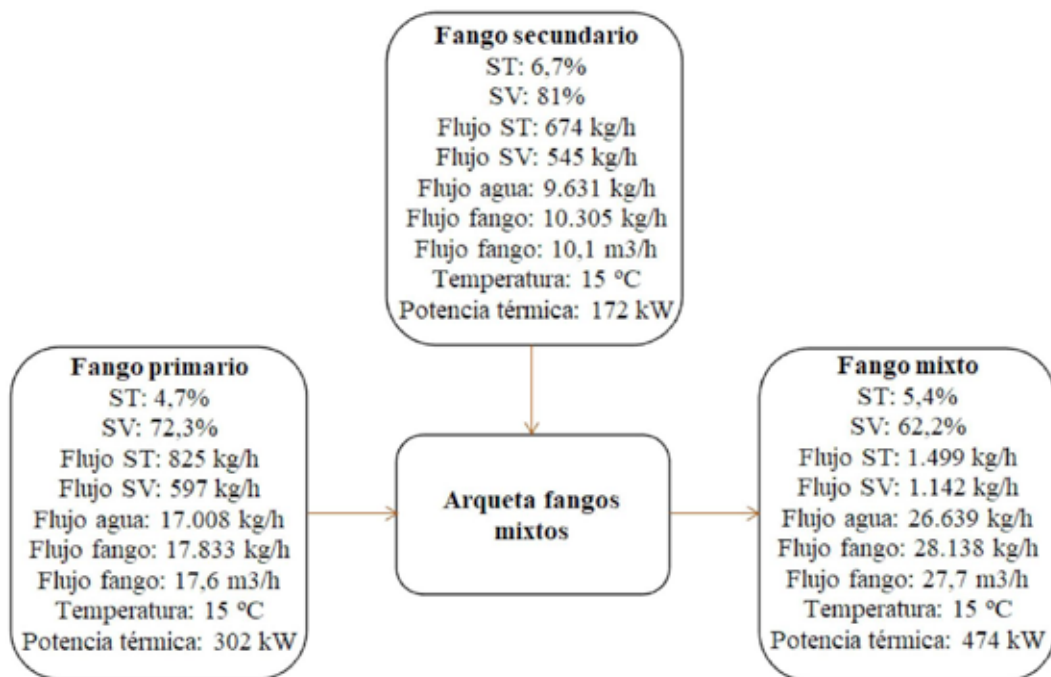


Figura 3.2. Balance de masa y energía térmica del Bloque 1 arqueta de fangos mixtos.

- Pérdidas de potencia térmica en todas las tuberías e intercambiadores de calor presentes en los circuitos del fango en los digestores, consideradas como un 10% de la potencia total del fango de entrada incluido la del intercambiador de recirculación de fangos.
- Pérdidas de potencia térmica debido al biogás producido y que abandonaban los digestores por la cúpula hacia su almacenamiento en los gasómetros o consumo en los motogeneradores, con una densidad a 37°C de 1,11 kg/m<sup>3</sup>, con un peso molecular del biogás de 24,9 g/mol y un calor específico de 1,5 kJ/kg·°C.

másico destruido de SV que se ha convertido en biogás, siendo el flujo másico del agua de entrada el mismo que a la salida, por tratarse de materia inorgánica como tal y no sufrir ningún tipo de reacción en los digestores. La diferencia entre el flujo másico de SV a la entrada (1.142 kg/h) y a la salida (626 kg/h) se convierte en biogás (517 kg/h), que dividido por la densidad (1,11 kg/m<sup>3</sup>) resulta un caudal de 465 m<sup>3</sup>/h. La reducción de SV resultante es del 45,2% y la de ST un 34,5% mientras el poder calorífico del biogás considerado es de 21.240 kJ/m<sup>3</sup>, por lo que resultan 2.741 kW la potencia térmica del biogás generado en los digestores.

El biogás de agitación se comprimía desde 100,7 kPa, que era la presión media de salida por la cúpula, hasta 320 kPa (EDAR, 2016) 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 elevaba hasta 126 °C (EDAR, 2016), por lo que esta impulsión disponía de un sistema de refrigeración intermedia mediante un intercambiador de calor enfriado con agua procedente de los servicios generales.

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 de ST a la salida de los digestores se reduce tan solo un 1,4%, motivado únicamente por el flujo

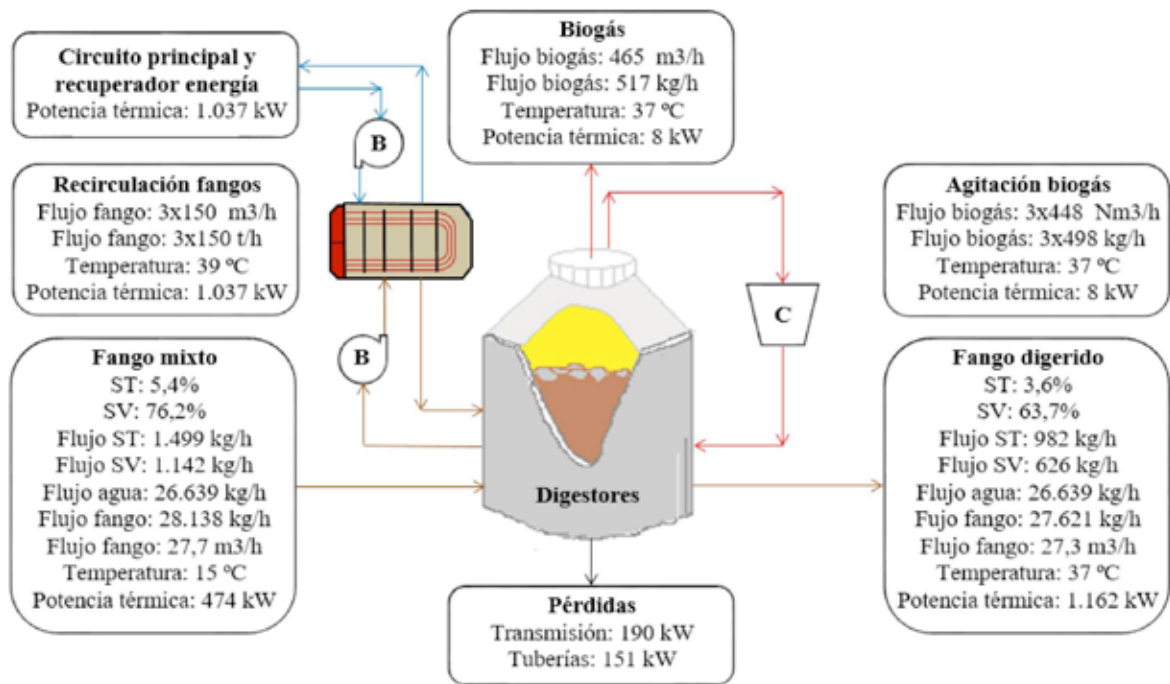


Figura 3.3. Balance de masa y energía térmica del Bloque 2 digestores.

Esta refrigeración permitía al flujo de biogás de 448 m<sup>3</sup>/h-digestor (EDAR, 2016) ser introducido por la solera de los digestores por medio de las lanzas dispuestas radialmente sobre el fondo a su temperatura de operación aproximada de 37 °C, siendo el balance de masa y energía térmica total neto de 0 kg/h y 0 kW.

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 térmica de los gases de escape de los motogeneradores  $M_{597}$  y  $M_{480}$  y lo llevaban a cabo en los intercambiadores de recirculación de fangos de que disponía cada uno de los tres digestores existentes. El  $M_{638}$  no disponía de este tipo de recuperador de energía térmica, por lo que la energía térmica de sus gases de escape no se podía aprovechar y se desperdiciaba totalmente en la atmósfera. La transferencia de energía térmica a los digestores se producía en los citados intercambiadores, constituyendo el lado caliente o primario el circuito de refrigeración principal y el lado frío o secundario el fango recirculado. El flujo másico de fango total recirculado en cada digestor de 150 m<sup>3</sup>/h (EDAR, 2016) necesitaba

aumentar su temperatura desde los 37 °C (una vez alcanzada la temperatura de equilibrio) hasta los 39 °C para poder conseguir que la temperatura del fango en los digestores se mantuviera en la de operación y poder absorber las pérdidas resultando que la potencia térmica necesaria era de 1.037 kW.

### 3.2.3. Bloque 3 deshidratación de fangos.

La Figura 3.4 permite observar el balance de masa y energía térmica del proceso del Bloque 3 deshidratación de fangos. El rendimiento medio de entrada y salida de ST 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 mediante conducción por gravedad, concretamente a los decantadores primarios, para volver a ser tratados nuevamente en el proceso de la EDAR.

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<sup>3</sup> agua/kg polielectrolito y esta mezcla se impul-



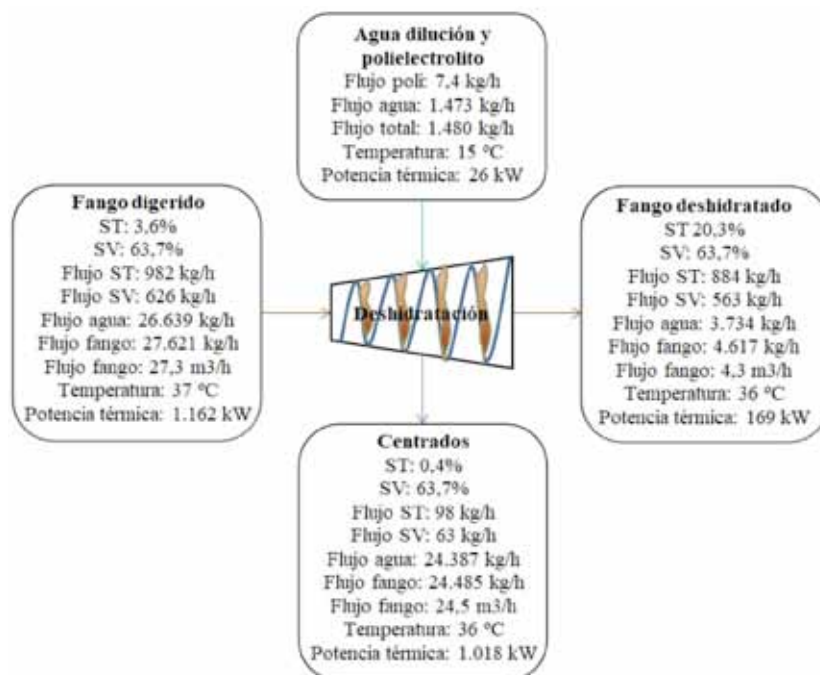


Figura 3.4. Balance de masa y energía térmica del Bloque 3 deshidratación de fangos.

saba hasta las bombas centrífugas de deshidratación con el objeto de obtener una concentración media del fango deshidratado del 20,3% (EDAR, 2016).

Se puede observar un incremento en la concentración del fango deshidratado del 463,9% y una reducción del flujo volumétrico del fango deshidratado 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, con una reducción del 86,7% del total y un 10% de los ST presentes. El fango deshidratado se 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.

La Tabla 3.1 muestra los valores comparativos obtenidos entre la deshidratación del fango sin y con digestión anaerobia, flujos máscicos de ST, fango y consumo de polielectrolito.

Se ha considerado el mismo consumo específico de polielectrolito y la misma concentración del fango deshidratado en las opciones sin y con digestión anaerobia.

### 3.3. Resultados del balance de masa y energía térmica de la línea de biogás.

#### 3.3.1. Bloque 1 digestores y línea de biogás.

La Figura 3.5 muestra los balances de masa y de energía térmica del conjunto del Bloque 1 digestores y demás componentes de la línea de biogás, gasómetros-motogeneradores-recuperadores de energía térmica de los gases de escape y biogás de agitación. El hecho de que los tres circuitos principales de refrigeración cedieran toda su energía térmica para el calentamiento del fango de los digestores originaba que las cuatro torres de refrigeración sólo tenían que enfriar el circuito de refrigeración auxiliar de los motogeneradores y no el circuito principal, con el correspondiente ahorro energético conseguido. Sin embargo, existía la posibilidad en la EDAR de refrigerar también los tres circuitos principales en caso de que aconteciera un exceso de energía térmica como podía ocurrir en los días de verano debido a las altas temperaturas del ambiente y del fango de entrada. Mediante la regulación del caudal de agua del circuito de refrigeración principal y/o del flujo máscico de gases del recuperador de energía térmica



Tabla 3.1. Balance de flujo másico de ST, fango y consumo de polielectrolito Bloque 3 deshidratación.

Parámetros	Sin digestión anaerobia	Con digestión anaerobia	Incremento
ST fango espesado (kg/h)	1.499	1.499	0
ST fango espesado (t/año)	13.131	13.131	0
ST fango deshidratado (kg/h)	1.454	884	-570
ST fango deshidratado (t/año)	12.737	7.744	-4.993
Flujo másico fango deshidratado (kg/h)	7.044	4.623	-2.421
Flujo másico fango deshidratado (t/año)	61.705	40.497	-21.208
Consumo de polielectrolito (kg/h)	11,2	7,4	-3,8
Consumo de polielectrolito (t/año)	98,1	64,8	-33,3

era posible controlar la potencia térmica enviada al intercambiador de recirculación de fangos, cuya potencia térmica era función tanto del flujo másico como de la temperatura de entrada del fango mixto a los digestores y de sus pérdidas de energía térmica, disipándose el resto de la energía térmica en las torres de refrigeración si fuera necesario. Los caudales de agua de refrigeración de los circuitos principal y auxiliar que constan en la Figura 3.5 se corresponden con los valores de los caudales del lado del secundario (lado frío) de los intercambiadores de calor de los motogeneradores correspondientes a cada uno de los circuitos. Los valores del flujo másico de aire comburente se calculan aplicando un valor para el dosado (%) (relación entre la masa de combustible y la masa de aire) del 9,5% (Guascor, 2012).

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, hubiera algún exceso de biogás que no se pudiera consumir en los motogeneradores o almacenar en los gasómetros, era quemado en su totalidad en la antorcha dispuesta a tal efecto en la EDAR. La caldera auxiliar era un elemento de seguridad adicional en el suministro de potencia térmica a los digestores cuando fuera estrictamente necesario, pero en el periodo de análisis establecido no se utilizó debido al

consumo de biogás que tal operación conllevaba, disminuyendo la producción de energía eléctrica.

### 3.3.2. Bloque 2 gasómetros.

El Bloque 2 gasómetros tenía la doble función de servir de almacenamiento de biogás y de mantener la presión de éste en la red. Por lo tanto, el balance de masa y energía térmica del biogás en estado estacionario en los gasómetros se puede considerar nulo, ya que, sólo existía evolución de masa y energía térmica en ellos, si la cantidad de biogás producida en los digestores fuera diferente a la consumida en los motogeneradores, que puede ser por exceso o por defecto, hecho solamente producido en situaciones de carácter especiales. Los gasómetros de la EDAR eran de tipo de doble membrana de PVC/poliéster/PVC tanto para las membranas exterior, interior como de fondo. La membrana exterior servía para dar la forma al gasómetro mientras la interior y la de fondo servían 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 permitía mantener la presión de suministro de biogás a la red de consumo. Se encontraban instalados un total de 3



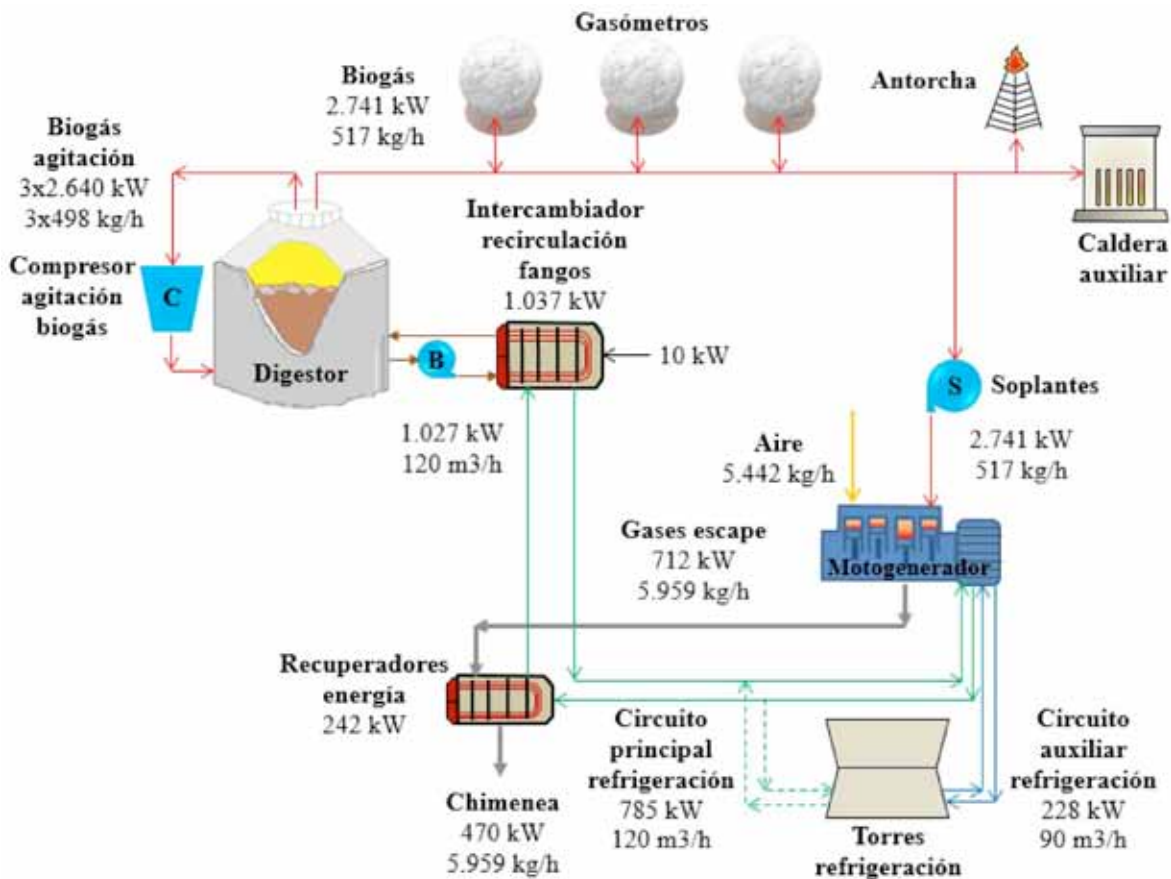


Figura 3.5. Balance de masa y energía térmica del Bloque 1 digestores y línea de biogás.

gasómetros con un volumen total de 2.262 m<sup>3</sup> a la temperatura de acumulación media de 30 °C.

### 3.3.3. Bloque 3 motogeneradores y recuperador de energía térmica de los gases de escape.

La EDAR de Burgos disponía de tres motogeneradores marca Guascor FGLD 480 ( $M_{638}$ ), SFGLD 360 ( $M_{597}$ ) y FGLD 360 ( $M_{480}$ ). Estaban constituidos por motores de biogás con ciclo Otto de cuatro tiempos, dotados de turbocompresor acoplado a la turbina de gases de escape, intercooler de enfriamiento de doble etapa de la mezcla carburante, con mezcla pobre (lean burn), sistema de carburación y encendido electrónico, rampa de biogás, silencioso de escape y sistema anti detonación mediante ajuste del avance de encendido (Guascor, 2012).

El alternador era la máquina eléctrica encargada de convertir la energía mecánica de los motores térmicos de combustión interna alternativos de biogás en energía eléctrica. Estaban

formados un generador tipo síncrono, autoexcitado sin escobillas ni colectores y con cebado automático por medio de la tensión remanente. Las características técnicas básicas de los alternadores eran:  $M_{638}$ , potencia aparente 787 KVA,  $M_{597}$  750 KVA y  $M_{480}$  592 KVA, los tres con tensión nominal de 400 V, aislamiento clase H, frecuencia 50 Hz y velocidad de giro 1.500 rpm (Guascor, 2012).

Cada motogenerador disponía de tres circuitos de refrigeración (EDAR, 2016):

Circuito principal: refrigeración del bloque y culatas, temperatura de entrada del agua en el primario de 90 °C, potencia térmica nominal 299 kW, caudal de agua del circuito primario 80 m<sup>3</sup>/h y del secundario 40 m<sup>3</sup>/h en cada unidad.

Circuito auxiliar: refrigeración del intercooler y enfriador de aceite, temperatura de entrada del agua en el primario 55 °C, potencia térmica nominal 99 kW, caudal de agua del circuito primario 25 m<sup>3</sup>/h y del secundario 30 m<sup>3</sup>/h en cada unidad.

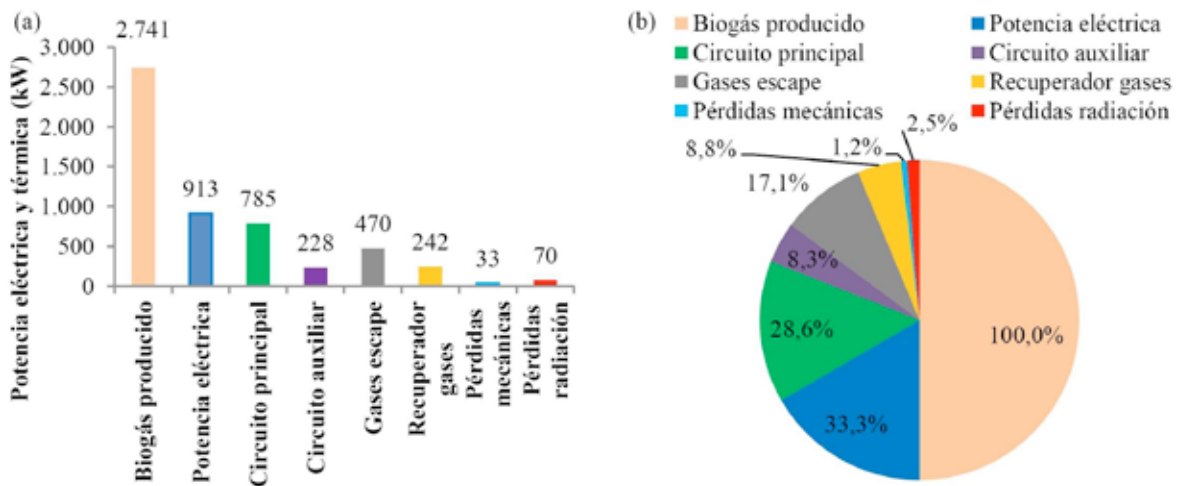


Figura 3.6. Balance energético del Bloque 3 motogeneradores.  
 a) En valores absolutos. b) En valores porcentuales.

Circuito de emergencia: para ayudar a la refrigeración del bloque y culatas en caso de que el circuito principal era insuficiente. La temperatura de entrada del agua en el primario era variable, potencia térmica nominal 110 kW, caudal de agua del circuito primario 25 m<sup>3</sup>/h y del secundario 30 m<sup>3</sup>/h en cada unidad.

La EDAR disponía de un total de tres torres de refrigeración con una potencia térmica unitaria de 274 kW/ud, lo que supone un total de 1.096 kW de capacidad de refrigeración instalada (EDAR, 2016). Las condiciones de referencia de todos los parámetros de operación de los motogeneradores son las ISO 3046/1: altitud 100 m, presión ambiente 100 kPa, temperatura ambiente 25 °C y humedad relativa 30%. Las potencias eléctricas anteriormente indicadas ya se encuentran corregidas para la altitud de 830 m sobre el nivel del mar a la que se encuentra Burgos. Además de estas cuatro condiciones ISO, los motogeneradores tienen que cumplir con la condición de no sobrepasar una contrapresión máxima en los gases de escape de 450 mm cda (Guascor, 2012). Los recuperadores de energía térmica de los gases de escape consistían en un elemento cilíndrico con dos conductos concéntricos, circulando los gases por el del interior y el agua del circuito principal por la corona circular externa, haciéndolo ambos a contracorriente.

El conjunto de motogeneradores y digestores de la planta de Burgos constituía un sistema de cogeneración, entendiendo ésta última como la producción conjunta, en proceso secuencial, de energía eléctrica o mecánica y de energía térmica útil, a partir de la misma fuente de energía primaria, en este caso biogás. Esta cogeneración consistía en un ciclo de cabecera (Lozano, 2014), pues la energía eléctrica se generaba en el primer escalón de aprovechamiento de la energía térmica liberada por el biogás (motogeneradores), siendo aprovechada después en un segundo escalón la energía térmica residual del sistema de refrigeración principal y de los gases de escape en los digestores. Muchas empresas fabricantes de este tipo de motores de combustión interna alternativos de biogás coinciden todas en afirmar que si funcionan ligeramente reducidos en su grado de carga, a un 90-95% del nominal, tendrán una vida mucho más larga y cómoda que los que funcionan al 100% de su potencia nominal (García-Garrido, 2010). 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 este artículo estaba entre el 80-90% del de plena carga, para así garantizar de esta forma un funcionamiento continuo y estable y evitar





Tabla 3.2. Rendimientos y relación trabajo-calor de los motogeneradores y rendimientos del proceso completo.

Parámetro	Motogeneradores	Proceso
Rendimiento eléctrico (%)	33,3	33,3
Rendimiento térmico (%)	45,8	37,5
Rendimiento energético (%)	79,1	70,8
Relación trabajo-calor	0,73	...

en gran medida el deterioro acontecido sobre todo en las bujías. Para la realización del balance energético de los motogeneradores, se ha considerado integrado el recuperador de energía térmica de los gases de escape en los motogeneradores. La Figura 3.6a representa el balance energético desglosado de los motogeneradores y recuperadores mientras la Figura 3.6b ilustra el mismo balance, pero ahora en términos energéticos porcentuales.

Los recuperadores de energía térmica 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 785 kW en un total de 242 kW (un 30,8%) hasta alcanzar los 1.027 kW gracias a la aportación energética de los gases de escape que disminuían de 712 a 470 kW su energía térmica a su paso por el recuperador de energía. Los motogeneradores producían tres tipos de potencia térmica residual que podía ser aprovechada, dos de las cuales se aprovechaban y una tercera era completamente desperdiciada. De estas tres energías térmicas, se aprovechaba la totalidad de la potencia térmica del circuito principal compuesto por agua a 90 °C como fluido energético para calentar el fango recirculado de los digestores en el intercambiador de recirculación fangos, sin embargo, el agua del circuito auxiliar a 55 °C se disipaba totalmente hacia la atmósfera en las torres de refrigeración. La potencia térmica de los gases de escape que abandonaban los motogeneradores  $M_{597}$  y  $M_{480}$  con un flujo másico de 1.786 y 1.593 kg/h a una temperatura de 392 y 448 °C se aprovechaba en los dos recuperadores de energía térmica instalados, expulsando los gases a la atmósfera a 142 °C, mientras la energía térmica de los gases

de escape del  $M_{638}$  con un flujo másico de 2.012 kg/h a 432 °C se desperdiciaba totalmente en la atmósfera, pues carecía de recuperador de energía térmica.

La Tabla 3.2 muestra los resultados obtenidos para los rendimientos térmico, energético y relación trabajo-calor de los motogeneradores y rendimientos del proceso completo.

El rendimiento térmico se calcula en función de la energía térmica que es aprovechable entre la del biogás consumido. En los motogeneradores considerados aisladamente, la potencia térmica aprovechable corresponde a la del circuito principal, auxiliar y gases de escape considerando una temperatura de salida de 142 °C. Considerar para la temperatura de salida de los gases este valor de 142 °C supone unas pérdidas de energía térmica del 33,8% respecto a la total de que disponen los gases. Sin embargo, en el proceso completo no se considera la energía del circuito auxiliar y de los gases de escape se tiene en cuenta solo la aprovechada en los dos recuperadores de energía existentes, constituyendo ambas consideraciones la diferencia acontecida entre los dos valores del rendimiento térmico y energético de los motogeneradores y proceso completo. Por otro lado, el hecho de no disponer de recuperador de energía el  $M_{638}$  también penaliza los rendimientos térmico y energético del proceso completo. Considerando una potencia térmica aprovechable de 1.256 kW, correspondiente al 100% del circuito principal y el 66,2% de la de los gases de escape, la relación trabajo-calor para los motogeneradores resulta ser de 0,73, valor que se encuentra dentro del rango de valores admisible de 0,5-2 reportado por la referencia (Lozano, 2014).

Tabla 3.3. Balance de energía eléctrica.

Parámetros	Valores obtenidos	Parámetros	Valores obtenidos
Potencia eléctrica generada (kW)	913	Rendimiento $M_{597}$ (%)	35,1
Potencia eléctrica generada $M_{638}$ (kW)	304,3	Rendimiento $M_{480}$ (%)	33,5
Potencia eléctrica generada $M_{597}$ (kW)	304,3	Rendimiento conjunto (%)	33,3
Potencia eléctrica generada $M_{480}$ (kW)	304,3	Potencia eléctrica nominal $M_{638}$ (kW)	638
Energía eléctrica generada diaria (MWh)	21,9	Potencia eléctrica nominal $M_{597}$ (kW)	597
Energía eléctrica generada anual (MWh)	7.997,9	Potencia eléctrica nominal $M_{480}$ (kW)	480
Grado carga $M_{638}$ (%)	47,7	Potencia eléctrica total instalada (kW)	1.715
Grado carga $M_{597}$ (%)	51	Factor utilización capacidad instalada (%)	53,2
Grado carga $M_{480}$ (%)	63,4	Potencia eléctrica consumida planta (kW)	1.282
Rendimiento $M_{638}$ (%)	29,5	Grado autoconsumo (%)	71,2

### 3.4. Resultados del balance de generación de energía eléctrica.

En este balance, para el cálculo de la potencia eléctrica generada se considera la opción de cálculo en base al funcionamiento de los motogeneradores,  $M_{638}$ ,  $M_{597}$  y  $M_{480}$  con la hipótesis de igualdad de potencia eléctrica generada en cada unidad (EDAR, 2016), máximo grado de carga del 90% (EDAR, 2016) y mínimo del 40% (Guascor, 2012). En la Tabla 3.3 se encuentran representados los valores obtenidos para este balance.

El factor de utilización de la capacidad instalada (potencia eléctrica generada (kW)/potencia eléctrica consumida (kW)) anterior de valor 53,2% es 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 instalados y potencia necesaria desde el punto de vista económico. El grado de autoconsumo, definido como la relación entre la energía eléctrica autogenerada en la propia planta (kWh) y la energía total consumida (kWh), ha obtenido un valor del 71,2%, un buen valor alcanzado que demuestra lo que esta tecnología es capaz de conseguir.

### 3.5. Resultados del balance económico.

Si se considera que en todas las EDAR de cierta entidad la presencia tanto de los espesadores como la deshidratación es imprescindible para el tratamiento correcto de los fangos, los elementos de nueva instalación necesarios para la generación de biogás y energía eléctrica estarían constituidos principalmente por los digestores, gasómetros y motogeneradores, por lo que a continuación se indican los costes unitarios de estos elementos adicionales reportados por la referencia (MAAMA, 2013) con el objeto de obtener la inversión inicial necesaria para la implementación de todo el equipamiento necesario.

- 1. Digestor anaerobio (3 uds):** constituido por un depósito cilíndrico con solera de 60 cm y cubierta de 30 cm de espesor ambas de hormigón sin aislar y paredes de 60 cm de hormigón aisladas mediante poliuretano de 5 cm de espesor, un compresor de biogás de agitación de paletas de 448 m<sup>3</sup>/h y lanzas de biogás, un intercambiador de recirculación de fangos espiral de 322 kW, 3 bombas de recirculación de fangos de 75 m<sup>3</sup>/h y una caldera auxiliar de 344 kW a 1.000.000 €/ud de digestor.





**2. Gasómetros (3 uds):** formados por gasómetros de doble membrana de PVC de 780 m<sup>3</sup> de capacidad, incluso soplante y válvula de seguridad a 32.500 €/ud de gasómetro.

**3. Motogeneradores (3 uds):** edificio motogeneración, motogenerador Guascor M<sub>638</sub>, M<sub>597</sub> o M<sub>480</sub>, cuadros eléctricos, una soplante de 300 m<sup>3</sup>/h, un intercambiador principal 299 kW/ud, uno auxiliar 99 kW/ud y uno de emergencia 110 kW/ud y 4 torres de refrigeración de 274 kW/ud a 400.000 €/ud de motogenerador.

**4. Inversión inicial total:** 4.297.500 €.

La generación de potencia eléctrica bruta asciende a 913 kW, a la que será necesario deducir los autoconsumos de energía eléctrica acontecidos en digestores y motogeneradores y que ascienden a 132 kW, resultando una potencia eléctrica neta de 781 kW, un descenso del 14,5%. El precio de compra de la energía eléctrica de uso industrial tarifa ATR-6.2 de alta tensión (36 kV < tensión ≤ 72,5 kV) con seis periodos diarios diferentes de facturación en función del mes y hora del año, P<sub>1</sub>, P<sub>2</sub>, P<sub>3</sub>, P<sub>4</sub>, P<sub>5</sub> y P<sub>6</sub>, se puede considerar con un valor medio de 70 €/MWh para los 6 periodos más IVA. A este valor

también hay que añadir un 5,11269632% en concepto del abono del impuesto especial sobre la electricidad según la Ley 28/2014, de 27 de noviembre (BOE num. 28, 2014) tanto para la importación como para el propio autoconsumo. Asimismo, el coste del término de potencia no se considera, pues la EDAR debe disponer de toda la potencia contratada necesaria en caso de que los motogeneradores no estuvieran operativos y que asciende a 1.300 kW para un consumo medio total de 1.282 kW (EDAR, 2016), pudiendo sobrepasar la potencia contratada en momentos puntuales, controlado por un maxímetro y procediendo su abono a unos precios diferentes más elevados.

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 ha quedado derogada la Ley 15/2012 del 27 de Diciembre, anulándose por un lado el impuesto sobre el valor de la producción de la energía eléctrica del 7% y por otro el abono del impuesto especial sobre la electricidad del 5,11269632% vigente según la Ley 28/2014, de 27 de noviembre (BOE num. 28, 2014) para consumidores de energía eléctrica autogenerada en la propia planta cuando ésta es de origen renovable, como es el caso del biogás. Pero debido a que el periodo de análisis de este Ar-





título transcurre entre los años 2011-2015, se adopta la normativa vigente en la Ley 28/2012 del 27 de Diciembre y la Ley 28/2014, de 27 de noviembre, donde la energía generada autoconsumida también debe estar gravada con el impuesto especial sobre la electricidad, independientemente de su origen. Por tanto, ante la necesidad de abonar este impuesto tanto para la hipótesis de consumo como para autoconsumo según la Ley 15/2012, el precio final de la energía eléctrica a considerar en este balance ha sido finalmente de 70 €/MWh.

Considerando una energía eléctrica bruta generada de 7.997,9 MWh/año y aplicando este último precio resulta un beneficio de 559.853 €/año y si se consideran 6.841,6

MWh/año de energía eléctrica neta, se obtiene un beneficio de 478.912 €/año. Se debe tener en cuenta también en el balance económico, el hecho de que mediante digestión anaerobia se optimiza el transporte y tratamiento del fango deshidratado hacia la planta de secado-compostaje cercana a la EDAR un total de 21.208 t/año, que a un precio unitario de 11,51 €/t, resulta un ahorro de 244.104 €/año. Por otro lado, la dosificación de polielectrolito para deshidratar el fango sin digerir y digerido es de 7,5 kg poli/t ST para una concentración del 20,3% en deshidratación, resultando una optimización de 33,3 t polielectrolito/año con respecto al fango sin digerir, que al precio unitario de 2.300 €/t genera un ahorro de 76.590







€/año. Asimismo, se consideran unos costes de operación (sin energía eléctrica y reactivos) de 6,2%/año sobre el valor de la inversión realizada, resultando un coste total por este concepto de 266.445 €/año.

El beneficio total anual se obtiene tras la suma de los cuatro conceptos anteriores, beneficios o ahorros por generación de energía eléctrica, transporte y tratamiento del fango deshidratado y consumo de polielectrolito además de los costes de operación, ascendiendo a 614.102 € brutos y 533.161 € netos, lo que representa unos beneficios específicos anuales de 46,8 €/t ST y 40,6 €/t ST de fango de entrada a los digestores, de 15,2 y 13,2 €/t fango deshidratado mediante digestión anaerobia y

de 10 y 8,6 €/t fango deshidratado sin digestión anaerobia

El periodo de amortización de la inversión planteado originalmente es de 20 años y el periodo de vida útil 25 años. Por tanto, aplicando los dos flujos de caja anteriores, una tasa de descuento mínima del 3% y la Ecuación 2.31 del VAN, resulta un periodo de amortización bruto de 8 años y neto de 9 años, un TIR bruto de 13% y neto de 10,8% y un beneficio bruto de 11.055.050 € y neto de 9.031.525 € a los 25 años de vida útil de la instalación, valores todos ellos para la opción con digestión anaerobia.

#### 4. CONCLUSIONES.

Como se ha podido observar en el balance económico resultante, la ejecución de este tipo de instalaciones de digestión anaerobia y cogeneración tiene unos importantes beneficios para la sociedad, pues mejora su calidad de vida en cuanto a la optimización de determinados aspectos fundamentalmente económicos y medioambientales como son el autoconsumo de toda la energía eléctrica producida en la propia planta (generación distribuida), eliminando las pérdidas de energía en las líneas de transporte, la menor cantidad de fango deshidratado que es necesario eliminar, la disminución del efecto invernadero por la combustión íntegra del metano, pues de otra forma, una parte la importante de él se dirigiría a la atmósfera, menor riesgo de eutrofización ecológica y de contaminación de las aguas subterráneas, conservación de nutrientes y huella energética, disminución de los olores de los fangos digeridos y deshidratados, un menor contenido de patógenos en el fango, por lo que los beneficiarios finales del proceso en cuestión serían los habitantes circundantes de la zona, pues son ellos los que sufragar con sus propios recursos los costes necesarios para depurar las aguas residuales recogidas antes de volver a ser vertidas al río.

Algunas de las grandes preocupaciones que tiene la sociedad actual, tales como el continuo aumento de los precios de la energía, el grado de dependencia tan importante del petróleo y el continuo aumento del cambio climático, una parte importante de ellas es posible solucionarlas

dotando a las depuradoras de aguas residuales de un sistema de energía total, generando toda la energía eléctrica y térmica necesaria para el consumo en la propia planta e intentar en la medida de lo posible prescindir de los suministros de la red logrando su independencia total energética del exterior. Este sistema de energía total no se ha logrado alcanzar totalmente, solamente un 71%, valor éste bastante aceptable y que en principio se puede mejorar bastante con la instalación de motogeneradores de biogás de mayor rendimiento tales como los ya existentes hoy día en el mercado.

Por lo tanto, es necesario transmitir a toda la sociedad que los sólidos secos presentes en las aguas residuales, más que ser considerados simples residuos como tal, por un lado son una importante fuente de energía de origen renovable y por otro destacar las múltiples ventajas que proporciona la digestión anaerobia de los mismos, no sólo desde el punto de vista únicamente económico sino también medioambiental. ■

## BIBLIOGRAFÍA

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 2018.

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/Perfildecontratante.aspx?id=318>, acceso julio 2018.

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.

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](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 noviembre 2018.

Biomassa. (2018). Portal das energías renováveis. [http://energiasrenovaveis.com/ DetalheConceitos.asp?ID\\_conteudo=65&ID\\_area=2&ID\\_sub\\_area=2](http://energiasrenovaveis.com/ DetalheConceitos.asp?ID_conteudo=65&ID_area=2&ID_sub_area=2), acceso diciembre 2018

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/db90/7d76c30fdcd6f7206f51924ab59d5a3879a9.pdf>, acceso mayo 2018.

Cabanes J. (1989). *Digestión anaerobia de lodos de depuradora, etapas controlantes y cinética del proceso*. Universidad de Alicante. <https://rua.ua.es/dspace/bitstream/10045/5109/1/Lopez-Cabanes-Jose-Maria-t-I.pdf>, acceso julio 2019.

Cano R. (2014). *Pretreatment technologies to enhance solid wastes anaerobic digestion*. <https://core.ac.uk/download/pdf/61514371.pdf>, acceso enero 2018.



- Cano R, Pérez-Elvira S, Fernández-Polanco F. (2015). Energy feasibility study of sludge pretreatments: A review. *Applied Energy*, 149, 176-185.
- EDAR. (2016). Estación depuradora de aguas residuales de Burgos.
- Guascor. (2012). Gas engines & Gensets, Guascor Power. [http://zaguan.unizar.es/record/6948/files/TAZ-PFC-2012-104\\_ANE.pdf](http://zaguan.unizar.es/record/6948/files/TAZ-PFC-2012-104_ANE.pdf), acceso junio 2018.
- García-Garrido S. (2010). Averías habituales en plantas de cogeneración. Averías en motores alternativos de gas. Editorial RENOVETEC S.A.
- 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](http://www.idae.es/uploads/documentos/documentos_10737_Biomasa_digestores_07_a996b846.pdf), acceso mayo 2018.
- 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](http://www.idae.es/uploads/documentos/documentos_12_Guia_tecnica_condiciones_climaticas_exteriores_de_proyecto_e4e5b769.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.
- 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 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(Rcv%202014).pdf), acceso noviembre 2018.
- MAAMA. (2013). Proyecto de Ampliación de la Depuradora de Burgos, código 62.01/11.P2. Ministerio de Agricultura, Alimentación y Medioambiente.
- 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.
- Moreno-Gutiérrez R. (2016). Bioprocesses for wastewater treatment: integration of bioelectrochemical systems and other technologies. Instituto de medio ambiente, recursos naturales y biodiversidad. Grupo de ingeniería química, ambiental y bioprosos. Universidad de León.
- Muñoz-Domínguez M y Rovira-De Antonio A, (2011). Máquinas térmicas. Universidad Nacional de Educación a Distancia.
- 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 agosto 2018.
- 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.
- Wendland A. (2005). Operation Costs of wastewater Treatment Plants. [https://cgi.tu-harburg.de/~awwwweb/wbt/emwater/documents/lesson\\_c2.pdf](https://cgi.tu-harburg.de/~awwwweb/wbt/emwater/documents/lesson_c2.pdf), acceso julio 2018.