

# La hidrólisis

térmica como medio para incrementar la producción de biogás y energía eléctrica en una depuradora de aguas residuales

Thermal hydrolysis as a means to increase the production of biogas and electrical power in a wastewater treatment plant

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

## RESUMEN

El objetivo de este artículo es el cálculo y análisis del balance energético de la producción neta de biogás y energía eléctrica obtenidos a partir de los fangos de la depuradora de aguas residuales de Burgos mediante un pretratamiento de hidrólisis térmica, digestión anaerobia y cogeneración. Una vez calculado, se compara con el balance real efectuado a la depuradora en base a los datos de funcionamiento acontecidos durante los años 2011-2015 operando sin hidrólisis. De esta forma, se aumenta la producción bruta de biogás un +45,6%, pero la neta solo en un +10,9% debido al autoconsumo de biogás acontecido en la caldera de recuperación. La producción de energía eléctrica se incrementa en un +16,4%.

## ABSTRACT

The objective of this article is the calculation and analysis of the energy balance of net biogas and electrical power production obtained from the sludge of the wastewater treatment plant of Burgos (Spain) by means of a pretreatment of thermal hydrolysis, anaerobic digestion and cogeneration. Once it has been calculated, it is compared to the real balance made to the plant based on the operating data during the years 2011-2015 without hydrolysis. In this way, the gross biogas production is increased by +45.6%, but the net only by +10.9% due to the self-consumption of biogas happened in the recovery boiler. The electrical power production is increased by +16.4%.



**PALABRAS CLAVE:** biogás, gasómetros, hidrólisis térmica, caldera recuperación, digestor.

**KEYWORDS:** biogas, gasometers, thermal hydrolysis, recovery boiler, digester.

**ABREVIATURAS**

**CR:** caldera recuperación  
**HT:** hidrólisis térmica.  
**GC:** grado de carga (%)  
**IFH:** intercambiador de

fango hidrolizado.  
**MG:** motogenerador.  
**PHT:** planta hidrólisis térmica.  
**PTAA:** potencia agua alimentación a caldera (kW).

**PTCR:** potencia térmica caldera recuperación (kW).  
**PTRC:** potencia térmica recuperación calor (kW).  
**PTQ:** potencia térmica quemador (kW).

**PTB:** potencia térmica biogás (kW).  
**PTMG:** potencia térmica quemador (kW).  
**PR:** planta referencia.  
**SS:** sólidos secos



## 1. INTRODUCCIÓN

La aplicación de un tipo de pretratamiento al fango antes de la digestión anaerobia, como pueden ser: físicos (mecánicos, térmicos, ultrasonidos y microondas), químicos (ozono y alcalinos), biológicos (desintegración enzimática), combinados (térmico-químicos y mecánico-químicos) u otras

técnicas (campos eléctricos) pueden mejorar el rendimiento de la digestión anaerobia, produciendo una mayor cantidad de biogás [1]. Aplicando la hidrólisis térmica (HT) (pretratamiento físico, térmico) a los fangos antes de ser introducidos en los digestores es posible conseguir:

- Un aumento en la producción neta de biogás y de energía eléctrica (EE).

- Que el fango hidrolizado producido sea de Clase A (la Environmental Protection Agency afirma que el fango debe contener niveles no detectables de patógenos).
- Una disminución notable de la cantidad de fangos deshidratados.
- Una disminución del número de digestores en funcionamiento.
- Una disminución de la viscosidad del fango hidrolizado.

El objetivo general de este artículo es analizar, cuantificar y comparar el balance energético de producción neta de biogás y EE de dos plantas: planta referencia (PR), que ha funcionado durante los años 2011-2015 sin HT y planta con hidrólisis térmica (PHT) actual.

Los objetivos específicos son: cálculo del balance de masa y energía de la HT y de los digestores, el establecimiento del punto de operación del conjunto motogeneradores (MG) y caldera de

recuperación (CR), describir el funcionamiento de la HT y comparar los parámetros energéticos de las plantas PR y PHT.

Los resultados más importantes obtenidos con la planta PHT operando son el aumento en la producción de biogás neto de un +10,9% (+45,6% bruto) y en la producción de energía eléctrica en un +16,4%. El fango deshidratado enviado a las eras de secado y planta de compostaje disminuye en un -47,6%. El consumo de polielectrolito aumenta en un +42,4%.

## 2. MATERIALES Y MÉTODOS

### 2.1. Diagrama general de producción de biogás y energía eléctrica de la EDAR»

La Fig. 1 muestra el diagrama general de producción de biogás y EE con sus 4 líneas: biogás, gases escape de los MG, vapor vivo y fango.

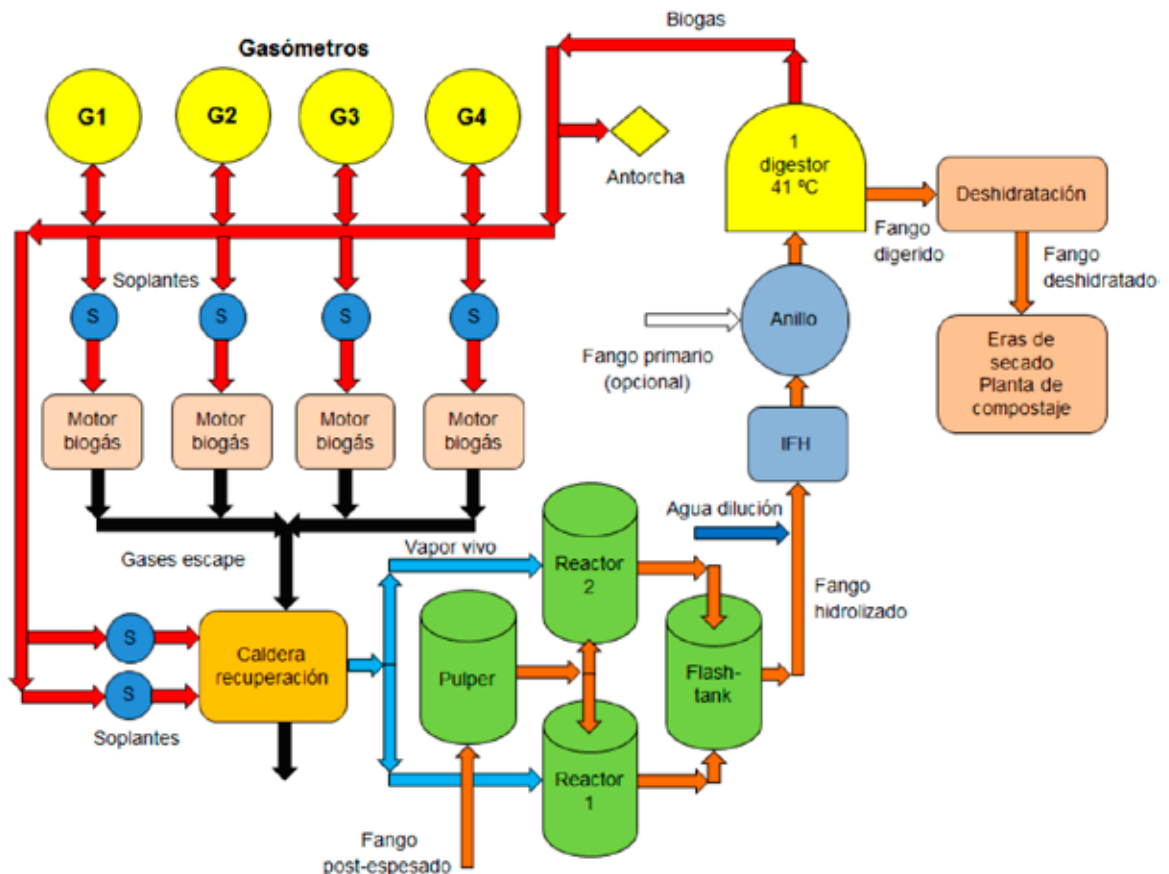


Figura 1. Diagrama general de la planta



## 2.2. Líneas de tratamiento de la EDAR

La EDAR de Burgos dispone actualmente de una capacidad de tratamiento para un caudal de 156.504 m<sup>3</sup>/día de aguas residuales y 1.056.692 de habitantes equivalentes [2].

### 2.2.1 Líneas de tratamiento de la EDAR

La línea de agua residual consta de 3 tratamientos:

- Primario: desbaste, desarenado-desengrasado y decantadores primarios.
- Secundario: reactores biológicos y decantadores secundarios.
- Terciario: decantadores lamelares, ozono y rayos ultravioleta.

### 2.2.2 Línea de fangos

La línea de fangos consta de 3 partes:

- Línea de fangos primarios: decantadores primarios, espesadores de gravedad y arqueta de fangos mixtos.
- Línea de fangos secundarios: decantadores secundarios y cyclic low energy ammonia removal a espesadores de flotación y arqueta de fangos mixtos
- Línea de fangos mixtos: arqueta de fangos mixtos, post-espesado, HT, digestores, deshidratación, eras de secado y planta de compostaje.

## 2.3. Hidrólisis térmica

### 2.3.1. Antecedentes de la hidrólisis térmica

La aplicación de altas temperaturas entre 90 °C-200 °C como pretratamiento térmico de fangos puede acelerar la velocidad de hidrólisis en la digestión anaerobia, ya que la velocidad de reacción bioquímica del proceso de la digestión aumenta con la temperatura [1]. La HT es un proceso en el que los polímeros de cadena larga tales como almidón, celulosa y proteínas se descomponen mediante la adición de moléculas de agua a partir de sus constituyentes más pequeños: azúcares y aminoácidos [3]. En una primera etapa, el pretratamiento térmico no fue visto como un método de pasteurización, sino

como un medio para mejorar la deshidratabilidad [3]. Como procesos anteriores a la HT se pueden nombrar los procesos Porteous y Zimpro.

### 2.3.2. Objetivos de la hidrólisis térmica

El objetivo del pretratamiento de fangos de HT antes de la digestión anaerobia es la liberación del contenido celular de los microorganismos contenidos en el fango a través de la disrupción de sus paredes celulares para la intensificación del rendimiento de la digestión anaerobia. La liberación del contenido celular puede acelerar el proceso de fermentación anaerobio del metano, teniendo como ventaja una mayor rapidez y mejor degradación de los sustratos orgánicos, mejorando la producción de biogás [1].

### 2.3.3. Etapas de la hidrólisis térmica

La HT es un proceso de preacondicionamiento de los fangos antes de la digestión anaerobia [4]. El proceso de HT desintegra la estructura celular de las bacterias en bio-fangos, solubilizando los exopolímeros (proteínas que protegen a las bacterias) y produciendo un producto de fácil digestión [5].

Existen dos formas de realizar la HT de fangos:

- Temperatura-tiempo de reacción y despresurización súbita: tecnologías Cambi, Biothelys, Haarslev, Aqualysis y tH4+.
- Temperatura-tiempo de reacción: Exelys, Turbotec y Lysotherm.

a. Temperatura-tiempo de reacción [4].

- Incrementa la solubilidad: el tiempo y la temperatura destruyen los patógenos, resultando un fango de Clase A.
- Solubiliza la materia orgánica (sustancias poliméricas extracelulares), consiguiéndose más velocidad, estabilidad y rendimiento de la digestión anaerobia.
- Desnaturaliza las proteínas mejorando las propiedades para ser digerido y deshidratado.
- Reduce la viscosidad del fango alimentando los digestores con un 9,0%-12,0% sólidos secos (SS) [6] [10,0%] [2], por tanto, el volumen de digestión es 2-3 veces menor.

- La alimentación a altas concentraciones de SS optimiza el consumo de vapor vivo.
- b. Despresurización súbita.
  - Resulta en una explosión de vapor, una desintegración celular y un gran descenso de la viscosidad [4].
  - Destruye las estructuras macromoleculares [4].
  - Abre la pared celular [7].
  - La “explosión del vapor” desintegra la estructura celular y la materia orgánica y la alta temperatura disuelve (desnaturaliza) los polímeros celulares existentes (sustancias exopoliméricas), de formulación proteica, en un sustrato fácilmente digerible mediante digestión anaerobia.
  - Este efecto favorece y optimiza la deshidratación posterior final del fango permitiendo una ganancia tal que, mediante la deshidratación por centrifugación, se al-

canzan valores de hasta el 32,0%-35,0% [6] [30,0%] [2].

c. Efectos conjuntos de ambas formas de realizar la hidrólisis térmica.

Un aumento importante del factor de solubilización y una reducción importante del tamaño de partícula en el fango hidrolizado respecto al no hidrolizado [8]. La HT desintegra la estructura celular, los materiales orgánicos y los disuelve originando polímeros celulares de origen natural, sustancias exopoliméricas, una forma de proteína, resultando un alimento de fácil digestión para la digestión anaerobia, aumentando la producción de biogás [9].

### 2.3.4. Planta de hidrólisis térmica Cambi THP-B6.2

La Fig. 2 muestra el diagrama de flujo de la HT desde el pulper hasta el intercambiador de fango hidrolizado (IFH).

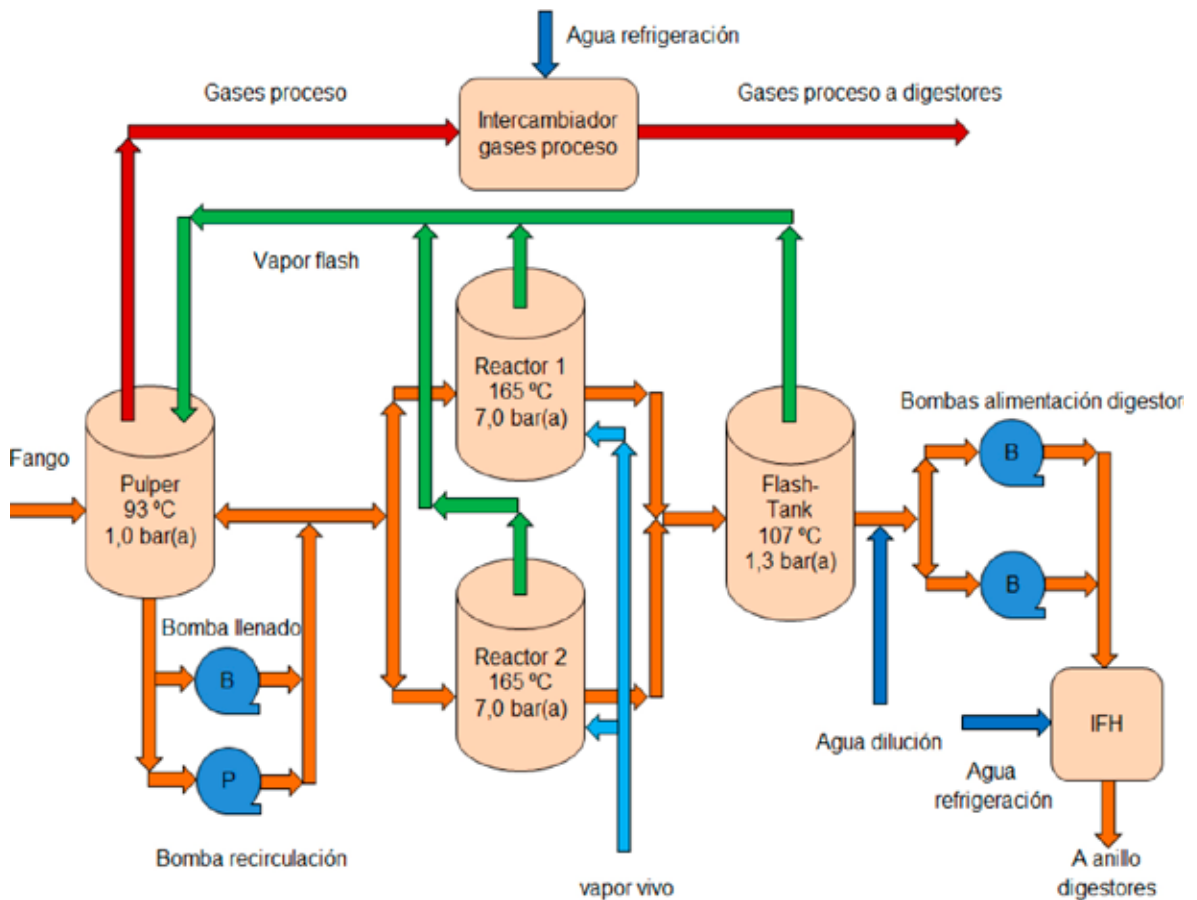


Figura 2. Diagrama de flujo de la HT



La EDAR de Burgos dispone de 1 planta de HT marca Cambi tipo THP B6.2 [2] con una capacidad de tratamiento máxima de fango de 42 t SS/día. Este equipo está compuesto principalmente por 1 pulper de 15,2 m<sup>3</sup>, 2 reactores de 6,9 m<sup>3</sup> y 1 flash-tank de 15,2 m<sup>3</sup> [2]. El suministro de vapor a los reactores es tipo batch o por lotes y proviene de la CR.

El lodo proveniente del postespesado con una concentración del 16,5% entra en el pulper con una temperatura de 15 °C. En el pulper, el lodo es precalentado hasta 93 °C con el vapor flash proveniente del flash-tank. Desde el pulper es bombeado al reactor por medio de la bomba de llenado, donde es calentado hasta unas condiciones de 165 °C y 7.0 bar(a) [2] mediante la inyección de vapor saturado a 190 °C y 12,6 bar(a) [2]. Una vez terminada la inyección y de forma casi instantánea ocurre una despresurización súbita desde el reactor hacia el pulper liberando los gases de proceso hacia este último. Los gases de proceso son enviados desde el pulper a los digestores, siendo antes refrigerados en un intercambiador de calor, con objeto de que alcancen la temperatura de operación de los digestores. El fango permanece en el reactor un tiempo de reacción de 30 minutos bajo estas condiciones [2]. Una vez pasado este tiempo, ocurre una despresurización súbita desde las condiciones del reactor (165 °C y 7,0 bar(a)) a las del flash-tank (107 °C y 1,3 bar(a)) durante 10 minutos [2]. Esta despresurización súbita origina en el flash-tank vapor flash que es enviado al pulper con el objetivo de precalentar el fango.

Las condiciones de entrada del fango a los digestores son [2]: concentración 10,0% y temperatura 41 °C. Para que la concentración sea del 10,0% se inyecta agua de dilución en el fango a la salida del flash-tank. Para que la temperatura de entrada sea de 41 °C, el fango es refrigerado en el IFH mediante un circuito de agua de servicios generales.

## 2.4. Digestores

### 2.4.1. Digestión anaerobia

La digestión anaerobia es un proceso biológico en el que la materia orgánica en ausencia

de oxígeno, y mediante la acción de un grupo de bacterias específicas se descompone en productos gaseosos y biogás (CH<sub>4</sub>, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, etc.) y en digestato, que es una mezcla de productos minerales (N, P, K, Ca, etc.) y compuestos de difícil degradación [10].

La producción de biogás se realiza en digestores anaerobios mesofílicos a una temperatura de 38 °C-42 °C [6] [41 °C] [2]. Son reactores de mezcla completa con recirculación o reactores anaerobios de contacto [5].

El proceso de digestión anaerobia se puede dividir en los siguientes cuatro fases, cada una de las cuales requiere su característico grupo propio de microorganismos [9]:

- Hidrólisis: conversión de biopolímeros no solubles en compuestos orgánicos solubles.
- Acidogénesis: conversión de compuestos orgánicos solubles a ácidos grasos volátiles y CO<sub>2</sub>.
- Acetogénesis: conversión de ácidos grasos volátiles en acetato e H<sub>2</sub>.
- Metanogénesis: conversión de acetato y CO<sub>2</sub>+H<sub>2</sub>=CH<sub>4</sub> en gas metano.

### 2.4.2. Funcionamiento de los digestores

La EDAR dispone de 4 digestores anaerobios de 6.000 m<sup>3</sup> cada uno. Para la recirculación de los fangos, cuentan con 2 bombas centrífugas por cada digestor. La agitación de biogás es realizada por 1 compresor y un conjunto de lanzas (conductos por donde el biogás es impulsado desde la cúpula hasta la base del digestor) [2]. De esta forma se consigue la agitación continua de los fangos. En los digestores se mantiene una distribución uniforme de concentraciones, tanto de sustrato como de microorganismos.

## 2.5. Gasómetros

La línea de biogás cuenta con 4 gasómetros con un volumen total de biogás almacenado de 2.588 Nm<sup>3</sup> y una presión media de trabajo de 7 mbar(g). Su misión es triple: almacenamiento y amortiguador de consumo de biogás en la CR y mantenedor-regulador de la presión de biogás en la red.

### 2.6. Motogeneradores

La EDAR dispone de 4 MG de biogás SFGLD360s marca Guascor con una PE de 598 kW. Son de ciclo Otto de 4 tiempos, con turbocompresión y postenfriado de la mezcla carburante, de mezcla pobre (Lean Burn), con sistema de encendido electrónico, colectores de gases de escape refrigerados por agua del circuito principal y turbinas de gases acopladas a los turbocompresores. El alternador es la máquina eléctrica encargada de convertir la energía mecánica de los motores térmicos en EE (753 kVA). Es un generador tipo síncrono, autoexcitado, sin escobillas ni colectores y con cebado automático por tensión remanente [11].

### 2.7. Caldera de recuperación

La CR mixta tiene la misión de suministrar vapor vivo a los reactores de la HT de forma batch, no continua. Para ello dispone de un sistema de recuperación de calor de los gases de escape de los MG y de un quemador de biogás alimentado por 2 soplantes. Es una CR de vapor pirotubular mixta de gases procedentes de los MG y/o de un quemador, con 4 pasos de

gases y una cámara posterior totalmente refrigerada por agua. Los pasos 1º, 2º y 3º están destinados a los gases procedentes del quemador y el 4º paso, común en el lado agua, es independiente en el lado gases, y se destina a los procedentes de la recuperación de calor. La caldera tiene una potencia térmica de 2.864 kW, caudal de vapor 4.200 kg/h, temperatura vapor vivo 190 °C, presión 12,6 bar(a) y temperatura entrada agua alimentación 80 °C [12].

## 3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

### 3.1. Funcionamiento de la hidrólisis térmica

#### 3.1.1. Digestión anaerobia

Se analiza el funcionamiento del equipo THP-B6.2 de Cambi que tiene una capacidad de 35 t SS/día según catálogo, pero admite un máximo de 42 t SS/día. El análisis se realiza en el punto de caudal y concentración de la planta PR (34,9 t SS/día, 16,5%). La Fig. 3 muestra el diagrama de funcionamiento de los reactores.

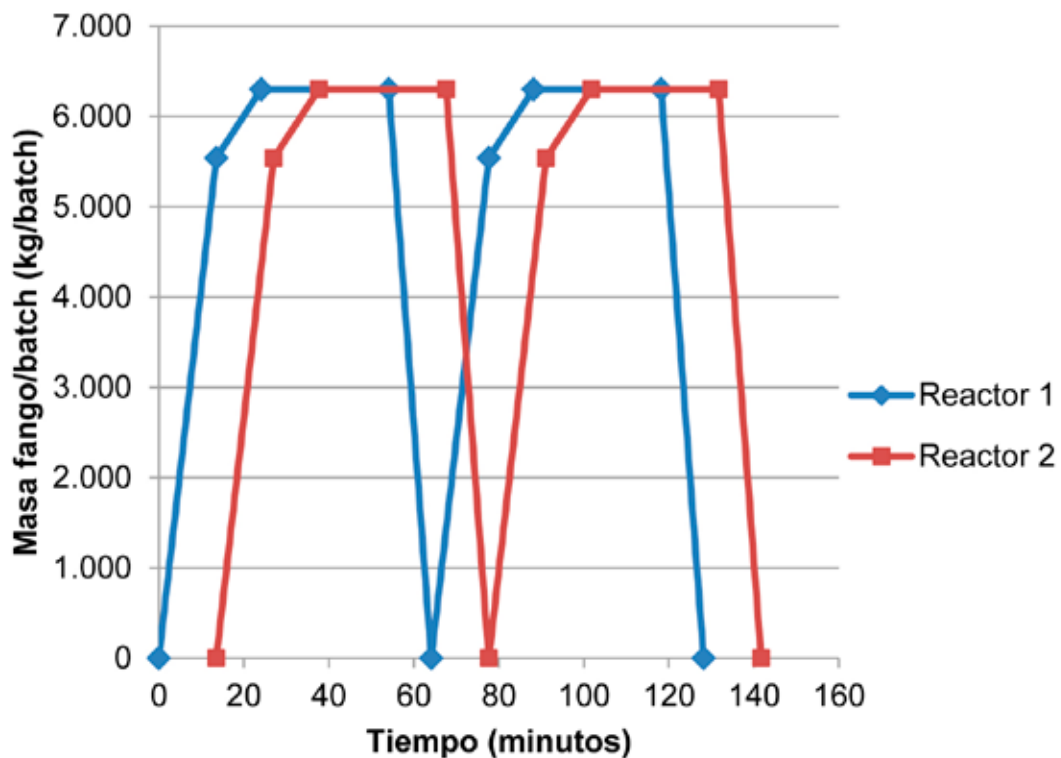


Figura 3. Diagrama de funcionamiento de los reactores





El ciclo batch de cada reactor tiene una duración total de 64,1 minutos y es el siguiente:

- Llenado: 13,5 minutos.
- Inyección de vapor: 10,6 minutos.
- Reacción: 30 minutos.
- Vapor flash a pulper: 0 minutos.
- Vaciado a flash-tank: 10 minutos.

### 3.1.2. Diagrama de llenado-vaciado pulper, reactores y flash-tank

La Fig. 4 muestra el diagrama de llenado-vaciado del pulper, reactores y flash tank.

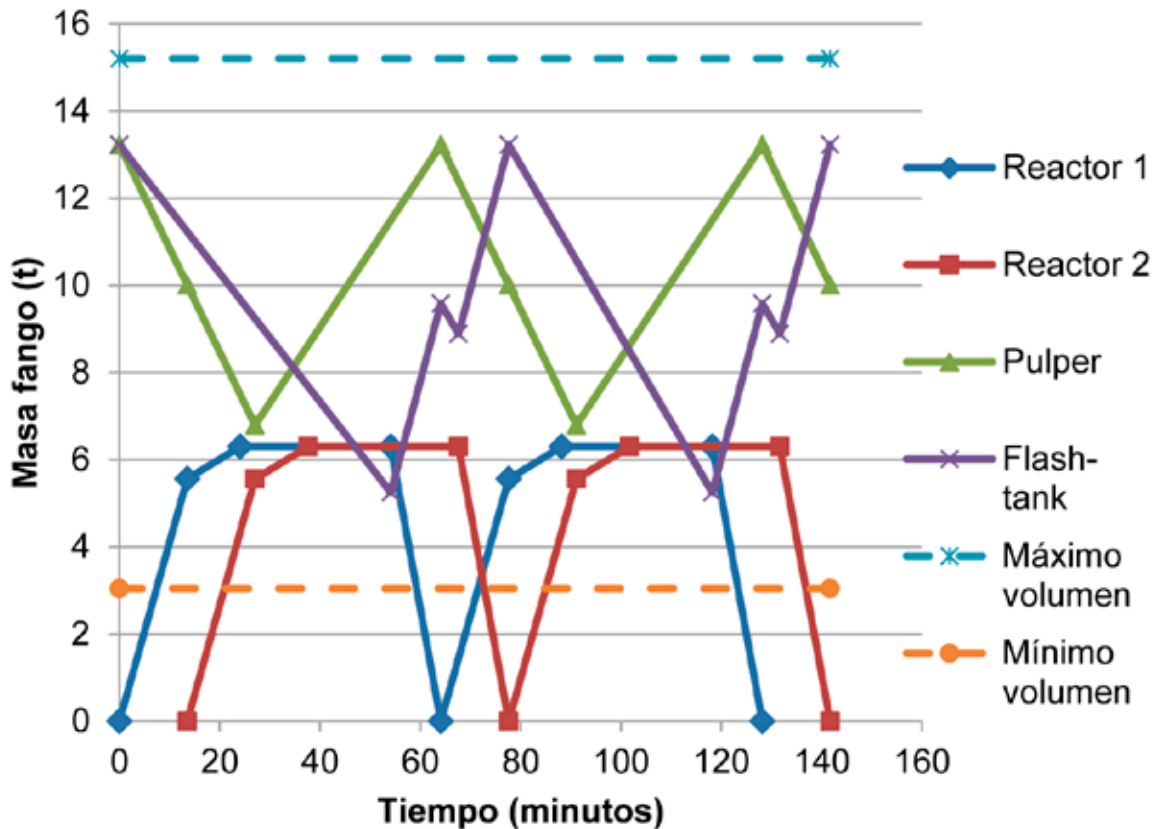


Figura 4. Diagrama de llenado-vaciado del pulper, reactores y flash tank.



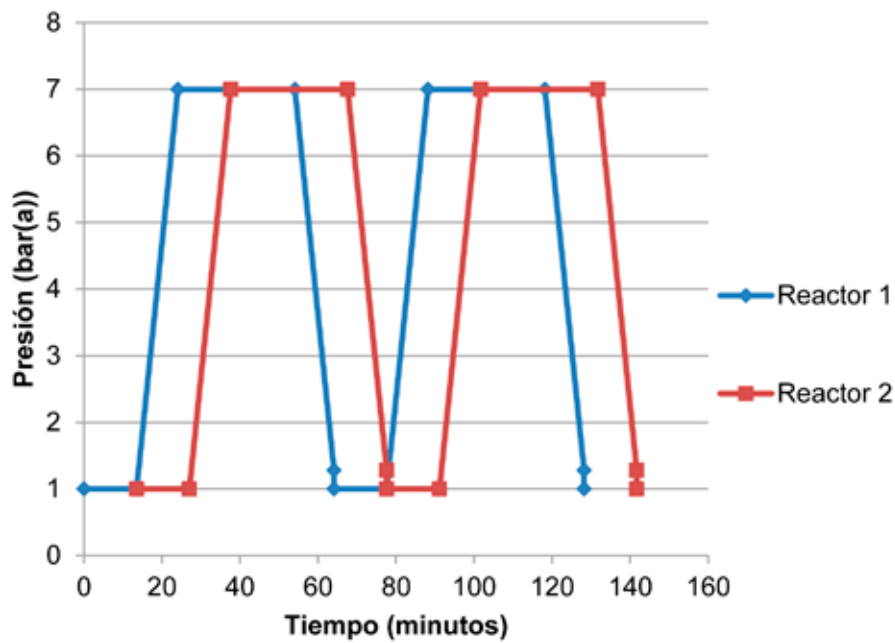


Figura 5. Diagrama de presiones en los reactores en función del tiempo

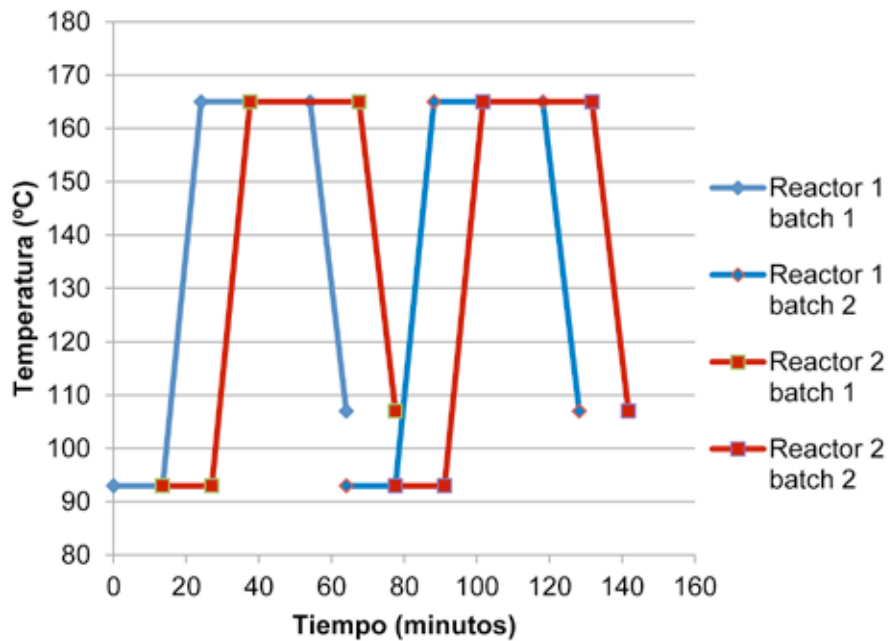


Figura 5. Diagrama de presiones en los reactores en función del tiempo

### 3.1.3. Diagrama de presiones en los reactores

La Fig. 5 indica la presión existente en el pulper, reactores y flash-tank en función del tiempo.

### 3.1.4. Diagrama de presiones en los reactores

La Fig. 5 muestra el diagrama de temperatura del pulper, reactores y flash-tank en función del tiempo.



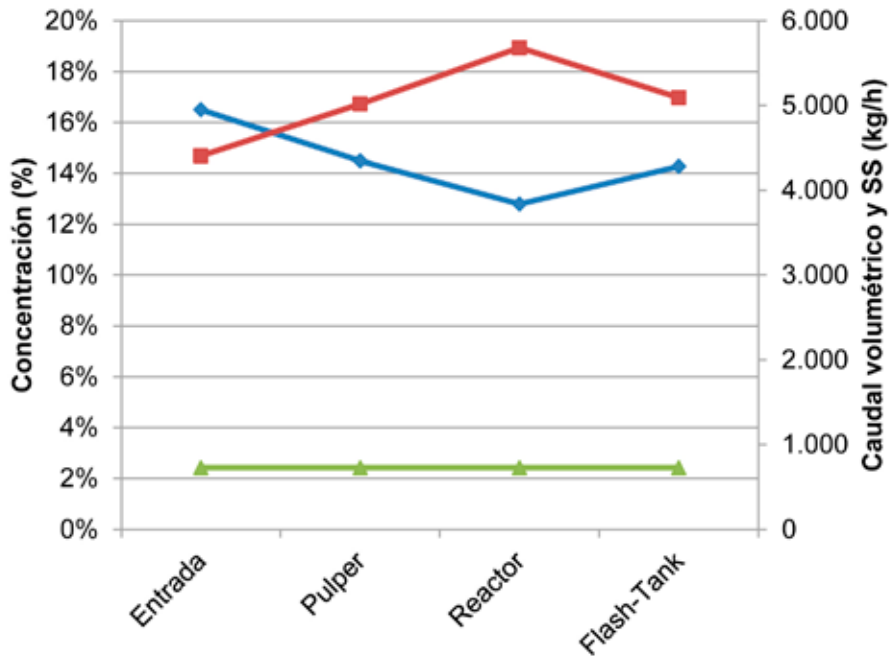


Figura 6. Diagrama de concentraciones, caudal volumétrico y másico en la HT

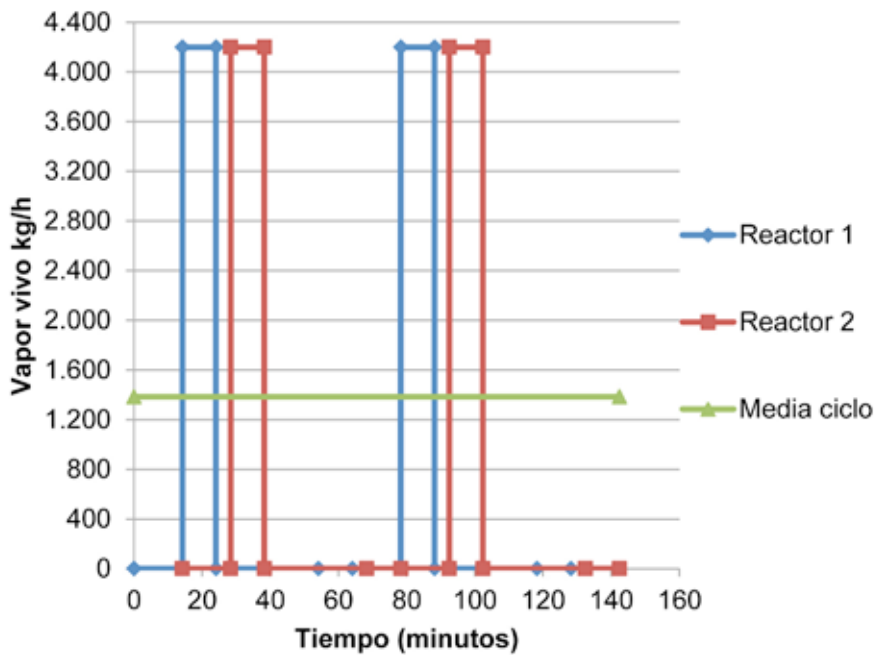


Figura 7. Diagrama de inyección de vapor en los reactores en función del tiempo

### 3.1.5. Diagrama de concentración, caudal volumétrico y sólidos secos en la HT

La Fig. 6 muestra la variación de concentración del fango a su paso por las distintas partes que forman la HT. Las concentraciones irán variando a lo largo del pulper, reactores y flash-tank debido a 2 causas: inyección de vapor en reactor y vapor flash de reactores y flash-tank a pulper. Color azul (concentración, eje izquierdo), rojo (caudal volumétrico) y verde (caudal SS).

### 3.1.6. Diagrama de inyección de vapor vivo en los reactores

La Fig.7 muestra el diagrama de inyección de vapor vivo en los reactores según la secuencia batch.

Se puede observar en la gráfica que el consumo de vapor vivo medio es 1.385 kg/h, un 33.0% del consumo punta (4.200 kg/h) de la CR.

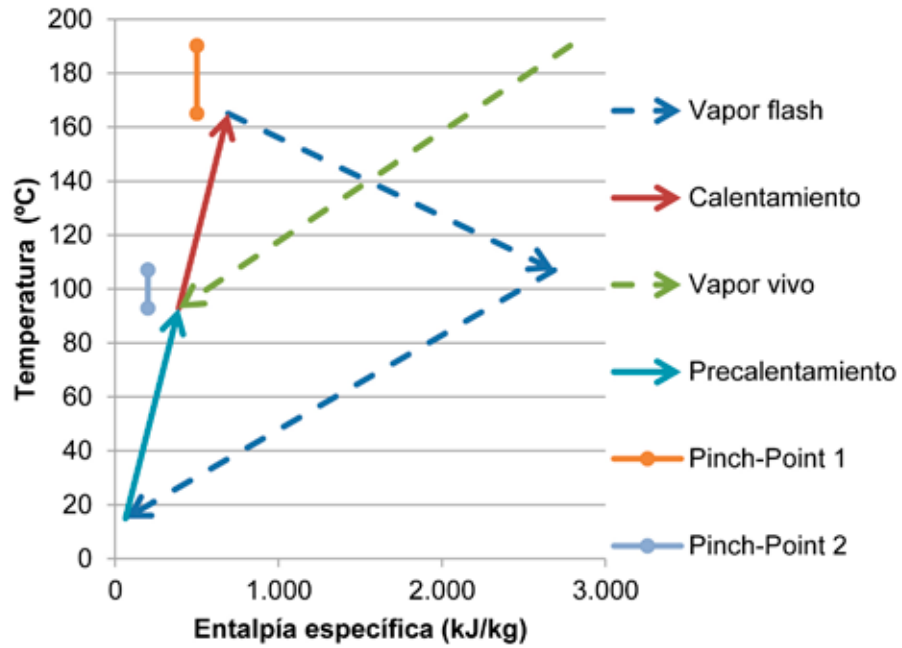


Figura 8. Diagrama temperatura-entalpía específica de la HT

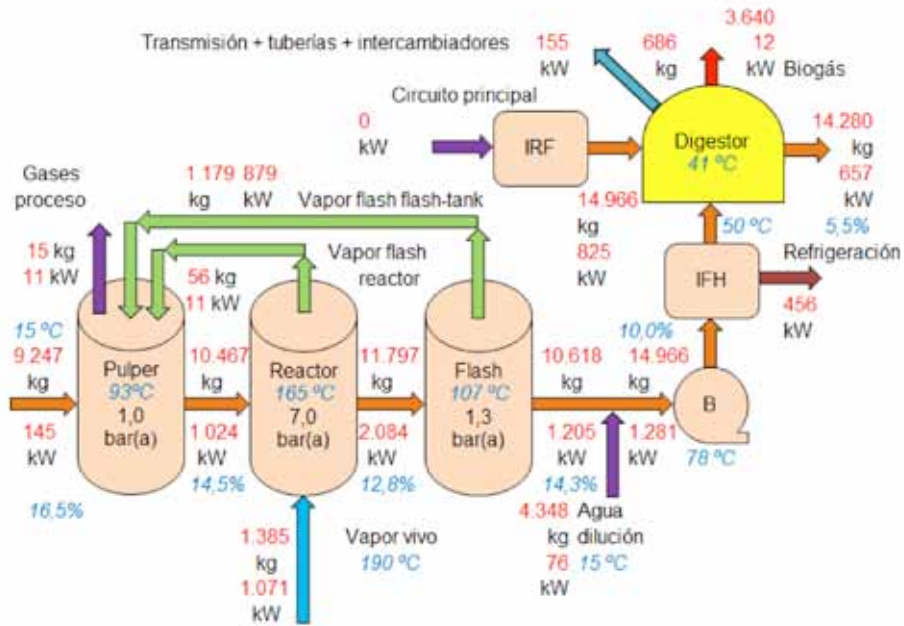


Figura 9. Diagrama de operación y balance de masa y energía del proceso Cambi

### 3.1.7. Diagrama temperatura-entalpía específica

La Fig. 8 muestra el diagrama temperatura-entalpía específica del precalentamiento y calentamiento del fango y los Pinch-Point entre vapor vivo o vapor flash y el fango.

### 3.1.8. Balance de masa y energía de la hidrólisis térmica

La Fig. 9 muestra el diagrama de operación del proceso Cambi, parámetros y balances de masa y energía para funcionamiento “media del ciclo”.



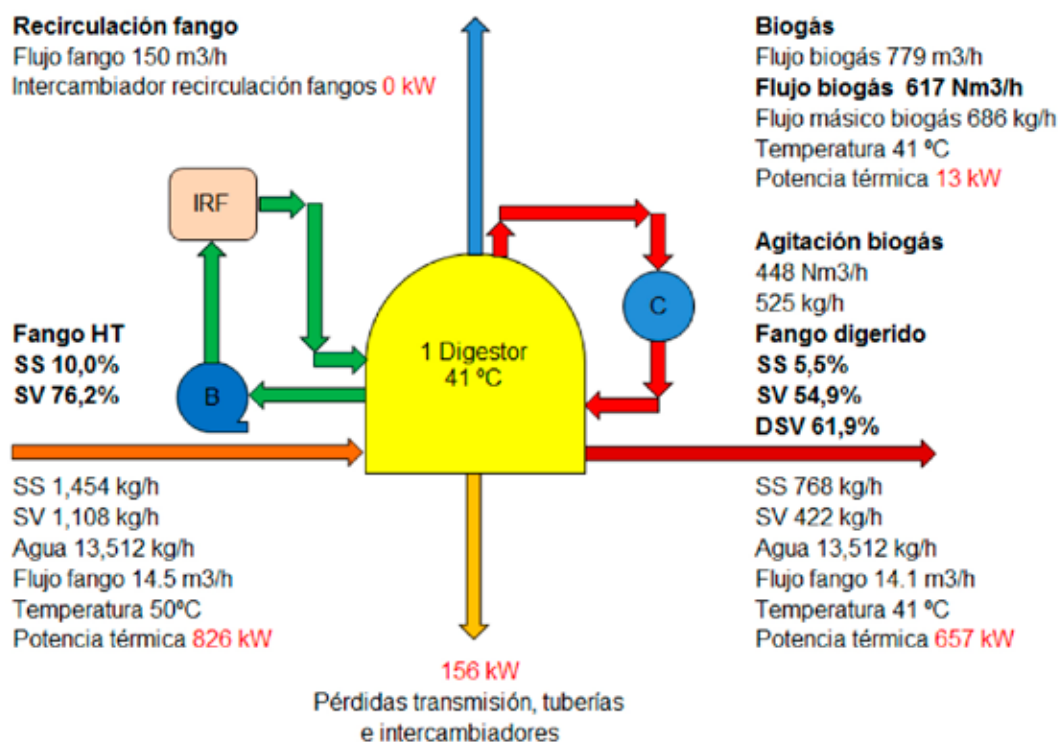


Figura 10. Balance de masa y energía de los digestores

### 3.2. Digestores

La Fig. 10 muestra el balance de masa y energía de los digestores, recirculación de fango y agitación con biogás.

Con la HT el fango entrante en los digestores a 50 °C es capaz de absorber las pérdidas de energía por transmisión y por tuberías e intercambiadores hasta conseguir su T de 41 °C.

### 3.3. Cálculo del punto de funcionamiento de los MG y CR

El punto de funcionamiento de los MG y CR será la solución del siguiente sistema de ecuaciones con 2 incógnitas, formado por la Ecuación 1, Ecuación de potencia térmica y la Ecuación 2, Ecuación de consumo de biogás. Las incógnitas finales serán el grado de carga (GC), a partir del cual se obtiene la potencia térmica de los MG (PTMG), y la potencia térmica del quemador CR (PTQ). El funcionamiento del proceso es tipo batch, inyectando vapor durante 10,6 minutos en el reactor 1 y a los 3,0 minutos en el reactor 2 durante otros 10,6 minutos, en un

ciclo total de 64,1 minutos. Un 33,0% del tiempo del ciclo la CR genera vapor vivo (consumo de biogás y recuperación energía gases escape) y un 67,0% del tiempo la CR no genera vapor vivo (consumo biogás nulo, no recuperación energía gases escape). Se va a analizar tanto el funcionamiento en batch como la media del ciclo. Se trata de calcular el punto de funcionamiento del sistema “batch” y “media del ciclo” mediante la intersección de las rectas de potencia térmica y de consumo de biogás. El consumo de vapor batch es de 1.480 kg/batch (1.144 kW) que corresponde a 1.385 kg/h (1.071 kW).

La Ecuación 1 es la “recta de potencia” y la Ecuación 2 la “recta de consumo”.

$$PTCR = PTRC + PTAA + PTQ \quad (1)$$

$$PTB = PTMG + PTQ / 0,885 \quad (2)$$

En la Tabla 1 figuran las Ecuaciones 3, 4, 5, 6, 7 y 8 necesarias para el cálculo de las incógnitas GC y PTQ, considerando una temperatura

**Tabla 1. Ecuaciones para el cálculo del punto de funcionamiento.**

Ecuaciones	Ecuaciones
$PTRC=FG \cdot (hE - hS)$ (3)	$TE=0,000625 \cdot GC^2 - 0,8225 \cdot GC + 549,95$ (6)
$PTMG=5,98 \cdot GC$ (4)	$hE=1,03 \cdot TE + 1,18 \cdot 10^{-4} \cdot TE^4$ (7)
$FG=(0,0125 \cdot GC^2 + 26,95 \cdot GC + 501) \cdot 3600^{-1}$ (5)	$hS=1,03 \cdot TS + 1,18 \cdot 10^{-4} \cdot TS^4$ (8)

**Tabla 2. Parámetros de funcionamiento en “batch” y media del ciclo.**

	Unidades	Batch	Media ciclo
Número de MG	uds	2	2
Grado de carga	%	88,9	88,9
Potencia eléctrica	kW	1.063	1.063
Consumo biogás MG	kW	2.773	2.773
Rendimiento eléctrico	%	38,3	38,3
Biogás producido digestores	kW	3.640	3.640
Potencia recuperación calor	kW	530	175
Potencia agua alimentación	kW	391	129
Potencia quemador	kW	2.327	767
Potencia caldera	kW	3.248	867
Potencia gasómetros	kW	1.762	867

de salida de los gases es de 142 °C [12]. El valor 0,885 es el rendimiento del quemador.

La Tabla 2 muestra una comparación entre los parámetros de funcionamiento en “batch” y “media del ciclo”.

La potencia térmica de los MG tiene el mismo valor en funcionamiento “batch” y “media del ciclo”, pues su funcionamiento debe ser constante y no tipo batch como la CR. La recuperación de calor media es de 175 kW, un 33,0% de la recuperación batch 530 kW. Esto es debido al escaso tiempo de que se dispone para recuperar energía de los gases durante la etapa batch.

Durante esta etapa, los gasómetros ceden biogás almacenado a la CR para recuperarlo después en la etapa no-batch, con lo que el balance de biogás en los gasómetros al final del ciclo es cero. De esta forma, los MG pueden operar de forma continua, funcionando los gasómetros como amortiguadores de consumo de biogás en la CR.

La Fig. 11 muestra la intersección de las rectas de potencia y de consumo. El punto de operación del sistema MG-CR “batch” es  $PTMG=2.773$  kW y  $PTQ=2.327$  kW.



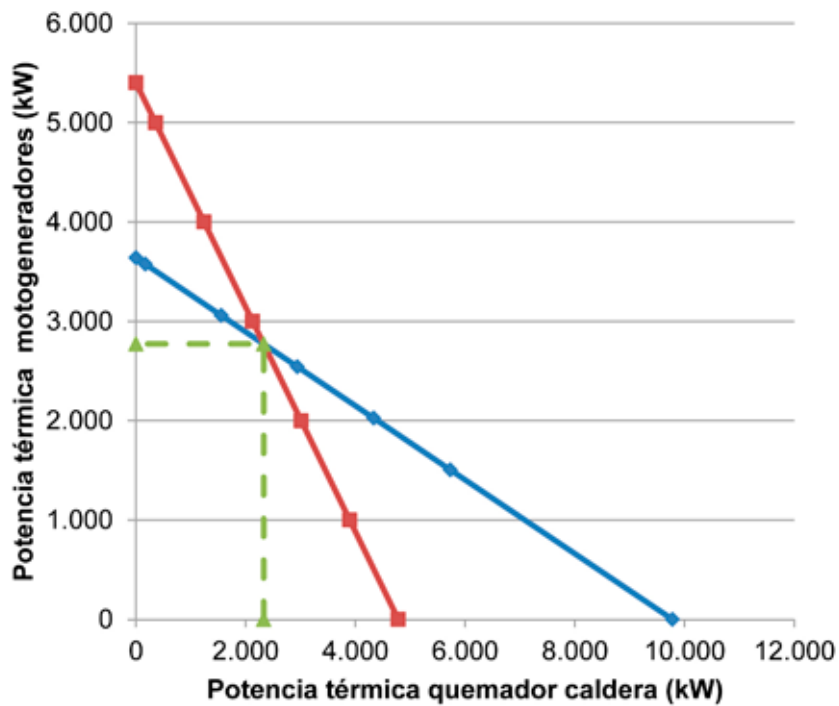


Figura 11. Rectas de potencia y de consumo del sistema MG-CR "batch".

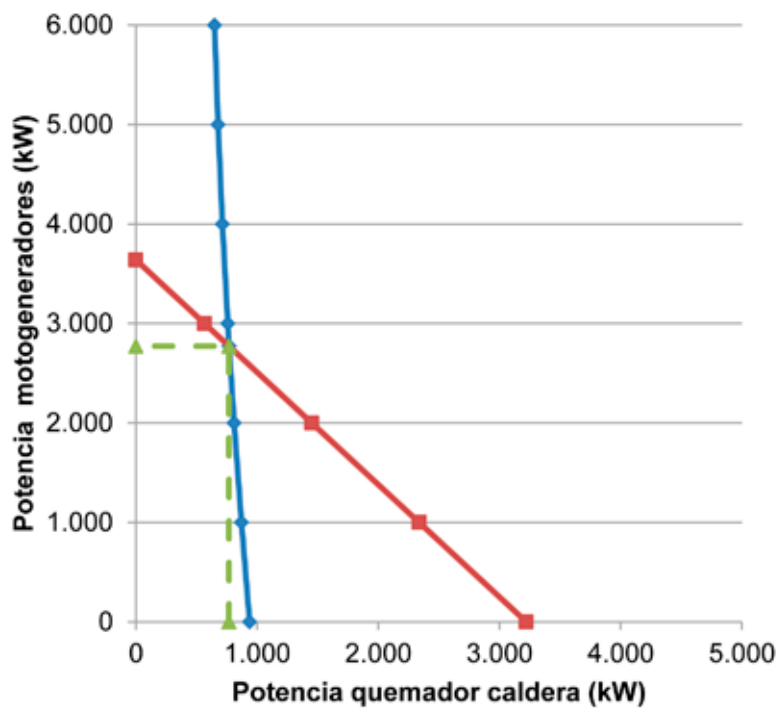


Figura 12. Rectas de potencia y de consumo del sistema MG-CR "media del ciclo".

La Fig. 12 muestra la intersección de las rectas de potencia y de consumo. El punto de operación del sistema MG-CR "media del ciclo" es  $PTMG=2.773$  kW y  $PTQ=767$  kW.

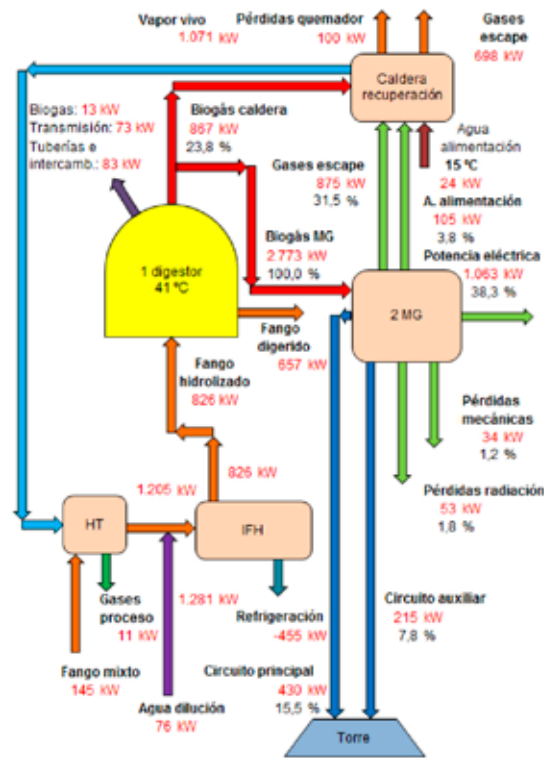


Figura 13. Diagrama energético de la PHT.

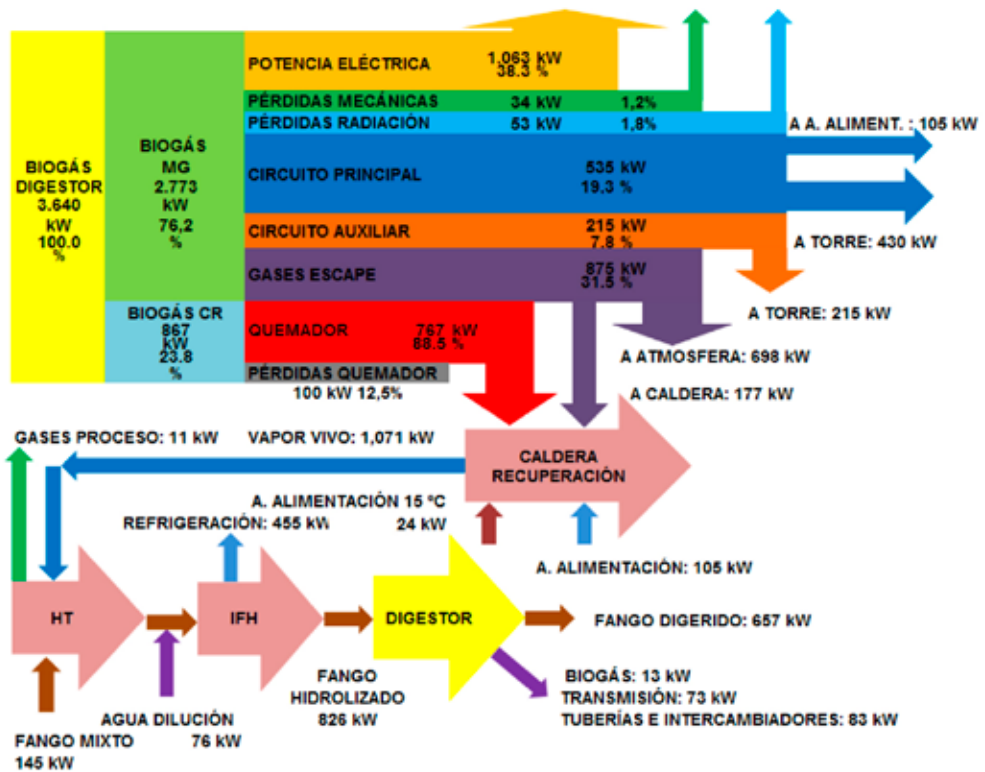


Figura 14. Diagrama de Sankey de la PHT.



### 3.4. Diagrama energético de la planta PHT

La Fig. 13 muestra el balance energético de la planta PHT. De los 3.640 kW de biogás producidos en los digestores, 2.773 kW son consumidos en los MG (generando una potencia eléctrica de 1.063 kW) y 867 kW son consumidos en la CR, un 23,8% del total producido. Este es el gran problema de la HT Cambi tipo batch, el gran consumo de biogás en la CR.

### 3.5. Diagrama energético de la planta PHT

La Fig. 14 muestra el diagrama de Sankey de la planta con hidrólisis térmica, PHT.

### 3.6. Comparación entre planta sin hidrólisis (PR) y con hidrólisis (PHT)

La Tabla 3 muestra la comparación de los balances energéticos y el porcentaje de variación de los parámetros entre las plantas PR y PHT.

La planta PR dispone de un sistema de calentamiento de los fangos del digestor mediante

el circuito principal y un recuperador de energía de los gases de escape de los MG. En la planta PHT, el calentamiento del fango se hace en los reactores de la HT, no utilizándose los intercambiadores de recirculación de fangos. La planta PR no necesita vapor vivo, por lo que la CR y el circuito de agua de alimentación no existen. En la planta PHT, toda la energía térmica de los circuitos principal y auxiliar de refrigeración de los MG se disipa al medio ambiente en las torres de refrigeración. El total de esta energía es de 430 kW (agua a 90 °C) y 215 kW (agua a 55 °C) que sería muy útil para aprovecharla como energía residual en algún otro tipo de proceso.

## CONCLUSIONES

Mediante la instalación del proceso de hidrólisis térmica en la EDAR de Burgos, se aumenta la producción bruta de biogás en un +45,6% y la neta en un +10,9% (debido al autoconsumo de biogás acontecido en la caldera de recupe-

Tabla 3. Comparación de los balances energéticos entre las PR y PHT.

Concepto	Unidades	RP	PHT	Porcentaje
<b>1. Balance biogás</b>				
Producción biogás	kW	2.500	3.640	+45,6
Consumo MG	kW	2.500	2.773	+10,9
Consumo CR	kW	0	867	
<b>2. Balance térmico</b>				
<b>2.1. Motogeneradores (MG)</b>				
Consumo biogás	kW	2.500	2.773	+10,9
Pérdidas circuito principal	kW	672	430	-36,0
Agua alimentación	kW	0	105	
Pérdidas circuito auxiliar	kW	188	215	+14,4
Pérdidas gases escape	kW	449	875	+194,9
Recuperación energía gases	kW	202	0	
Pérdidas mecánicas	kW	33	34	+3,0
Pérdidas radiación	kW	43	51	+18,6
<b>2.2. Caldera recuperación (CR)</b>				
Consumo biogás	kW	...	867	
Potencia quemador	kW	...	767	
Recuperación gases	kW	...	175	
Agua alimentación	kW	...	129	
Pérdidas quemador	kW	...	100	
<b>3. Balance eléctrico</b>				
Potencia eléctrica	kW	913	1.063	+16,4
Rendimiento eléctrico	%	36,5	38,3	+4,9



ración) y la producción de energía eléctrica en un 16,4% respecto a la planta inicial (sin considerar el autoconsumo de los equipos nuevos instalados). El fango deshidratado disminuye en un -47,6% (-19.710 t/año), que constituye el ahorro económico más importante. El consumo de polielectrolito aumenta un +42,4% (+23,8 t/año), debido a la instalación del post-espesado de fangos antes de la hidrólisis.

La conclusión es que la instalación de un proceso de hidrólisis térmica Cambi en una EDAR

ya construida como la de Burgos no es rentable, pues el beneficio obtenido con el aumento de producción de energía eléctrica o el ahorro en la gestión de menor cantidad de fango deshidratado no justifica el periodo de amortización de la inversión tan elevado que resulta. Sí es rentable su instalación en una planta de nueva construcción, pues se puede ahorrar un -66,7% del número de digestores a construir, resultando mucha menor inversión inicial y un periodo de amortización admisible. ■

## REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

[1] PHOTHILANGKA, Phimpaka: “Sludge disintegration technologies for improved biogas yield”. Doctoral thesis, Innsbruck University Faculty of Civil Engineering, 2008, p. 2-3.

[2] PADB: “Proyecto de Ampliación de la Depuradora de Burgos”. Ministerio de Agricultura, Alimentación y Medioambiente, Código 62.01/11. P2, 2013.

[3] PANTER, Keith. “Heat Treatment and Thermal Hydrolysis”. Marketing Consultant- Simon-Hartley Cambi, p. 1-10. Disponible en: [infohouse.p2ric.org/ref/22/21790.pdf](http://infohouse.p2ric.org/ref/22/21790.pdf).

[4] ASTBURY, Benn: “Cambi, because it matters”, p. 1-31. Disponible en: [Nesowea.org/wp.../09a-Astbury-OWEA-Cambi Presentation.pdf](http://Nesowea.org/wp.../09a-Astbury-OWEA-Cambi Presentation.pdf), p.

[5] CAMBI 2: “Packaged unit” thermal hydrolysis plant, including steam explosion disintegration”, 2012. Disponible en: <https://www.environmental-expert.com/news/cambi-b2-packaged-unit-thermal-hydrolysis-plant-including-steam-explosion-disintegration-293223>.

[6] KLEIVEN, Harald; SOLER, Lluís; SANZ, Miguel Angel: “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, tratamiento y valorización de fangos”. Agencia Catalana del Agua, 2007, p. 131-144. Disponible en: [https://aca-web.gencat.cat/aca/documents/jornadatecnica\\_003/volum\\_ponencies\\_es](https://aca-web.gencat.cat/aca/documents/jornadatecnica_003/volum_ponencies_es).

[7] DEGREMONT: “La hidrólisis térmica como pretratamiento de la digestión de fangos de una EDAR: una alternativa madura”. III Jornadas técnicas, tratamiento y valorización de lodos”, 2007, p. 1-27. Disponible en: [https://aca-web.gencat.cat/aca/documents/ca/jornadatecnica\\_003/08\\_soler.pdf](https://aca-web.gencat.cat/aca/documents/ca/jornadatecnica_003/08_soler.pdf).

[8] EBCOR, Ltd: “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, p. 1-50. Disponible en: <https://www.ewisa.co.za/misc/CONFERENCEWISA/...3/Panter.pdf>.

[9] CAMBI: “Technology for Enhanced Anaerobic Digestion of Municipal and Industrial Sludge”, p. 1-12. Disponible en: <http://www.etc-sales.com/pdf/Cambi%20-%20Anaerobic%20Sludge%20Digestion%20-%20Turbocharge%20Your%20Digester.pdf>.

[10] BARBER, W.P.F: “Thermal hydrolysis for sewage treatment: a critical review”. Water research, vol. 104, 2016, p. 53-71.

[11] GUASCOR: “Guascor Power S.A.U”. Disponible en: <http://es.kompass.com/c/guascor-power-s-a-u/es0019628/>.

[12] CERNEY: “Cerney Thermal Energy Engineering Manufacturing”. Disponible en: [www.cerney.com](http://www.cerney.com).