

RECICLADO, REUTILIZACIÓN Y VALORIZACIÓN ENERGÉTICA DE LOS RESIDUOS DE MATADERO EN EXTREMADURA

Cuadros F.

López-Rodríguez F.

Ruiz-Celma A.

Rubiales F. ^P

González-González A.

*Escuela de Ingenierías Industriales. Universidad de Extremadura. Avda. Elvas s/n. 06071
Badajoz (Spain)*

Abstract

This study is focused on the search of viable technical solutions for the treatment of residues from meat industry and their energetic valuation. In this sense, anaerobic digestion techniques are proposed, not only because they lead to a drastic decrease in their pollution potential, but also because significant volumes of biogas are obtained. This biogas might be used to produce electricity to be transferred to the electrical network.

In particular, it carry out an economic analysis of a plant for the co-digestion of solid waste and liquid effluents from meat industry. The biogas obtained is used to power a motor-generator, and heat is used to maintain the temperature of the digestion tank to 37 °C, and also for preheating the hot water used in the work of the slaughterhouse. Bearing in mind the premiums for the generation of electricity from biogas and aid to the installation of such plants by the Government, we get a payback of about six years.

Keywords: *Reciclyng, Anaerobic co-digestion, economic analyssis, meat industry*

Resumen

El estudio que se presenta se centra en la búsqueda de soluciones técnicas viables para el tratamiento de los residuos de matadero y su valorización energética. En este sentido, se propone como alternativa la técnica de digestión anaerobia, no sólo porque conduce a una drástica disminución del poder contaminante de dichos residuos, sino también por los importantes volúmenes de biogás que se obtienen, el cual puede ser utilizado para producir electricidad que podría ser transferida a la red eléctrica.

En particular, se lleva a cabo un análisis económico de una planta para la co-digestión de residuos sólidos y efluentes líquidos de un matadero. El biogás obtenido se usa para alimentar un motor-generator, y el calor de refrigeración del mismo se usa, por una parte, para mantener la temperatura del tanque de digestión a 37 °C, y, por otra, para el precalentamiento del agua caliente utilizada en las labores del propio matadero. Teniendo en cuenta las primas a la generación de electricidad a partir del biogás y a las ayudas a la instalación de dichas plantas por parte de las Administraciones, se obtiene un retorno de la inversión de unos seis años.

Palabras clave: *Reciclaje, co-digestión anaerobia, análisis económico, residuo matadero*

1. Introducción

Los problemas medioambientales originados por la producción masiva de residuos ha despertado la sensibilidad ciudadana, exigiendo a las administraciones que éstos se gestionen adecuadamente antes de ser vertidos al medio ambiente. En este sentido, asociaciones internacionales como International Solid Waste Association (ISWA, 2002) han declarado la necesidad de una gestión sostenible de los residuos sólidos para reducir al mínimo los riesgos de la salud pública y ambiental en el mundo entero (Manga et al., 2008).

Las actividades relacionadas con la cría de ganado, fundamentalmente extensiva, y la elaboración posterior de productos cárnicos conlleva una fuerte influencia sobre la economía regional. Actualmente, en Extremadura se sacrifican al año alrededor de un millones de reses (Anuario Estadístico de España, 2004). La cantidad de residuos generados es enorme y con un potencial contaminante muy elevado, tanto en el caso de los residuos sólidos como de las aguas de lavado.

La Unión Europea, en su Directiva 91/271/CEE de 21 de Mayo de 1991 sobre tratamiento de aguas residuales urbanas, recomienda el uso de un parámetro llamado Habitante Equivalente (HE), definido como la carga orgánica biodegradable con una DBO₅ de 60 gramos por día. Así pues, la carga contaminante generada por cualquier industria tiene su equivalencia en un determinado número de habitantes. El HE es un parámetro muy útil para evaluar el nivel de contaminación si tenemos en cuenta que la cantidad y calidad de los subproductos contaminantes es muy heterogénea y se debe buscar un estándar de medida.

La digestión anaerobia (DA) o biodigestión es una tecnología de degradación biológica de la materia orgánica en un medio anóxico; esto es, libre de oxígeno. Presenta dos grandes ventajas, por una parte la de producir lo que conocemos como biogás, que es una mezcla de CO₂ (aproximadamente el 30%) y metano (al 70%) aprovechable energéticamente, y además se genera un lodo efluente libre de olores y rico en nutrientes aprovechable como enmienda orgánica. Estas tecnologías de DA se han utilizado para degradar una gran variedad de residuos de la industria agroalimentaria, como por ejemplo residuos de frutas y vegetales (Bouallagui et al., 2004; Bouallagui et al., 2005; Kaparaju and Rintala, 2003), tratamiento de restos de oliva de almazara (Ergüder et al., 2000; Borja et al. 2002), etc. También, la DA se ha utilizado para la biodegradación y valoración energética de residuos sólidos urbanos (RSU) (Mbuligwe and Rintala, 2004). Además de estos ejemplos, se pueden encontrar otros muchos más en la bibliografía que utilizan la DA para degradar todo tipo de biomasa residual húmeda. En definitiva, se trata de una tecnología versátil con la que se puede realizar una gestión completa e integrada de diferentes tipos de residuos.

El objetivo del presente trabajo es el de proveer de una estrategia útil para el reciclaje de los residuos de matadero de la industria agroalimentaria en Extremadura, de modo que el medioambiente sea conservado en las mismas condiciones que permitieron a esta región ser considerada como una reserva ambiental en la Unión Europea. Tal estrategia está basada en la digestión anaerobia de desechos y conduce, por una parte, a ratios de descontaminación bastante satisfactorios, y por otra a la valoración energética de los residuos, que favorece la viabilidad económica con períodos de retorno relativamente cortos.

2. Contenido

Durante el año 2003 se sacrificaron en Extremadura un total de 1.043.591 reses (Anuario Estadístico de España, 2003), de las cuales 24.620 fueron de ganado bovino, 631.100 cerdos, 352.525 de ganado ovino y 35.346 de ganado caprino.

La cantidad de residuos sólidos (estómagos, grasas, vísceras, e intestinos) así como los residuos líquidos (purines, sangre y aguas de lavado) que genera la industria cárnica es enorme, y, lo que es peor, con una gran carga contaminante, lo que puede provocar graves problemas ambientales. Teniendo en cuenta la cantidad de reses de cada especie sacrificadas, se puede deducir que la cantidad de residuos sólidos totales generados por la industria cárnica en Extremadura alcanza cifras que superan las 37.500 toneladas/año. Este dato refleja la magnitud del problema al que nos enfrentamos, y que es común a otras regiones del mundo con una fuerte dependencia del sector cárnico.

En la Tabla 1 se pueden comprobar los repartos de peso de los diferentes subproductos generados en un matadero. Una parte de estos residuos sólidos quedan acumulados como residuos para su gestión posterior, algo que, en cumplimiento de la legislación vigente, deberá hacer una empresa gestora autorizada, suponiendo una solución económicamente cara, además de suponer un gasto de energía y agua muy elevado.

	Peso total (kg)	Peso abierto canal (kg)	Peso subproductos (kg)				
			Total	Sangre	Grasa	Intestinos	Otros subproductos
Bovino	540	300	240	39,4	32,6	26,6	141,4
Porcino	160	115	45	11,2	1,7	1,3	30,8
Ovino	20	11	9	1,4	0,5	1,9	5,2
Carpino	12	6	6	0,8	0,3	1	3,9

Tabla 1. Peso medio de las distintas fracciones de los subproductos generados durante el sacrificio del ganado para la producción de carne. Fuente: Junta de Extremadura. Consejería de Agricultura y Medio Ambiente.

La proporción media de residuos sólidos efluentes de matadero es de aproximadamente el 3 %, mientras que los purines representan en torno al 7-10%; el resto, esto es, entre 87 y el 90%, son aguas de lavado, la fracción líquida. Teniendo en cuenta el hecho de que los residuos sólidos generados por esta industria alcanzan las 37.500 t/año y que suponen alrededor del 3 % del total, se puede deducir que las aguas de lavado y los purines generados por la estabulación del ganado durante las 24 a 48 horas previas al sacrificio se sitúan, aproximadamente, en 1.250.000 t/año. Estas aguas presentan una DBO₅ media de 1.200 mg/l. En un trabajo anterior (Marcos et al., 2003), se determinó la contaminación debida a los desechos de matadero que se han descrito anteriormente. Esta fue de 2.404.051 HE.

2.1 Metodología

En este sentido, el Grupo de Energías Renovables (DTERMA) de la Universidad de Extremadura lleva algún tiempo estudiando las posibilidades y la viabilidad medioambiental, económica y energética de realizar la co-digestión anaerobia de los residuos de la industria agroalimentaria extremeña. En particular se han llevado a cabo ensayos de DA utilizando como alimento los residuos del matadero municipal de Badajoz. Para ello, se ha realizado una estadística anual de los subproductos sólidos (contenido de panzas, vísceras, intestinos, grasas, etc.) y líquidos (aguas de lavado, sangre, purines) generados en dicho matadero.

Las experiencias se han realizado en una planta de DA a escala de laboratorio que consta de un digestor de flujo continuo de tipo CSTR (continuous-flow stirred tank reactor) de 6 litros de capacidad (ver Figura 1). El biogás generado en el digestor es almacenado en un

gasómetro. La forma del digestor es cilíndrica, con una altura de 25 cm y un diámetro de 20 cm. Una pared de metacrilato permite ver en todo momento qué ocurre en su interior. Tanto la tapa como la base son de acero, que confieren resistencia al equipo, en especial en el caso de la base, que alberga las resistencias de calefacción del equipo. El sistema de control del digestor está integrado en un autómata programable provisto de pantalla táctil, gracias al cual, se pueden efectuar las siguientes funciones, imprescindibles para el correcto funcionamiento de la planta de digestión:

- control de la temperatura del digestor.
- control del caudal de alimentación.
- control de la alternancia de las electroválvulas que recirculan el biogás producido.

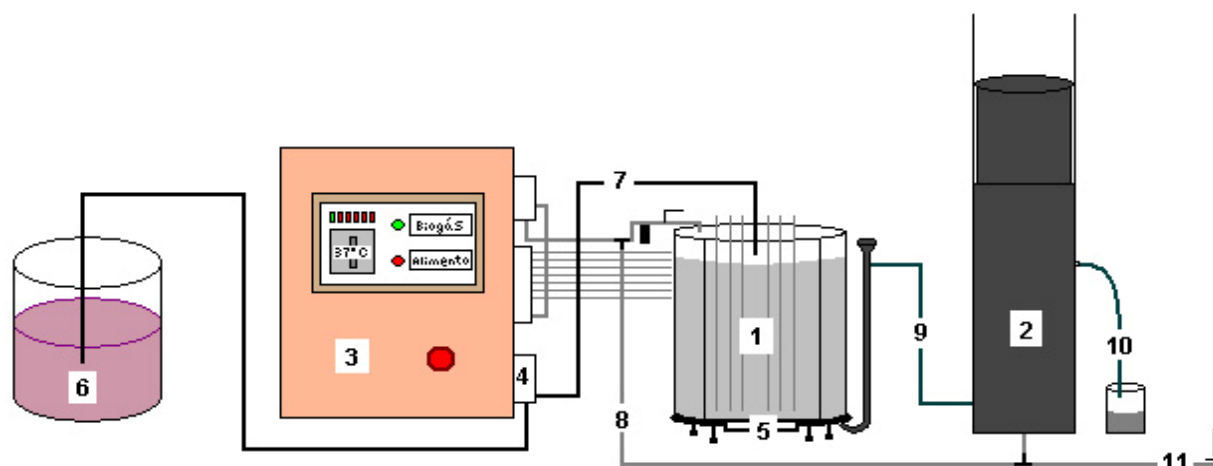


Figura 1. Esquema del equipo empleado en el laboratorio. (1) Digestor/reactor. (2) Gasómetro. (3) Sistema de control. (4) Válvula de alimento. (5) Sistema de placas calefactoras. (6) Alimento. (7) Entrada de alimento. (8) Recirculación de biogás. (9) y (10) Rebosaderos. (11) Antorcha quemadora.

El alimento es preparado mediante la mezcla de la fracción sólida y su dilución con la fracción líquida. Esta mezcla se realiza en un aparato dilacerador a 24.000 rpm durante 5 minutos.

El inóculo inicial se ha tomado de la depuradora de aguas residuales urbanas (EDAR) de Badajoz. Dicha depuradora realiza una disminución de la carga orgánica mediante un proceso de digestión anaerobia a una temperatura de 34 °C.

Se han realizado diferentes experiencias con el fin de determinar los valores óptimos de los parámetros fundamentales como son el caudal de alimentación, la temperatura de digestión, el pH, etc. Dichas experiencias se han realizado dentro del régimen mesofílico. En ellas se ha encontrado un valor óptimo de la temperatura de 37 °C en la que el porcentaje de metano contenido en el biogás alcanza su máximo valor. El caudal de alimentación óptimo se ha fijado en un valor constante de 350 ml/día, generando un valor del tiempo de residencia hidráulico (TRH) de 17 días y con la siguiente composición del alimento: 6 % de residuo sólido, 10 % de purines procedente de la etapa de estabulación de los animales previa al sacrificio, y 84 % de residuo líquido (aguas de lavado y sangre). Todos estos valores marcan óptimos en cuanto a depuraciones y rendimientos energéticos, sin indicios de procesos de inhibición.

La etapa de estabilización y aclimatación de la población bacteriana anaerobia al nuevo alimento puede alargarse durante un tiempo superior a un mes. Para conseguir esta estabilización se añaden cargas volumétricas crecientes de alimento hasta que se alcanza el

régimen estacionario.

En la Tabla 2 se recogen los valores finales de la DQO tanto del efluente total como de la fracción líquida del mismo, así como los rendimientos en las producciones de biogás y el porcentaje de descontaminación alcanzado bajo condiciones óptimas de experimentación.

T ^a (°C)	DQO _f	DQO _f	DQO degradada	DQO degradada	V _{biogas} (l/día)
	LODO EFLUENTE (g/l)	FRACCIÓN LÍQUIDA (g/l)	LODO EFLUENTE (%)	FRACCIÓN LÍQUIDA (%)	
37	10,25	0,9	75,3	97,8	10,8

Tabla 2. Descontaminación alcanzada y volumen medio de biogás producido al día.

Según los datos mostrados en la Tabla 2, se puede concluir que hay una reducción de la carga orgánica de la fracción líquida de casi un 98 %, lo cual da fe del elevado poder de degradación de DQO de la técnica de DA. En cuanto a la fracción sólida del lodo efluente del digestor, se ha realizado un proceso de compostaje en el laboratorio, encontrándose un buen enmendante de determinados suelos para uso agrícola.

En cuanto a la bondad de la DA desde el punto de vista energético, la producción de biogás, en las condiciones de ensayo antedichas, es de 10,8 l/día para un caudal de alimentación de 350 ml/día; o lo que es lo mismo, 30,85 Nm³ biogás/m³ substrato fresco.

2.2 Análisis de la viabilidad económica de una planta de tratamiento anaerobio de residuos de matadero

En este apartado se realiza un estudio de viabilidad económica de una planta de DA que codigeste los residuos sólidos y líquidos generados en un matadero.

En el estudio económico que se presenta no se han considerado las posibles sanciones que a una determinada industria cárnica pudieran imponerle por el incumplimiento de la, cada vez más restrictiva, legislación medioambiental. No obstante, se evalúan tanto la disminución de emisiones contaminantes así como la reducción de la contaminación producida por la eliminación de los residuos cárnicos mediante el proceso de digestión anaerobia.

El biogás producido puede utilizarse, en parte, para la producción de calor y, en parte, para generar electricidad que puede verterse a la red eléctrica o utilizarse para el autoconsumo. El calor puede aprovecharse para el calentamiento del biodigestor o para otras aplicaciones industriales en el propio matadero, como por ejemplo, la producción de agua caliente.

Para el análisis económico, se ha considerado que todo el pretratamiento se lleva a cabo en dos depósitos o tanques de acero provistos de un triturador de rodillos cortantes y un tamiz estático curvo, con el que se controla que el proceso de trituración y homogeneización sea efectivo. Después, el residuo se introduce en el digestor de mezcla completa que utiliza el propio biogás producido para agitar y homogeneizar el substrato, y tras un proceso de digestión anaerobia en régimen mesofílico (1 atmósfera y 37° C), cuya duración sería la del TRH considerado, se obtiene un fango, una fracción líquida y un volumen de biogás. El biogás se comprime mediante un compresor alternativo de una etapa, almacenándose en un gasómetro de tipo campana. Por último, el biogás proveniente del gasómetro se hace llegar al equipo de cogeneración.

Parte del rendimiento del proceso se puede estimar en función de la electricidad producida por el motor-alternador, que puede conectarse a la red de distribución eléctrica y venderse a la empresa suministradora de electricidad, y también en función de la energía calorífica

generada en un intercambiador de calor que utiliza los gases de escape del motor y el agua de refrigeración, usándose para el calentamiento del digestor o para suplir las necesidades caloríficas del propio matadero.

La planta se dimensionará para eliminar los residuos del matadero municipal de Badajoz, con una producción de desechos sólidos y líquidos en torno a los 56 m³ al día, pudiendo servir de modelo para otros mataderos donde existan residuos cárnicos de similares características. La instalación se proyecta en el mismo recinto del matadero, por lo que, tanto el traslado del sustrato como la utilización de la producción energética no necesitarán de precauciones especiales ni largas conducciones.

El escenario para el cual se desarrollo este estudio de viabilidad económica es aquel resultante de las experiencias realizadas en el laboratorio, esto es, 30Nm³ biogás/m³ de sustrat fresco, con un THR de 17 días. El porcentaje en metano del biogás es del 70%.

El calor residual que produce la planta se obtendrá como diferencia entre la producción de calor por cogeneración y la demanda de calor del digestor. Esta diferencia podrá utilizarse para suplir las necesidades caloríficas del matadero o para otros usos. Se ha considerado que las horas de funcionamiento medio al año de la planta son, aproximadamente, 7.500.

Por lo que respecta a los tanques de recepción y homogeneización, ambos se diseñan para un TRH de dos días de procesamiento de residuos, realizándose en dos recipientes cilíndricos de acero inoxidable, de 4.5 m de diámetro y 7 m de altura y un volumen de 112 m³ el de recepción, y de 4.5 m de diámetro y 6 m de altura con un volumen de 94 m³ el de homogeneización, este último de volumen algo inferior al anterior, debido a que el sustrato ya ha sido triturado y ha circulado por el tamiz.

En cuanto al biodigestor, éste será un recipiente cilíndrico con casquete esférico y fondo cónico para recogida del sustrato digerido, cuyo volumen dependerá solamente del TRH considerado (17 días). El gasómetro también será un recipiente cilíndrico, de acero al carbono SA 515 grado 70, sometido a una presión media inferior a 10 atmósferas, y su capacidad será equivalente al 35% del biogás producido diariamente (Dobelmann et al., 2004). Para el diseño del gasómetro, se han seguido las normas del código ASME, relativo a recipientes a presión. En la Tabla 3 se recogen los volúmenes del biodigestor así como el del gasómetro.

	VOLUMEN (m ³)
GASÓMETRO	588
BIODIGESTOR	952

Tabla 3. Dimensionado del gasómetro de acuerdo con el código ASME relativo a recipientes a presión. Dimensionado del biodigestor de acuerdo al TRH considerado (17 días).

La potencia eléctrica del sistema de cogeneración viene dada por la siguiente ecuación (1).

$$P_e = (B * PC_b * \eta_e) / (h * 3,6) \quad (1)$$

donde P_e es la potencia eléctrica del sistema de cogeneración en kW_e, B es la producción de biogás en Nm³/a, PC_b el poder calorífico del biogás en MJ/Nm³, h las horas al año de operación, y η_e el rendimiento eléctrico, según el procedimiento de la referencia (Dobelmann et al., 2004).

La potencia térmica del sistema de cogeneración se puede tomar como:

$$P_t = (P_e * \eta_t) / \eta_e \quad (2)$$

en donde P_t es la potencia térmica de cogeneración, en kW_t , y η_t es el rendimiento térmico. En nuestro caso, consideramos $\eta_e = 30 \%$, y $\eta_t = 49 \%$, según nuestros propios cálculos.

La producción de calor por cogeneración vendrá dada por:

$$Q_{cog} = (P_t * h * 3,6) / 1000 \quad (3)$$

Aquí Q_{cog} es la producción de calor en GJ/a y h las horas de operación al año que se pueden estimar en unas 7 500 h.

Para calcular la demanda de calor del digestor hay que considerar que esa energía térmica se emplea en calentar el sustrato fresco y para compensar las pérdidas por transmisión de calor. Se puede estimar que estas últimas suponen el 30 % de la energía requerida para el calentamiento del sustrato (Dobelmann et al., 2004).

Por tanto, se puede emplear la siguiente expresión:

$$Q_{dig} = [m_{subs} * c_{subs} * (T_d - T_{subs}) * 130 \%$$

donde Q_{dig} es la demanda de calor en MJ/a , m_{subs} es la masa del sustrato en toneladas/año (considerando una densidad próxima a la unidad), c_{subs} es el calor específico del sustrato que tomaremos como $4,2 \text{ kJ/kg} \cdot \text{K}$, según (Dobelmann et al., 2004), T_d es la temperatura del digestor ($37 \text{ }^\circ\text{C}$), y T_{subs} la temperatura media del sustrato fresco, que se ha considerado de $15 \text{ }^\circ\text{C}$.

El calor residual que produce la planta se obtendrá como diferencia entre la producción de calor por cogeneración y la demanda de calor del digestor. Esta diferencia podrá utilizarse para suplir las necesidades caloríficas del matadero o para otros usos. Los valores de estas variables se recogen en la Tabla 4.

POTENCIA ELÉCTRICA (kW_e)	POTENCIA TÉRMICA (kW_t)	PRODUCCIÓN CALOR (GJ/a)	DEMANDA DIGESTOR (GJ/year)	BALANCE (GJ/a)
171	280	7.550	2.444	2.107

Tabla 4. Potencia eléctrica y térmica del sistema de cogeneración, así como la producción de calor en GJ/a . Las dos últimas columnas muestran, respectivamente, las necesidades de energía térmica del biodigestor y el defecto/exceso de energía térmica que proporciona el sistema de cogeneración.

En este apartado evaluaremos el total capital investment (TCI) en la planta. Dado que no es posible obtener los precios de mercado de cada uno de los dispositivos y equipos, por ser algunos de ellos de fabricación específica para este tipo de plantas, es decir, son equipos experimentales y de desarrollo “a medida”, se han empleado estimaciones para obtener el precio de los mismos.

Para la determinación de los costes, los equipos de la planta se han dividido en tres tipos denominados equipamiento estándar, equipamiento principal y equipamiento auxiliar, cuyo coste se ha estimado de la forma que se expone a continuación.

Para el equipamiento estándar, se ha fijado el coste que tienen en el mercado español.

El coste del equipamiento principal, que deben ser diseñados para el proyecto, se obtienen bajo la base de estimaciones preliminares, con errores del $\pm 20 \%$ sobre el coste estimado, utilizándose procedimientos que emplean correlaciones del tipo exponencial para obtener el coste básico de aquéllos (McKetta, 1988):

$$Y = a * X^n \quad (5)$$

donde Y es el coste básico de cada equipo principal, X la capacidad de los depósitos expresada en galones, a y n dos constantes que dependen de las características del equipo y cuyos valores han sido tomados de (McKetta, 1988), dentro de unos intervalos marcados para los volúmenes de los depósitos. Estos costes hay que actualizarlos, ya que el valor de las constantes se ha obtenido para el año que se validó la correlación. Finalmente, para obtener el coste del equipo principal instalado hay que multiplicar el anterior resultado por otro factor que tiene en cuenta el uso del equipo.

$$C_t = I * F * Y \quad (6)$$

donde C_t es el coste de un determinado equipo ya instalado (€), I es el coeficiente de actualización y F el factor con el que se obtiene el coste instalado dependiendo del uso y de las características del mismo.

El coste total de los equipos principales será:

$$C_p = \sum C_t \quad (7)$$

El coste asociado al equipamiento estándar y al equipamiento principal se recoge a continuación en la Tabla 5.

EQUIPAMIENTO ESTÁNDAR	CANTIDAD	C_s (€)
Reja de grueso	1	2.378
Triturador	1	73.400
Tanque recepción	1	35.654
Bomba de alimentación	2	10.363
Tamiz	1	5.720
Tanque de homogeneización	1	32.598
Bomba de alimentación	2	10.894
Intercambiador de calor	1	17.756
Bomba de lodos espesados	1	4.629
Condensador	1	1.569
Filtro	1	3.746
Compresor agitación	1	500
Compresor de biogás	1	5.448
Antorcha	1	12.792
Filtro banda	2	11.142
Parque maduración	1	24.707
Gasómetro	1	250.000
Motor-generator	1	14.444
Total Cost Standard Eq.		517.740

EQUIPAMIENTO PRINCIPAL	a	n	l	F	C _P (€)
Tanque de recepción	65,4	0,53	1,02	2,3	35.943
Tanque de hogeneización	65,4	0,53	1,02	2,3	32.756
Biodigestor	220	0,54	1,02	2,3	425.656

Tabla 5. Coste del equipamiento estándar (C_S) y del equipamiento principal (C_P).

Por último, y para la estimación de los costes de los equipos auxiliares (tuberías, instrumentación, etc.) y otros costes (ingeniería, servicios generales, etc.) utilizaremos uno de los métodos más conocidos, el método de Chilton (Chilton, 1960), que evalúa el coste de los equipos auxiliares a partir del coste instalado de todos los equipos anteriores, en base a expresiones del tipo:

$$C_A = (C_S + C_P)(1 + \phi_1 + \phi_2 + \phi_3)(1 + \phi_4 + \phi_5) \quad (8)$$

donde C_A es el coste final de los equipos auxiliares instalados. En nuestro caso, hemos tomado los siguientes valores para los coeficientes de la ecuación (8): tuberías, $\phi_1=0,15$, instrumentación, $\phi_2=0,10$, servicios auxiliares, $\phi_3=0,04$, ingeniería, $\phi_4=0,06$, y otros costes, $\phi_5=0,05$. Estos coeficientes están tabulados y dependen del tipo de equipo y de las características del mismo.

Así pues, el Coste Total de la Inversión (CTI) es:

$$TCI = C_S + C_P + C_A \quad (9)$$

En la tabla 6 se recoge el esquema para el reparto del CTI y que se comentará a continuación.

REPARTO DE LA INVERSIÓN	
Aportación propia (25 %) (Capital social, aportaciones monetarias)	615.329
Subvención (25 %) (Estado, UE, etc.)	615.329
Financiación (50 %) (Líneas específicas, crédito oficial, etc.)	1.230.657
TCI (€)	2.461.315

Tabla 6. Reparto del CTI.

La financiación de esta inversión se puede llevar a cabo a través de líneas de subvención específica de las que disponen todos los países europeos o las que pueda proporcionar la propia Unión Europea, como ayuda a las energías renovables. Así, el esquema más normal de financiación, puede tomar la forma expuesta en la Tabla 6, donde sólo se ha considerado un 25 % de subvención, aunque es muy posible que pueda ser mayor el porcentaje, como

sucede en España. Se considera a su vez, que puede obtenerse un crédito, a bajo interés, en cualquier entidad de crédito. En España la entidad que permite facilitar los créditos es el ICO (Instituto de Crédito Oficial). Suponemos también que el promotor de la misma realizará una aportación propia del 25 % del presupuesto. Por tanto el esquema financiero planteado puede ser perfectamente asumido por cualquier entidad pública o privada para un proyecto de esta envergadura.

Los beneficios provienen de de la venta de la electricidad generada, de los lodos obtenidos, que pueden utilizarse como abonos o enmendantes orgánicos, y del excedente de energía térmica producida, habiéndose utilizado para obtener estos ingresos los precios existentes en el mercado español (R.D. 661/2007), estimándose un valor medio de 0,15 €/kWh generado. En lo que respecta al ahorro que supone la energía térmica producida, como ya se ha comentado anteriormente, se ha considerado el precio actual de mercado del gasoil, el cuál es de unos 0,08 €/kWh térmico. Otro ingreso a considerar es la venta del lodo resultante como enmendante orgánico. De acuerdo con Boyle (Boyle, 1996), la cantidad de lodo producido después del proceso de digestión anaerobia es en trono al 45-50 % del total del substrato alimentado. En base a ello, y asumiendo que la densidad del lodo es aproximadamente la unidad, 1.020-1.080 kg/m³, se estima una cantidad de enmendante resultante de 10.500 t/a. Por último, también se consideran como ingresos los desembolsos que debe hacer el matadero de Badajoz para que le retiren los residuos sólidos (grasas, contenido de panzas, intestinos, etc.) de sus instalaciones. Este gasto dejará de producirse una vez construida la planta. Los precios por retirada de cabeza de ganado en el Matadero Municipal de Badajoz son: 11,6 €/vacuno, 0,67 €/oveja, 0,37 €/caprino y 3,00 €/cerdo. En la tabla 7 se muestran los beneficios esperados para la venta de enmendante y retirada de residuos.

INGRESO	CANTIDAD	PRECIO	TOTAL
VENTA DE ENMENDANTE	10.497.852 kg/a	0,015 €/Kg	157.468 €
RETIRADA DE RESIDUOS	1 981 Cabezas bovino 8 695 Cabezas ovino 428 Cabezas caprino 13 492 Cabezas porcino	11,6 € 0,67 € 0,37 € 3,00 €	69.435 €

Tabla 7. Ingresos correspondientes a la venta de enmendante agrícola y coste de retirada de residuos sólidos.

Para obtener el Coste Total de Operación (CTO) se ha estimado la mano de obra necesaria para operar la planta, los gastos de mantenimiento de la misma, las amortizaciones de los equipos y las cargas financieras del préstamo que se solicita, clasificándose estos costes en directos e indirectos, según sean directamente proporcionales a la producción de la planta, o no lo sean. En la tabla 8, se reflejan los ingresos totales, los CTO, así como el beneficio bruto y el neto.

INGRESOS	
Venta de energía eléctrica	196.607
Venta de enmendante orgánico	157.468
Ahorro en retirada de residuos	69.435

Producción de energía térmica	58.872
INGRESOS TOTALES	432.387
COSTES	
Costes directos	42.945
Costes indirectos	140.631
COSTES TOTALES	183.125
Beneficio bruto	299.262
Beneficio neto	163.034

Tabla 8. Ingresos, costes totales, beneficio bruto y beneficio neto.

Se ha considerado un periodo de análisis económico del proyecto de 20 años, normal en estos casos, llevándose a cabo la amortización de los equipos durante ese periodo. El interés utilizado para obtener el NPV es del 3.18 %, que es el usual en el mercado español.

Para concluir el estudio económico, las tablas 9 y 10 representan los ratios económicos y financieros más relevantes, tales como el ratio beneficio neto frente al CTI, o el Valor Actual Neto (VAN), Tasa Interna de Retorno (TIR) y el periodo de retorno (Pay-back time).

RATIOS ECONÓMICOS	RESULTADOS
Beneficio Neto / CTI	6,62 %
Beneficio Neto / Inversión	33,80 %
Beneficio Neto / Aportación propia	36,50 %
Beneficio Neto / Recursos ajenos	36,50 %

Tabla 9. Ratios económico más relevantes.

RATIOS FINANCIEROS	
VAN (€)	424.423
TIR	12 %
Pay-back time	6 años

Tabla 10. Principales ratios financieros.

2.3 Conclusiones

1. La contaminación generada por los residuos sólidos y líquidos en los mataderos de Extremadura asciende a unos 2.404.051 HE.
2. Los parámetros óptimos de operación son:
 - Temperatura: 37°C.
 - Caudal de alimentación: 350 ml/d.
 - TRH: 17 días.
 - Concentración de sólidos en el alimento: 6%.

3. En lo que respecta a la eliminación de la contaminación en términos de DQO degradada es del 75,3% del lodo efluente, y del 97,8% de la fracción líquida.
4. La producción de biogás es de 10,8 l/día, lo que supone 30,8 Nm³ biogás/m³ substrato degradado.
5. Con todo lo considerado en el capítulo 2.2, referente a la viabilidad económica de la planta de digestión anaerobia, se establece un periodo de retorno de 6 años aproximadamente.

Referencias

Anuario Estadístico de España. Instituto Nacional de Estadística (INE); 2004.

Borja R, Rincón B, Raposo F, Alba J, Martín A. A study of anaerobic digestivity of two-phases olive mill solid waste (OMSW) at mesophilic temperature. *Process Biochemistry* 2002; 38(5): 733-742.

Boyle G. Ed. *Renewable Energy. Power for a Sustainable Future*. Oxford University Press, Oxford, UK; 1996.

Bouallagui H, Haouari O, Touhami Y, Ben Cheikh R, Marouani L, Handi M. Effect of temperature on the performance of an anaerobic tubular reactor treating fruit and vegetable waste. *Process Biochemistry* 2004; 39(12): 2143-2148.

Bouallagui H, Touhami Y, Ben Cheikh R, Handi M. Bioreactor performance in anaerobic digestion of fruit and vegetable wastes. *Process Biochemistry* 2005; 40(3-4): 989-995.

Chilton C. *Cost engineering in the process industry*. Ed. McGraw-Hill. New York, USA; 1960

Dobelmann J.K, Tijmensen M, Schillig F. van den Broek R, Robles-Fernández S *Instalaciones de Biomasa*. Ed. Sodean. Sevilla, Spain; 2004.

Ergüder T.H, Güven E, Demirer G. N. Anaerobic treatment of olive mill wastes in batch reactor process. *Process Biochemistry* 2000; 36(3), 243-248.

International Solid Waste Association (ISWA). *Industry as a partner in sustainable development - waste management*. Copenhagen, Denmark: International Solid Waste Association; 2002.

Junta de Extremadura. *Consejería de Agricultura y Medio Ambiente*. 2003

Kaparaju P, Rintala J. Anaerobic co-digestion of potato tuber and its industrial by-products with pig manure. *Resour Conser Recyc* 2003; 43(2):175-188.

Manga E. V, Forton O.T, Read A.D. Waste management in Cameroon: A new policy perspective?. *Resour Conser Recyc* 2008; 52 (4):592-600.

Marcos A, Carrasco F, López-Rodríguez F, Cuadros F. Caracterización y depuración biológica anaerobia de los efluentes residuales de un matadero. Comunicación presentada a la XXIX Reunión Bienal de la Real Sociedad Española de Física. Madrid, Spain; 2003

McKetta J J. *Encyclopædia of chemical processing and design*. Vol 12. Ed. Marcel Dekker. New York, USA; 1988.

Mbuligwe S.E, Kassenga G. R. Feasibility and strategies for anaerobic digestion of solid waste for energy production in Dar es Salaam city, Tanzania. *Resour Conser Recyc* 2004; 42(3):183-203.

Correspondencia

Fernando Rubiales Bravo
Departamento de Física Aplicada – Escuela de Ingeniería Industriales
Av. de Elvas s/n 06071 Badajoz
Phone: 625 756 117
E-mail : ferrubiales@unex.es