



*Departamento de Ingeniería Química,
Tecnología de Alimentos y
Tecnologías del Medio Ambiente*

Universidad de Cádiz

TESIS DOCTORAL

CARACTERIZACIÓN CINÉTICA DE LA DEGRADACIÓN
ANAEROBIA TERMOFÍLICA SECA DE LA FORSU.
EFECTO DE DIFERENTES PRETRATAMIENTOS SOBRE
LA BIODEGRADABILIDAD DEL RESIDUO.

Luis Alberto Fernández Güelfo

Cádiz, Marzo de 2008

Caracterización cinética de la degradación anaerobia termofílica seca de la FORSU. Efecto de diferentes pretratamientos sobre la biodegradabilidad del residuo.

Memoria presentada por el Ingeniero Químico D. Luis Alberto Fernández Güelfo para optar al grado de Doctor por la Universidad de Cádiz.

Fdo.: Luis Alberto Fernández Güelfo
Cádiz, Marzo de 2008

La presente tesis doctoral ha sido dirigida por los doctores D. Diego Sales Márquez, Catedrático del Área de Tecnologías del Medio Ambiente y D. Luis Isidoro Romero García, Profesor Titular del Área de Ingeniería Química y cumple los requisitos exigidos por la legislación vigente.

LOS DIRECTORES:

Fdo.: D. Diego Sales Márquez

Fdo.: D. Luis Isidoro Romero García

Vº Bº

Fdo.: D. José María Quiroga Alonso

*Director del Departamento de Ingeniería Química,
Tecnología de Alimentos y Tecnologías del Medio Ambiente*

Universidad de Cádiz

AGRADECIMIENTOS

Realmente, y a pesar de mi afición por la escritura, quiero dejar patente los innumerables dilémicos instantes de interrogación, en los que divagaba sobre consumir o no este pequeño momento de redacción. A lo mejor, por mi formación científica e ingenieril, tantas veces estuve tentado por ser sintético y práctico y sustituir diez al cubo palabras por una imagen de grupo y rematarla simplemente con "gracias".

Sin embargo, puestos a contar, caí en la cuenta de que una imagen rebosante de color realmente brilla descolorida, y aunque luce bastante siendo delgada, alegre e incluso la más grande reducida, sólo es el recuerdo de la moda y de tocados que se ven todos los días.

Así, acabo de decidirme y continuo redactando este epígrafe embrionario que típicamente engalana el comienzo de cualquier tesitura. Sin embargo, mis manos se inclinan por no plagiar comentarios gratificantes protegidos por derechos de autor, que aún así se repiten una y otra vez, para viciarme con otro tipo de adulaciones.

Querido leyente, deseo que las frases siguientes sean conmemoraciones a cinco años de objetivos, de amistad y a cinco años respirando una atmósfera que hasta entonces creía enferma terminal. Y no me estoy refiriendo al carismático aroma de los Residuos Sólidos Urbanos, sino a la fragancia sutil y elegante de un conjunto de individuos que ha pasado a ser mi hermano.

Desde El Rector hasta el Último Becario, gracias por amenizar mi ambiente de trabajo sin pedir nada a cambio y obsequiarme, a lo mejor sin daros cuenta, con un aliciente diario. Sobre todo cuando mi única motivación era escalar el Monte Calvario y crucificarme ante aquellos ensayos que no salían y que aún hoy llevo de escapulario.

(Gracias)² a los que confiaron en mí y me brindaron la oportunidad, Luigy y Diego, si he llegado a cavilar esta parrafada es por vosotros; gracias a quienes desconfiaron a primera vista y cambiaron de opinión a la segunda, Pera y Jordi, al final hablamos el mismo idioma; gracias a la paciencia de quienes me explicaron "*como adelantar*" cuando una "L" reflectante pincelaba mi bata, Blanca y Rosa, deberíais montar una autoescuela; gracias a las psicólogas pluriempleadas que me trataron el síndrome Pre-Doctoritis, Charo y Montse, cuando salgo a caminar sigo notando un desequilibrio...; gracias a quien jamás pronunció "*no pueda*", Carlos, "*deberte una*" es de vergüenza; gracias a quien supo compartir su cama conmigo dejando intacta mi virilidad, Liñe, "*Dr. Honoris Causa*" en Ingeniería Rosa y fundador del Triunvirato Carabela; gracias por ser de padres diferentes y aún así compartir mi genética portuense, Pupi, ADN de buitre-fenotipo de palomita impúdica; gracias por enseñarme que el "*tiempo es máspreciado que el oro*", Chema, eternamente me subiré la cremallera andando; gracias por vuestros gestos inválidos de infelicidad, Loli y Manzano, una buena filosofía de vida; gracias por desvirgarme dulcemente la docencia, Selu, a pesar de mi gratificante experiencia sigue habiendo Suelos Contaminados; gracias por ser diferente sin olvidar el concepto de "buena gente", Enrique, aunque pierda el apetito siempre me rondarán "*los gases*".

Llegado a este punto, claramente puedo ver como pasa la ocasión y esquivar piropearla, pero sería un desperdicio tratándose, además, de una ocasión despampanante, "*reventona*" y como menos "*pa cargársela*". Así que me la cargaré practicándole un sensual juicio, en la que cada imputado sea

AGRADECIMIENTOS

un becario, y la acusación su propia definición de oficio. Así, podría romper el hielo para quedarme con nieve fina y encabezar la lista con mi amigo Txomin y su visera Valentina, con Libo y Yousseff y sus bolsitas de nicotina, con el arco iris multicolor de mi tierra Andalucía o con la doble vida del Lara en las pistas de salsa, merengue u otros ingredientes de cocina. Con la cara recién nacida del niño Jesús pero con pelos más allá de la barba, con el acento candente de Julia que a cualquier oído le encanta, con Juana por su afición tractora, campechana y agraria, con el fervor ibérico de un Mou de bellota "Made in África"... y su video de literas haciendo el paria. Con la mirada en "busca y captura" de Santi y sus puntos de vista en los márgenes del texto, con la señorita Cruela De Ville que ha terminado adorando a un perro, con la Mirada Mayúscula de "M" y su comentario "*este sí que no lo entiendo*", con Dani más seis cuerdas dactilares cuyos nombres seguimos desconociendo, con Forster y su kilométrica serie de posters en incesante crecimiento. Con Víctor y su mosca revoloteando, con Cristina y su cargante paseo desde el instituto andando, con Rocio y su inimitable humor de contrabando, con Asun y su capitania potable, con Carmen y su lejanía que solo se alivia mediante el cable.

Por los que ya no están porque estuvieron, pero que siguen estando: Abel, Álvaro, Anthony Slim, Barragán, Carlitos, Cristina Vanesa, InmaculadaS, La Pitbull, Lourdes, Natalia, Metales, Raúl y M^a Ángeles, por los ángeles del cielo. Por los nuevos y las nuevas: Dani, Eli, Esther, Isabel, Lojo, Pablo y Tânia, de los que carezco de pruebas, pero les aguardo un juicio rápido en el testamento previo a cuando me muera. Por los biofrutas y biodiscos de María, Rocio y La Blanca Paloma, que con su pan se la coman.

Sincero agradecimiento a mis queridísimos fabricantes de datos: a los estrepitosos COT y Pronitros; a los calenturientos muflas y estufas de secado; a los meticulosos Titrator y cromatógrafos de gases; a los agitadores de la multitud; a los cuantificadores de protones solteros, a los inquietos reactivos ante quienes me quito el sombrero. Gracias a las calculadoras sin pilas y a cualquier equipo que tocasen mis dedos.

Ya sintiendo como tiembla el telón justo antes de caída, voy cerrando con una comparación jocosa en forma de despedida, ya que "*si un diamante es para siempre*", no deliro si veo en este departamento un escaparate con joyas humanas expertas en Medio Ambiente. Gracias a quien le deba un amnésico agradecimiento mórbido como el Hg sobre mi conciencia, porque a pesar de mi breve corpulencia, hoy derrocho gratitud a granel y ante un olvido, pido arrodillado clemencia.

Y en el límite cuando x tiende a cero, (gracias/ x) a mi familia por su constante preocupación y tesón ante los efectos colaterales de este trabajo de cuasi-ficción. Gracias al 25 de marzo y al 14 de febrero, gracias chiquilla por lo que tú y yo sabemos.

A todos, merci por ser así.

| | |
|-------------------|--|
| ACR | Asociación de Ciudades para el Reciclaje |
| AGV | Ácidos Grasos Volátiles |
| ARU | Aguas Residuales Urbanas |
| CA | Cáscara de Arroz |
| CD | Carbono Disuelto |
| CID | Carbono Inorgánico Disuelto |
| COD | Carbono Orgánico Disuelto |
| CE | Comunidad Europea |
| CEE | Comunidad Económica Europea |
| CER | Catálogo Europeo de Residuos |
| DATS | Digestión Anaerobia Termofílica Seca |
| DOO | Demanda Química de Oxígeno |
| DRANCO | Compostaje Anaerobio Seca (<i>Dry Anaerobic Composting</i>) |
| EDAR | Estación Depuradora de Aguas Residuales |
| EDARU | Estación Depuradora de Aguas Residuales Urbanas |
| FISH | Hibridación Molecular In Situ (<i>Fluorescent in situ hybridization</i>) |
| FORSU | Fracción Orgánica de los Residuos Sólidos Urbanos |
| HDPE | Poliétileno de alta densidad (<i>High Density Polyethylene</i>) |
| INE | Instituto Nacional de Estadística |
| LDPE | Poliétileno de baja densidad (<i>Low Density Polyethylene</i>) |
| LER | Lista Europea de Residuos |
| MBT | Tratamiento Mecánico Biológico (<i>Mechanical-Biological Treatment</i>) |
| MEC | Ministerio de Educación y Ciencia |
| MCyT | Ministerio de Ciencia y Tecnología |
| OMS | Organización Mundial de la Salud |
| PCI | Poder Calorífico Inferior |
| PETE | Poliétileno tereftalato |
| PNRU | Plan Nacional de Residuos Urbanos |
| PP | Polipropileno |
| PS | Poliestireno |
| PVC | Cloruro de Polivinilo |
| RD | Real Decreto |
| ROF | Residuo Orgánico Fresco |
| RODC | Residuo Orgánico Digerido de Cerdo |
| RSU | Residuos Sólidos Urbanos |
| RU | Residuos Urbanos |
| SEBAC | Compostaje Anaerobio Secuencial Discontinuo (<i>Sequential Batch Anaerobic Composting</i>) |
| SIG | Sistema Integrado de Gestión |
| SF | Sólidos Fijos |
| SFS | Sólidos Fijos en Suspensión |
| ST | Sólidos Totales |
| STS | Sólidos Totales en Suspensión |
| SV | Sólidos Volátiles |
| SVD | Sólidos Volátiles Disueltos |
| SVS | Sólidos Volátiles en Suspensión |
| TR | Tiempo de Retención |
| THR | Tiempo Hidráulico de Retención |
| TRS | Tiempo de Retención de Sólidos |
| VCO _C | Velocidad de Carga Orgánica Consumida |
| VCO _{CM} | Velocidad de Carga Orgánica Consumida Media |
| VCO _{NC} | Velocidad de Carga Orgánica No Consumida |
| VCO ₀ | Velocidad de Carga Orgánica Inicial Alimentada |

ÍNDICE

CAPÍTULO I. INTRODUCCIÓN Y OBJETIVOS

CAPÍTULO II. ANTECEDENTES GENERALES

| | |
|--|-------|
| 1. PROBLEMÁTICA DE LOS RESIDUOS URBANOS | II.1 |
| 1.1 Situación actual | II.2 |
| 1.1.1 Generación y tipología | II.2 |
| 1.1.2 Características de los RU domésticos o domiciliarios | II.5 |
| 1.1.3 Legislación y normativa | II.10 |
| 1.2 Gestión y tratamiento de RU | II.19 |
| 1.2.1 Modelos de gestión de RU | II.19 |
| 1.2.2 Instalaciones de gestión de RU domiciliarios | II.23 |
| 1.2.3 Tratamientos aplicables a los RU domiciliarios | II.24 |
| 2. DEGRADACIÓN ANAEROBIA DE LOS RSU | II.32 |
| 2.1 Etapas de la degradación anaerobia de los RSU..... | II.32 |
| 2.1.1 Hidrólisis | II.35 |
| 2.1.2 Acidogénesis | II.36 |
| 2.1.3 Acetogénesis | II.36 |
| 2.1.4 Metanogénesis | II.37 |
| 2.2 Variables de operación de la degradación anaerobia de RSU..... | II.39 |
| 2.2.1 Temperatura | II.40 |
| 2.2.2 Nutrientes e inhibidores | II.44 |
| 2.2.3 Carga orgánica y tiempo de retención..... | II.51 |
| 2.2.4 Tamaño de partícula | II.54 |
| 2.2.5 Grado de mezcla | II.56 |
| 2.3 Arranque de la digestión anaerobia seca | II.57 |
| 2.3.1 Tipo de inoculación..... | II.58 |
| 3. VARIABLES DE ESTADO Y CONTROL DEL PROCESO | II.61 |
| 3.1 Efecto del pH | II.61 |
| 3.2 Efecto de la acidez volátil y de la alcalinidad..... | II.63 |
| 3.3 Efecto de la producción de biogás..... | II.67 |

| | |
|---|--------|
| 4. TECNOLOGÍAS PARA LA DEGRADACIÓN ANAEROBIA DE RSU | II.69 |
| 4.1 Evolución de la biometanización en Europa | II.69 |
| 4.2 Clasificación de sistemas anaerobios para el tratamiento de RSU | II.71 |
| 4.2.1 Temperatura del proceso | II.71 |
| 4.2.2 Contenido en sólidos..... | II.72 |
| 4.2.3 Etapas del proceso..... | II.72 |
| 4.2.4 Mezcla de residuos | II.73 |
| 4.2.5 Configuración espacial de los reactores | II.75 |
| 4.3 Sistema tipo SEBAC (<i>Sequential Batch Anaerobic Composting</i>) | II.76 |
| 4.3.1 Generalidades..... | II.76 |
| 4.3.2 Procedimiento de operación..... | II.78 |
| 4.3.3 Microbiología y modelización del proceso..... | II.82 |
| 4.3.4 Perspectivas actuales | II.85 |
| 4.4 Tecnologías a escala industrial para el tratamiento de RSU | II.86 |
| 4.4.1 Valorga | II.86 |
| 4.4.2 DRANCO (<i>Dry Anaerobic Composting</i>) | II.87 |
| 4.4.3 BRV | II.89 |
| 4.4.4 Kompogas | II.90 |
| 4.4.5 BTA | II.91 |
| 5. CINÉTICA DE LA DEGRADACIÓN ANAEROBIA DE RSU | II.93 |
| 5.1 Modelos generales de degradación anaerobia | II.93 |
| 5.1.1 Modelo de Romero (1991) | II.100 |
| 5.1.1.1 Procesos discontinuos..... | II.102 |
| 5.1.1.2 Procesos estacionarios continuos..... | II.106 |
| 5.2 Otros modelos aplicados a los RSU | II.108 |
| 6. PRETRATAMIENTOS DE LA FORSU | II.112 |
| 6.1 Pretratamiento de residuos complejos..... | II.112 |
| 6.1.1 Pretratamientos físicos..... | II.113 |
| 6.1.1.1 Pretratamientos mecánicos..... | II.114 |
| 6.1.1.2 Pretratamiento térmico | II.114 |
| 6.1.1.3 Pretratamiento con energía ultrasónica..... | II.116 |
| 6.1.2 Pretratamiento Químico | II.116 |
| 6.1.3 Pretratamiento Biológico | II.118 |
| 6.1.4 Combinaciones de pretratamientos..... | II.118 |

**CAPÍTULO III. ESTUDIO SEMICONTINUO CON FORSU SINTÉTICA:
DETERMINACIÓN DEL TRS MÍNIMO Y ÓPTIMO Y
CARACTERIZACIÓN CINÉTICA DEL PROCESO**

| | |
|---|--------|
| 1. MATERIAL Y MÉTODOS | III.1 |
| 1.1 Plan de trabajo..... | III.1 |
| 1.1.1 Obtención del inóculo | III.2 |
| 1.1.2 Puesta en marcha y estabilización del reactor semicontinuo | III.5 |
| 1.1.3 Determinación del TRS mínimo y óptimo | III.5 |
| 1.1.4 Caracterización cinética del proceso | III.5 |
| 1.2 Equipos empleados | III.6 |
| 1.2.1 Tecnología SEBAC para la obtención del inóculo | III.6 |
| 1.2.2 Reactor semicontinuo de tanque agitado de 5 litros..... | III.8 |
| 1.2.3 Recogida del biogás | III.10 |
| 2. RESULTADOS Y DISCUSIÓN | III.11 |
| 2.1 Obtención del inóculo. Sistema SEBAC | III.11 |
| 2.2 Protocolo de puesta en marcha del reactor semicontinuo..... | III.27 |
| 2.2.1 Caracterización de los residuos empleados para el arranque del reactor semicontinuo | III.28 |
| 2.2.2 El arranque del reactor | III.29 |
| 2.2.2.1 Seguimiento de la Velocidad de Carga Orgánica Consumida (VCO _c) y biogás generado..... | III.30 |
| 2.2.2.2 Seguimiento de la acidez y la alcalinidad | III.38 |
| 2.2.2.3 Seguimiento del nitrógeno amoniacal..... | III.41 |
| 2.2.2.4 Porcentajes globales de eliminación..... | III.41 |
| 2.2.3 Microbiología de la puesta en marcha del reactor | III.43 |
| 2.2.3.1 Caracterización microbiológica del inóculo..... | III.45 |
| 2.2.3.2 Evolución de la microbiota anaerobia en las etapas de arranque y estabilización | III.46 |
| 2.3 Determinación del TRS _{MIN} y TRS _{OPT} | III.53 |
| 2.3.1 Seguimiento de la Velocidad de Carga Orgánica Consumida (VCO _c) y biogás generado | III.54 |
| 2.3.2 Seguimiento de la acidez y el pH | III.60 |
| 2.3.3 Seguimiento de la alcalinidad y el amonio..... | III.62 |

| | |
|---|--------------|
| 1.1.3 Sustitución de la alimentación sintética por FORSU industrial y determinación del $TR_{S_{MIN}}$ y $TR_{S_{OPT}}$ | IV.2 |
| 2. RESULTADOS Y DISCUSIÓN | IV.4 |
| 2.1 Re-inoculación discontinua del reactor..... | IV.4 |
| 2.1.1 Caracterización de los residuos..... | IV.4 |
| 2.1.2 Seguimiento del pH del digestor..... | IV.4 |
| 2.1.3 Seguimiento del biogás generado | IV.5 |
| 2.2 Re-arranque del reactor semicontinuo | IV.8 |
| 2.2.1 Seguimiento de la Velocidad de Carga Orgánica Consumida (VCO_c) y biogás generado | IV.8 |
| 2.2.2 Seguimiento del biogás generado | IV.9 |
| 2.2.3 Porcentajes globales de eliminación | IV.12 |
| 2.3 Sustitución de la alimentación sintética por FORSU industrial y determinación del $TR_{S_{MIN}}$ y $TR_{S_{OPT}}$ | IV.13 |
| 2.3.1 Seguimiento de la Velocidad de Carga Orgánica Consumida (VCO_c) y biogás generado | IV.14 |
| 2.3.2 Seguimiento de la acidez | IV.20 |
| 2.3.3 Seguimiento de la alcalinidad, el pH y el nitrógeno amoniacal..... | IV.22 |
| 2.3.4 Porcentajes globales de eliminación | IV.24 |
| 2.3.5 Análisis de la evolución del proceso..... | IV.25 |
| 2.4 Caracterización cinética del digestor semicontinuo cuando se emplea FORSU industrial como alimentación | IV.29 |
| 2.4.1 Aplicación de los modelos a los resultados experimentales..... | IV.29 |
| 2.4.1.1 Modelo de utilización de sustrato y producción de productos.. | IV.29 |
| 2.4.1.1.1 Resultados obtenidos al aplicar los modelos de consumo de sustrato | IV.30 |
| 2.4.1.1.2 Resultados obtenidos al aplicar el modelo de Romero de producción productos | IV.32 |
| 2.4.2 Verificación del modelo para los TRS de 12, 10, 15, 13 y 12 días | IV.35 |
| 2.4.2.1 Simulación del reactor operando con TRS de 12, 10, 15, 13 y 12 días | IV.37 |
| 3. CONCLUSIONES..... | IV.39 |
| ANEXO DE TABLAS | IV.42 |

| |
|--|
| <p style="text-align: center;">CAPÍTULO V. APLICACIÓN DE PRETRATAMIENTOS TERMOQUÍMICOS Y BIOLÓGICOS A LA FORSU INDUSTRIAL</p> |
|--|

| | |
|--|------|
| 1. MATERIAL Y MÉTODOS | V.1 |
| 1.1 Plan de trabajo | V.1 |
| 1.2 Pretratamientos termoquímicos | V.2 |
| 1.2.1 Diseño de experimentos..... | V.2 |
| 1.2.2 Equipo empleado | V.3 |
| 1.2.3 Metodología..... | V.4 |
| 1.3 Pretratamientos biológicos | V.4 |
| 1.3.1 Diseño de experimentos..... | V.4 |
| 1.3.2 Equipo empleado | V.4 |
| 1.3.3 Metodología..... | V.5 |
| 1.3.3.1 Metodología de los ensayos con Compost maduro | V.5 |
| 1.3.3.2 Metodología de los ensayos con el hongo <i>Aspergillus</i> <i>Awamori</i> | V.6 |
| 1.3.3.2.1 Preparación del inóculo | V.6 |
| 1.3.3.2.1.1 Procedimiento..... | V.6 |
| 1.3.3.3 Cuantificación de los microorganismos totales y viables en muestras de lodo activo..... | V.8 |
| 2. RESULTADOS Y DISCUSIÓN..... | V.13 |
| 2.1 Pretratamientos termoquímicos | V.13 |
| 2.1.1 Atmósfera inerte | V.13 |
| 2.1.2 Atmósfera oxidante | V.15 |
| 2.1.3 Comparativa de rendimientos | V.16 |
| 2.2 Pretratamientos biológicos..... | V.16 |
| 2.2.1 Batería 1. Compost maduro | V.16 |
| 2.2.2 Batería 2. <i>Aspergillus awamori</i> | V.18 |
| 2.2.3 Batería 3. Lodo activo de EDAR convencional | V.18 |
| 2.2.4 Comparativa de rendimientos | V.19 |
| 2.3 Análisis estadístico de los resultados | V.20 |
| 2.3.1 Pretratamientos termoquímicos | V.20 |
| 2.3.2 Pretratamientos biológicos..... | V.22 |

| | |
|------------------------|------|
| 3. CONCLUSIONES..... | V.23 |
| ANEXO ESTADÍSTICO..... | V.25 |

| |
|---|
| <p>CAPÍTULO VI. ESTUDIO DE BIODEGRADABILIDAD CON FORSU INDUSTRIAL PRETRATADA</p> |
|---|

| | |
|--|-------|
| 1. MATERIAL Y MÉTODOS | VI.1 |
| 1.1 Plan de trabajo..... | VI.1 |
| 1.2 Diseño de experimentos | VI.2 |
| 1.2.1 Equipos empleados | VI.3 |
| 1.3 Metodología..... | VI.5 |
| 1.3.1 Estudios de biodegradabilidad en discontinuo | VI.5 |
| 1.3.1.1 Procedencia del inóculo..... | VI.5 |
| 1.3.1.2 Metodología reactor 1 | VI.5 |
| 1.3.1.3 Metodología reactores 2, 3 y 4 | VI.5 |
| 1.3.1.4 Metodología reactores 5 y 6 | VI.6 |
| 1.3.2 Estudios de biodegradabilidad en semicontinuo | VI.6 |
| 2. RESULTADOS Y DISCUSIÓN | VI.7 |
| 2.1 Estudios de biodegradabilidad en discontinuo | VI.7 |
| 2.1.1 Caracterización de residuos | VI.7 |
| 2.1.2 Seguimiento de la producción acumulada de metano y de la eliminación de materia orgánica | VI.9 |
| 2.1.3 Seguimiento de la acidez total..... | VI.12 |
| 2.1.4 Valores medios de Alcalinidad, ratio acidez volátil/ alcalinidad, Amonio y pH | VI.15 |
| 2.1.5 Porcentajes de eliminación..... | VI.16 |
| 2.1.6 Caracterización cinética del proceso..... | VI.18 |
| 2.1.6.1 Ajuste del Carbono Orgánico Disuelto (COD) | VI.18 |
| 2.1.6.2 Ajuste de la producción de metano..... | VI.20 |
| 2.1.6.3 Análisis de los resultados de la modelización cinética | VI.22 |

| | |
|--|-------|
| 2.2 Estudios de biodegradabilidad en semicontinuo..... | VI.26 |
| 2.2.1 Caracterización físico-química de los residuos empleados | VI.26 |
| 2.2.2 Comparativa de rendimientos para los TRS de 15 y 10 días..... | VI.27 |
| 3. CONCLUSIONES | VI.32 |

| |
|--|
| CAPÍTULO VII. GRADO DE CONSECUCIÓN DE LOS OBJETIVOS GLOBALES Y CONCLUSIONES GENERALES |
|--|

| |
|-----------------------------------|
| ANEXO: TÉCNICAS ANALÍTICAS |
|-----------------------------------|

| | |
|---|------|
| 1. MUESTREO Y PREPARACIÓN DE LOS RESIDUOS SÓLIDOS | A.1 |
| 2. SELECCIÓN Y ACONDICIONAMIENTO DE LAS MATERIAS PRIMAS | A.2 |
| 3. PUESTA A PUNTO DE LAS TÉCNICAS ANALÍTICAS | A.5 |
| 3.1 Metodología de preparación de muestras y esquema analítico global | A.5 |
| 3.1.1 pH | A.7 |
| 3.1.2 Sólidos Totales (ST) | A.8 |
| 3.1.3 Sólidos Volátiles (SV) | A.8 |
| 3.1.4 Carbono Orgánico Total soluble (COT soluble) | A.8 |
| 3.1.5 Nitrógeno total | A.9 |
| 3.1.6 Nitrógeno amoniacal | A.10 |
| 3.1.7 Fósforo total | A.11 |
| 3.1.8 Alcalinidad | A.12 |
| 3.1.9 Acidez volátil por Cromatografía gaseosa..... | A.12 |
| 3.1.10 Volumen de biogás | A.15 |
| 3.1.11 Composición del biogás | A.16 |

| |
|---------------------|
| BIBLIOGRAFÍA |
|---------------------|

CAPÍTULO I: Introducción y objetivos

En España se generan en la actualidad aproximadamente 24 millones de toneladas de residuos urbanos, de las que un 40-45% se pueden considerar como fracción orgánica según datos del II Plan Nacional de Residuos Urbanos (II PNRU 2008-2015) y, por tanto, susceptible de la aplicación de un tratamiento biológico. Hasta hace escasamente una década, el destino final de estos residuos era su depósito en vertedero, con los conocidos inconvenientes acarreados por este tipo de gestión.

Los compromisos adquiridos con nuestra incorporación a la Unión Europea, han trascendido a través de la incorporación a nuestro ordenamiento jurídico, administrativo y competencial de las políticas medioambientales marcadas por las directivas europeas en materia de residuos.

A la espera de la aparición de la próxima directiva sobre tratamiento biológico de residuos, que actualmente se encuentra en fase de borrador, el posicionamiento de España ha sido claro en la implantación de un sistema de recogida selectiva y de la aparición de empresas SIG (Sistema Integrado de Gestión) que actualmente abarcan un numeroso grupo de residuos que habitualmente acababan en vertedero. Aunque el camino está aún por andar, la senda parece claramente definida hacia una gestión integral de los residuos urbanos.

La apuesta por los tratamientos biológicos para la valorización de la materia orgánica en España también es evidente, y como indica el II PNRU, la incineración sólo está prevista en aquellas circunstancias especiales que no permitan otro tipo de gestión que lleve asociado el reciclaje o reutilización como objetivo primario de la gestión. Por añadidura, se ha endurecido la normativa relativa a los niveles de emisión de las instalaciones de incineración y la normativa relativa a la eliminación en vertedero, con la que la Unión europea quiere recuperar hasta un 75% de la materia orgánica que en 1998 tenía en el vertedero su destino final.

Todo ello ha permitido la proliferación, no sólo en España sino en Europa, de plantas de tratamiento de residuos orgánicos, incluyendo la Fracción Orgánica de los Residuos Sólidos Urbanos (FORSU). Se ha pasado en sólo 14 años a multiplicar por 15 la capacidad de tratamiento biológico de residuos orgánicos en Europa.

Los dos tratamientos biológicos que aglutinan el grueso de las tecnologías desarrolladas para el tratamiento de la FORSU son el compostaje aerobio y la digestión anaerobia seca. La aplicación de tecnologías como el compostaje y la digestión anaerobia permite el aprovechamiento energético y valorización de estos residuos obteniendo productos finales comercializables como el compost y el biogás (*Tchobanoglous, 1994*).

Desde el Grupo de Investigación de Tecnologías del Medio Ambiente de la Universidad de Cádiz (Grupo consolidado y de excelencia del Plan andaluz de Investigación TEP-181), se ha potenciado en los últimos años la creación de una nueva línea de investigación en este sentido. Los esfuerzos se han centrado en el estudio sobre tratamiento biológico de residuos sólidos que ha tenido sus primeros pasos en la gestación y lectura de una tesis doctoral sobre compostaje aerobio de Residuos Sólidos Urbanos (*Delgado, 2003*), así como tres tesis doctorales y dos trabajos de investigación centrados en la digestión anaerobia seca (*Álvarez, 2005; Forster, 2005; Montero, 2006; Fdez.-Güelfo, 2004; Fdez-Rodríguez, 2006*). Ambos procesos son los más utilizados a nivel industrial en las plantas que se han construido y se encuentran en operación en España.

El compostaje aerobio es la tecnología más extendida con diferencia por su simplicidad y menores costes operativos y de inversión, pero la degradación anaerobia seca se postula como un tratamiento alternativo o complementario que permite la recuperación de energía en forma de biogás. Por ello, algunas de estas plantas, han optado por la inclusión de un tratamiento de biometanización en sus diagramas de proceso.

En el ámbito de la digestión anaerobia seca, en la provincia de Cádiz ha sido construida una planta de tratamiento de residuos sólidos urbanos que cuenta con unidades de digestión anaerobia seca y compostaje aerobio, y que se encuentra en la actualidad en fase de puesta en marcha en su tratamiento de biometanización.

Uno de los aspectos que mayor interés ha suscitado en el estudio de la digestión anaerobia seca, es la fase de arranque que, por las características propias del residuo,

constituye una de las etapas más delicadas del proceso y que mayor variedad presenta respecto a las estrategias utilizadas a nivel industrial.

Las estrategias de arranque detalladas en la bibliografía han sido muy dispares. Los principales aspectos que se han estudiado durante la puesta en marcha son el tipo de inóculo utilizado, las condiciones de temperatura, la aplicación de pretratamientos fisicoquímicos y el empleo de diferentes configuraciones del proceso.

El trabajo actual se enmarca en el seno de dos proyectos de investigación financiados con fondos del Plan Nacional de I+D del Ministerio de Ciencia y Tecnología (MCyT) y del Ministerio de Educación y Ciencia (MEC). Las referencias de los proyectos mencionados así como sus títulos se recogen a continuación:

1. MCyT (*PPQ2001-4032*): "Diseño y optimización de un protocolo de arranque y estabilización del proceso de digestión anaerobia termofílica de alto contenido en sólidos (digestión seca). Desarrollo y aplicación de las técnicas microbiológicas de recuento bacteriano y de los tests de actividad para el seguimiento y control del proceso".
2. MEC (*CTM2004-01655/TECNO*): "Optimización de la digestión anaerobia seca de la fracción orgánica de residuos sólidos urbanos. Valorización del efluente del proceso mediante compostaje".

El presente trabajo plantea los siguientes objetivos:

1. Optimizar la puesta en marcha de un reactor semicontinuo para la degradación anaerobia termofílica seca de la FORSU y determinar el Tiempo de Retención de Sólidos mínimo (TRS_{MIN}) y óptimo (TRS_{OPT}) para la operación semicontinua en reactores convencionales de tanque agitado sin retención de microorganismos, empleando tanto una alimentación sintética triturada como una FORSU industrial procedente de un trommel industrial.

2. Caracterizar la cinética intrínseca de la Digestión Anaerobia Termofílica Seca (DATS). El interés de este objetivo responde a la necesidad de establecer cuál es el paso limitante de la velocidad global del proceso anaerobio termofílico de alto contenido en sólidos cuando se desarrolla en reactores monoetapa. Para la DAT de bajo contenido en sólidos o digestión húmeda la etapa limitante de la velocidad es la metanogénesis del acetato. Sin embargo, en procesos de alto contenido en sólidos, la etapa hidrolítica puede llegar a convertirse en el paso limitante del proceso.

3. Acelerar la velocidad de hidrólisis y aumentar la biodegradabilidad anaerobia de la FORSU procedente de plantas industriales de tratamiento de basuras, utilizando diferentes pretratamientos termoquímicos y biológicos. Cuando se utilizan alimentaciones de FORSU tal y como se obtienen tras las etapas de triaje en plantas de tratamiento de basuras, la aplicación de pretratamientos específicos para conseguir la rápida solubilización de la materia orgánica en el medio puede permitir un aumento de la velocidad global del proceso y, además, evitar las sobrecargas y acidificaciones típicas de los reactores de FORSU.

Hipótesis planteadas para la consecución de los objetivos propuestos

El trabajo a desarrollar en la Tesis Doctoral parte como hipótesis fundamental de la viabilidad del proceso de degradación anaerobia termofílica para el tratamiento de la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos. En este sentido se espera que el proceso de digestión anaerobia en condiciones termofílicas permita reducir de forma significativa el contenido en materia orgánica biodegradable de los RSU, y por tanto su carga contaminante, obteniéndose un efluente líquido estabilizado y una elevada producción de biogás.

Esta hipótesis está avalada por los trabajos realizados previamente en el Grupo de Investigación. Así, por ejemplo, en los trabajos experimentales desarrollados por Álvarez (2005) y Fdez.-Rodríguez (2006) se ha conseguido operar de forma estable para degradar FORSU industrial empleando reactores discontinuos.

Otra hipótesis considerada es que la realización de ensayos específicos utilizando reactores discontinuos y reactores semicontinuos de tipo tanque agitado permitirá caracterizar la cinética global del ecosistema microbiano anaerobio termofílico.

La realización de ensayos discontinuos para caracterizar la cinética intrínseca del proceso de degradación anaerobia termofílica de la materia orgánica suele provocar una separación de fases espontánea en el proceso. Así, como consecuencia de la alta velocidad de fermentación de los microorganismos acidogénicos, los productos de la hidrólisis inicial son rápidamente transformados a Ácidos Grasos Volátiles (AGV), lo que provoca una acidificación del medio que inhibe parcialmente a los microorganismos acetogénicos y a los metanogénicos consumidores de acetato. Como consecuencia en una primera etapa se produce la hidrólisis y acidogénesis del residuo, acompañada de la utilización del hidrógeno generado por las metanógenas utilizadoras de hidrógeno, y en la segunda fase se producen las etapas de acetogénesis y metanogénesis a partir de acetato. La modelización de las cinéticas de ambas etapas permite obtener los parámetros característicos de las mismas pero, lógicamente, no considera los efectos

sinérgicos que se producen en el ecosistema microbiano anaerobio cuando las actividades están balanceadas.

Para tener en cuenta este efecto, podrían utilizarse sistemas que operen en continuo y/o semicontinuo donde tiene lugar, tras un período transitorio de aclimatación a las condiciones de operación impuestas, la sincronización de las actividades de las diferentes poblaciones microbianas involucradas en la digestión y, por tanto, este sistema permite obtener información de la cinética global del proceso (que estará limitada por la etapa más lenta para transformaciones acopladas en serie) y de los óptimos de funcionamiento globales.

Una tercera hipótesis en la que se sustenta este trabajo es que la etapa lenta o limitante de la velocidad global del proceso de degradación anaerobia termofílica de FORSU es la hidrólisis y/o la metanización de los AGV generados. Es decir, se admite que las velocidades de las etapas acidogénica y la de la transformación de hidrógeno en metano son mucho mayores y, por tanto, no limitarán la velocidad del proceso global cuando se utilizan reactores monoetapa operando en continuo o semicontinuo.

En la degradación anaerobia termofílica de bajo contenido en sólidos la etapa limitante de la velocidad es la metanogénesis a partir de los AGV. No obstante, en los procesos de digestión seca (20-30% de contenido en sólidos) muchos autores han descrito que la etapa lenta es la hidrólisis del material particulado y la solubilización de la materia orgánica en el medio líquido. Finalmente, cabe resaltar que las velocidades específicas de crecimiento descritas en la bibliografía para los microorganismos responsables de la etapa acidogénica y de la metanogénesis a partir de hidrógeno son muy superiores a los de las etapas consideradas previamente.

Finalmente la última hipótesis en la que se basa el trabajo previsto en la Tesis Doctoral es que la aplicación de pretratamientos físico-químicos y/o biológicos a la FORSU puede conseguir un aumento en la velocidad de hidrólisis y un aumento de su biodegradabilidad anaerobia. Se espera que estos tratamientos sean particularmente efectivos cuando la alimentación del proceso corresponda a FORSU procedente de una

planta de tratamientos de basuras ya que, en este caso, el residuo no se encuentra triturado.

Esta hipótesis se sustenta en la información bibliográfica relativa a la aplicación de pretratamientos a otros tipos de residuos orgánicos tal y como los lodos de EDAR. En el caso de los lodos se han documentado importantes aumentos tanto de la hidrólisis como de la biodegradabilidad cuando se utilizan tratamientos de tipo termoquímico. Por otra parte, algunos pretratamientos de tipo biológico se han aplicado en las plantas industriales de tratamiento de FORSU.

En el caso de las plantas industriales de tratamiento de basuras, la fracción orgánica se obtiene tras una serie de etapas de procesamiento previas y finalmente se separa a través de un trommel (con luz de paso comprendidas entre 30 y 70 mm). En consecuencia la FORSU se encuentra en forma particulada y la hidrólisis y solubilización de la materia orgánica puede verse sensiblemente aumentada mediante el uso de los pretratamientos indicados.

CAPÍTULO II: Antecedentes generales

1. PROBLEMÁTICA DE LOS RESIDUOS URBANOS

Si algo resulta evidente para el observador de la historia es la constante capacidad de cambio y adaptación de la sociedad. Los modelos sociales y culturales han experimentado transformaciones muy profundas asociadas al desarrollo de conceptos éticos, políticos y, por qué no decirlo, tecnológicos. Cada avance tecnológico de cierto calado, ha supuesto una revolución social asociada y el consiguiente replanteamiento lógico de la situación ante la aparición de nuevos problemas hasta ese momento inexistentes.

La capacidad creciente de explotación de los recursos naturales conjuntamente con un modelo de crecimiento basado en el consumo ha provocado el abandono de las prácticas de producción artesanales a favor de los modelos de explotación intensivos.

Saciar el poco afortunado eslogan de “usar y tirar” ha supuesto un aumento considerable en la generación de residuos, que además han variado en cuanto a su composición, apareciendo en ellos fracciones crecientes de materiales inertes (plásticos, metales, vidrio,...) así como distintos contaminantes químicos (metales pesados, productos fitotóxicos, etc.).

Del mismo modo, la reintroducción en la cadena productiva de los residuos con aprovechamiento agrario, ha sufrido un receso hasta el punto de ser sustituidos por formulaciones químicas comerciales. Estos residuos tuvieron entonces que ser eliminados de forma controlada a través, fundamentalmente, de vertederos. Los vertederos han sido el método más económico y rápido de gestión de la creciente generación de residuos. Sin embargo, el concepto de desarrollo sostenible está en clara oposición a la utilización como vía única y/o principal de gestión de residuos urbanos de esta alternativa de gestión.

En las sociedades desarrolladas se está promoviendo un fuerte proceso de concienciación que ha supuesto el rechazo frontal de la opinión pública hacia la eliminación de residuos vía vertedero, promoviendo alternativas más sostenibles como el reciclaje.

1.1 Situación actual

1.1.1 Generación y tipología

La cantidad de residuos sólidos urbanos producidos en una ciudad depende esencialmente de factores tales como (*Costa, 1991*):

- Hábitat.
- Nivel de vida y costumbres de la población.
- Época del año.
- Movimiento estacional (vacaciones y fines de semana).
- Clima (aumento de cenizas en invierno como consecuencia, sobre todo en zonas rurales, de calefacciones de carbón y madera).
- Nuevos métodos de acondicionamiento de mercancías, tipologías de envases y embalajes, etc.

Aunque el primer Plan Nacional de Residuos Urbanos (PNRU, 2000-2006), situaba la generación de RU en 17,2 millones de toneladas (en datos del año 1996), el informe del Instituto Nacional de Estadística (aparecido en Octubre de 2004) indicaba una generación de 24,0 millones de toneladas para el año 2002, una cifra un 0,02% inferior a la indicada en el informe del año 2001. Por otro lado, el II PNRU (2008-2015) sitúa la generación de RU en 22,7 millones de toneladas para el año 2004, lo cual denota que los programas de prevención y recogida selectiva estaban comenzando a dar sus frutos.

En la tabla II.1 se recoge la información más reciente sobre la generación de RU en España, por Comunidades Autónomas, en el año 2004 según el II PNRU.

En el II PNRU (2008-2015) se indica una media de generación nacional de 1,437 kg por habitante y día en el año 2004 (Figura 1), ratio que ha seguido aumentando sustancialmente en estos últimos años. La distribución de esta generación tampoco es muy uniforme en el territorio nacional con índices que van desde los 2,02 kg por habitante y día en las Baleares o 1,488 en Andalucía, y los 1,61 de Cantabria. Sin embargo, en ningún caso son cifras comparables a las que se pueden encontrar en algunos países de la Unión Europea o los Estados Unidos con casi 4 kg por habitante y día. En estudios recientes realizados por la Universidad de Cádiz dentro del "Plan de Calidad ambiental del Campo de Gibraltar" se han obtenido ratios de generación de

1,73 kg por habitante y día en 2003 en la Bahía de Algeciras (*Quiroga y Álvarez-Gallego, 2003*).

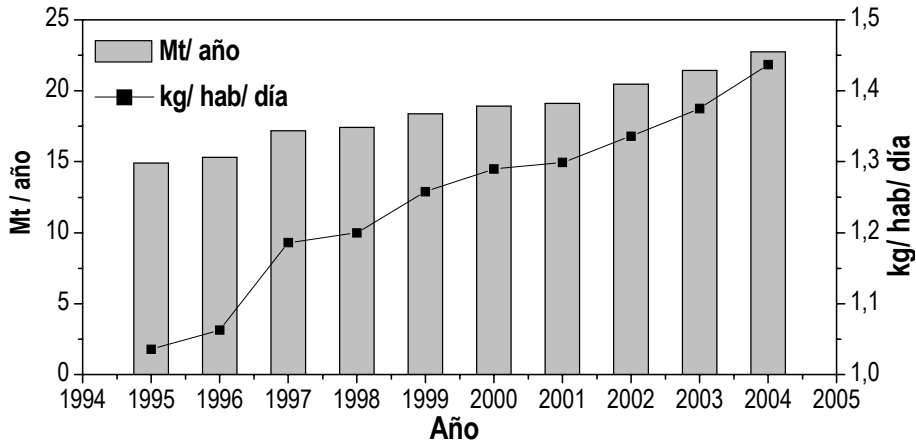


FIG. 1. Generación de Residuos Urbanos 1995-2004 según el II PNUR (2008-2015)

TABLA II.1. Distribución por Comunidades Autónomas de la generación de residuos urbanos (2004) según el II PNUR (2008-2015)

| Comunidad | TM anuales (2004) | Población (2004) | kg hab. ⁻¹ año ⁻¹ | kg hab. ⁻¹ día ⁻¹ | % |
|--------------------|-------------------|-------------------|---|---|------------|
| Andalucía | 4.175.245 | 7.687.518 | 543,1 | 1,488 | 18,36 |
| Aragón | 597.489 | 1.249.584 | 478,2 | 1,310 | 2,63 |
| Asturias | 533.015 | 1.073.761 | 496,4 | 1,360 | 2,34 |
| Baleares | 704.155 | 955.045 | 737,3 | 2,020 | 3,10 |
| Canarias | 1.405.336 | 1.915.540 | 733,7 | 2,010 | 6,18 |
| Cantabria | 316.019 | 554.784 | 587,7 | 1,610 | 1,43 |
| Castilla-La Mancha | 762.571 | 1.848.881 | 412,5 | 1,130 | 3,35 |
| Castilla-León | 1.017.693 | 2.493.918 | 408,1 | 1,118 | 4,48 |
| Cataluña | 3.978.978 | 6.813.319 | 584,0 | 1,600 | 17,50 |
| Valencia | 2.371.378 | 4.543.304 | 522,0 | 1,430 | 10,43 |
| Extremadura | 476.863 | 1.075.286 | 443,5 | 1,215 | 2,10 |
| Galicia | 913.740 | 2.750.985 | 332,2 | 0,910 | 4,02 |
| Madrid | 3.320.101 | 5.804.829 | 572,0 | 1,567 | 14,60 |
| Murcia | 567.076 | 1.294.694 | 438,0 | 1,200 | 2,50 |
| Navarra | 273.188 | 584.734 | 467,2 | 1,280 | 1,20 |
| País Vasco | 1.077.819 | 2.115.279 | 509,5 | 1,396 | 4,74 |
| La Rioja | 149.791 | 293.553 | 510,3 | 1,398 | 0,66 |
| Ceuta | 42.208 | 74.654 | 565,4 | 1,549 | 0,19 |
| Melilla | 42.477 | 68.016 | 624,5 | 1,711 | 0,19 |
| ESPAÑA | 22.735.142 | 43.197.684 | 524,5 | 1,437 | 100 |

Los diferentes tipos de residuos urbanos en función de su origen, se pueden agrupar de la siguiente forma (*Tchobanoglous, 1994*)

- Residuos domésticos o domiciliarios. Los residuos producidos en las viviendas que suelen incluir restos de comida, papel, cartón, plásticos, textiles, cuero, madera, vidrio, latas y otros elementos comunes de la actividad de consumo residencial. En este grupo también pueden incluirse los residuos que son objeto de servicios especiales de recogida como los artículos voluminosos, electrodomésticos, baterías, etc.
- Residuos comerciales. Constituidos por los residuos de actividades relacionadas con los servicios empresariales a la comunidad como tiendas, restaurantes, mercado, edificios de oficinas, hoteles, imprentas, gasolineras, talleres mecánicos, etc.
- Residuos institucionales. Generados en centros públicos como escuelas, hospitales, cárceles, centros gubernamentales y de la misma naturaleza que los anteriores.
- Residuos de construcciones y demolición.- Proceden de actividades de construcción, reparación, derribos, etc. y se componen en su mayoría de fragmentos de acero, hormigón, cerámicas, madera, etc.
- Servicios municipales (excluyendo plantas de tratamiento). Limpieza de calles, paisajismo, limpieza de cuencas, parques, plazas y zonas de recreo. Una importante fracción de los residuos generados en este ámbito son los restos vegetales.
- Plantas de tratamiento. Plantas de tratamiento de aguas potables y residuales y procesos de tratamiento industrial. Compuesto principalmente por fangos de depuración.
- Residuos industriales. Se generan en actividades industriales como la construcción, fabricación ligera y pesada, refinerías, plantas químicas, centrales térmicas, etc. Se incluyen en este apartado todos los residuos industriales asimilables a urbanos una vez excluidos los residuos de proceso que poseen su propio marco de gestión.

De esta clasificación, los residuos en los que se centra el presente trabajo son los residuos domésticos o domiciliarios y todos aquellos que aunque pudieran tener un origen distinto (comercial o industrial) sean asimilables a este tipo y hayan sido objeto de un mismo modelo de gestión en su recogida. Esto excluye específicamente los residuos especiales (voluminosos, electrodomésticos, baterías, etc.) que poseen un circuito de recogida diferenciado.

1.1.2 Características de los residuos urbanos domésticos o domiciliarios

Los diferentes tipos de residuos urbanos que han sido recogidos en la clasificación anterior presentan una serie de características dispares que hacen necesaria su clasificación en fracciones de la misma tipología para su estudio. Esto es lo que se denomina fraccionamiento composicional o estudio de fraccionamiento.

En los residuos urbanos de origen domiciliario o doméstico podemos encontrar como grupos principales que constituyen el residuo los siguientes (*Kiely, 1999*):

A) Residuos orgánicos:

- Alimentos putrescibles: Constituidos por los restos de comidas.
- Papel y cartón: en sus múltiples presentaciones y variaciones.
- Plásticos: Polietileno de alta y baja densidad (HDPE y LDPE), Cloruro de polivinilo (PVC), Polipropileno (PP), Poliestireno (PS), Polietileno tereftalato (PETE) y otros plásticos multicapa.
- Ropas y telas: Productos textiles, alfombras, gomas, pieles.
- Residuos de jardín: Restos de poda y follaje.
- Madera: Fragmentos, serrín, etc.
- Otros restos orgánicos: Huesos, cueros, etc.

B) Residuos inorgánicos:

- Vidrio: Tanto incoloros como coloreados.
- Metales: Latas, metales ferrosos y no ferrosos, piezas de aluminio.
- Tierra y cenizas: Tierras, sólidos de desbaste, piedras, ladrillos y cenizas.
- Otros no clasificados.

El II Plan Nacional de Residuos Urbanos (2008-2015), aporta los resultados medios de los estudios de caracterización y composición realizados por el Ministerio de Medio Ambiente en los años 1991-1992 en diversas comunidades autónomas, actualizados con otros datos más recientes para obtener la composición media por fracciones en el periodo 1991-1996 que se indica en la tabla II.2.

TABLA II.2. Composición media de los RU según el II PNRU (2008-2015)

| Composición media de los residuos urbanos en España | |
|--|--|
| Componente | Composición media (1991-1996) % |
| Materia orgánica | 44,06 |
| Papel-cartón | 21,18 |
| Plástico | 10,59 |
| Vidrio | 6,93 |
| Metales férricos | 3,43 |
| Metales no férricos | 0,68 |
| Maderas | 0,96 |
| Otros | 12,17 |
| TOTALES | 100,00 |

En la tabla II.3 se muestran los resultados de los estudios de fraccionamiento que se detallan a continuación:

- Estudio realizado por SUREDA en Barcelona en 1993.
- Estudio realizado por el Consorcio Bahía de Cádiz entre 1994 y 1995.
- Estudio realizado por SADECO en Córdoba en 1996.
- Estudio realizado por ECO-EQUIP SAM y la Universidad Politécnica de Cataluña en 1996 en la ciudad de Tarrasa.
- Composición media de la Asociación de Ciudades para el Reciclaje (ACR) que reúne a más de 60 ciudades de toda Europa.

TABLA II.3. Composición de los RU en diferentes estudios

| Componente | SUREDA (1993) | CBC (1995) | SADECO (1996) | EES-UPC (1996) | ACR (1996) |
|---------------------|--------------------------|-----------------------|--------------------------|---------------------------|-----------------------|
| M. Orgánica | 46,70 | 49,23 | 54,90 | 51,6 | 29 |
| Papel+Cartón | 20,54 | 14,14 | 17,40 | 14,9 | 28 |
| Plástico | 10,90 | 16,33 | 12,40 | 9,8 | 9 |
| Vidrio | 7,81 | 5,20 | 6,30 | 8,9 | 9 |
| Metales férricos | 3,81 | 3,89 | 4,10 | 4,0 | 5 |
| Metales no férricos | - | - | - | - | - |
| Maderas | - | 1,66 | - | - | - |
| Otros | 10,22 | 9,55 | 4,90 | 10,8 | 20 |

En España, en comparación con los de otros países de la Unión Europea, estos residuos presentan un elevado contenido en materia orgánica y bajo en materiales

combustibles. En los últimos años es de destacar un notable incremento en plásticos y vidrios, normalmente en forma de envases, y una disminución de papeles y cartones.

La composición de los residuos urbanos domiciliarios o domésticos varía sustancialmente con el poder adquisitivo de cada colectividad. Cuanto más desarrollada es una sociedad, mayor es la tendencia a consumir los bienes elaborados reduciendo la fracción típicamente orgánica e incrementando las fracciones complementarias de vidrio, papel, cartón y plásticos. Esta misma tendencia también se puede observar cuando se analizan las diferencias entre las grandes ciudades y los entornos rurales.

Hay que resaltar que las características de los residuos urbanos varían sustancialmente en función del origen y si se han sometido a algún proceso de separación y recogida selectiva en origen.

Las fracciones valorizables que habitualmente se encuentran mezcladas con el residuo y que se están recogiendo selectivamente en la actualidad son tres:

- Vidrio: Se usa habitualmente como embalaje en botellas de bebidas y envases de alimentos, es un elemento idóneo para ser reutilizado, ya que una de sus cualidades esenciales es que no pierde ninguna propiedad con el uso.
- Papel-cartón: Proviene de residuos típicamente urbanos, como revistas y periódicos, envases de productos alimenticios de uso habitual en los hogares y los comercios: cajas de cartón, coberturas de papel, etc., y el papel rechazado en oficinas comerciales, bancos y en los propios hogares.
- Envases: En la recogida selectiva de envases se pueden citar como principales materiales a recuperar las diversas presentaciones del plástico (HDPE, PET, PP, etc.), los *bricks* y metales (ferricos, no ferricos y aluminio).

También existen circuitos específicos de recogida de otros residuos como enseres voluminosos, baterías, electrodomésticos, etc.

La FORSU es la fracción empleada en los tratamientos biológicos para la obtención de productos valorizables como el compost y el biogás. No es apta para estos procesos sin un tratamiento de separación previa de la fracción inorgánica que la acompaña. En los municipios donde no se realiza recogida selectiva, el residuo se encuentra en unas

condiciones menos favorables para su tratamiento biológico, pues los procesos de separación manual o mecánica presentan peores eficiencias tanto de recuperación de materiales como de obtención de una FORSU de mayor calidad para su tratamiento biológico.

La implantación y desarrollo de los sistemas de recogida selectiva ha permitido la mejora en la obtención de la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos (FORSU) y, por ende, la mejora de las características del compost final.

Las últimas tendencias en materia de segregación de residuos previa a su tratamiento en planta, indican de la idoneidad de segregar residuos orgánicos cuya recogida pueda realizarse de manera selectiva como los restos vegetales de las podas y limpiezas en parques y jardines por su potencial como materia prima de un compost de alta calidad. Así lo expresa el borrador de la nueva directiva de la Unión Europea sobre tratamiento biológico de residuos.

Resulta interesante conocer algunas de las propiedades de los residuos para prever y organizar los sistemas de gestión y tratamiento. Así, pueden citarse tanto las propiedades físicas como las propiedades químicas de los residuos urbanos.

Dentro de las propiedades físicas de los residuos sólidos urbanos, destacan las siguientes: humedad, peso específico y granulometría.

- *Humedad.* Está presente en los residuos urbanos, y oscila alrededor del 40% en peso, con un margen que puede situarse entre el 25 y el 60%. La máxima aportación la proporcionan las fracciones orgánicas, y la mínima, las fracciones inorgánicas. Esta característica debe tenerse en cuenta por su importancia en los procesos de compresión de residuos, producción de lixiviados, transporte, procesos de transformación, tratamientos de incineración y recuperación energética y procesos de separación de residuos en planta de reciclaje. En los residuos urbanos, la humedad tiende a unificarse y unos productos ceden humedad a otros. Esta es una de las causas de degradación de ciertos productos como el papel, que absorbe humedad de los residuos orgánicos y pierde características y valor en los procesos mecánicos de reciclaje sobre el reciclado en origen, que evita este

contacto. La humedad tiene una gran influencia sobre el poder calorífico útil de los residuos.

- *Peso específico o densidad.* La densidad de los residuos urbanos es un valor fundamental para dimensionar los recipientes de recogida tanto de los hogares como de la vía pública. Igualmente, es un factor básico que marca los volúmenes de los equipos de recogida y transporte, tolvas de recepción, cintas, capacidad de vertederos, etc. Este valor soporta grandes variaciones según el grado de compactación a que están sometidos los residuos. En los contenedores de residuos urbanos, la densidad oscila entre 0,1 y 0,3 kg/L , mientras que en los camiones compactadores puede alcanzarse la cifra de 0,6 kg/L . Los valores medios teóricos para residuos sin compactar se sitúan en torno a 0,45 kg/L con variaciones importantes de acuerdo a la composición concreta de los residuos en cada localidad.
- *Granulometría.* El grado de segregación de los materiales y el tamaño físico de los componentes elementales de los residuos urbanos, constituyen un valor imprescindible para el dimensionado de los procesos mecánicos de separación y, en concreto, para definir cribas, trómeles y elementos similares que basan su separación exclusivamente en el tamaño. Estos valores también deben tomarse con cautela, ya que las operaciones de recogida afectan al tamaño por efecto de la compresión o de mecanismos trituradores. En cada caso concreto es preciso efectuar los análisis pertinentes para adecuar la realidad de cada circunstancia al objetivo propuesto.

Las propiedades químicas de los residuos urbanos son factores condicionantes para algunos procesos de recuperación y tratamiento final. El poder calorífico es esencial en los procesos de recuperación energética, al igual que el porcentaje de cenizas producido en los mismos. Otras características como la eventual presencia de productos tóxicos, metales pesados, contenido de elementos inertes, etc., son informaciones muy útiles para diseñar soluciones adecuadas en los procesos de recuperación y para establecer las adecuadas precauciones higiénicas y sanitarias.

- *Composición química.* Como consecuencia de la enorme variabilidad que experimenta la composición de los residuos sólidos urbanos, la composición química resultante de su conjunto también es muy variable. Es necesario conocer la composición de un residuo concreto para determinar sus características de

recuperación energética y la potencialidad de producir productos fertilizantes con la adecuada relación C/N. También es conveniente conocer la presencia y concentración de residuos tóxicos y peligrosos para evaluar el riesgo que su manejo, tratamiento, reprocesado y reutilización, puedan aportar a la salud humana y al medio ambiente. Arsénico, cadmio, mercurio, antimonio, disolventes clorados, elementos con características de inflamabilidad, corrosividad, reactividad, ecotoxicidad, toxicidad o cualidades cancerígenas, mutagénicas o teratológicas, suelen estar presentes en los residuos urbanos, normalmente procedentes de actividades industriales y hospitalarias.

- *Poder energético.* Las propiedades calorimétricas de los residuos urbanos son los parámetros sobre los que se diseñan las instalaciones de incineración y de recuperación energética. Su valoración, fruto de la propia variabilidad de la composición, viene marcada por el poder calorífico de cada producto. En términos generales, puede indicarse que el poder calorífico de la totalidad de los residuos sólidos urbanos está entre 1.500 y 2.200 *kcal/ kg*. Otro valor relevante es la temperatura a la que se funden y solidifican las cenizas de la combustión de estos materiales. El punto de fusión de las cenizas está en 1.200°C, y las escorias obtenidas son utilizadas en algún proceso de tratamiento para reducir emisiones y para manejar de modo más controlado estos restos últimos de la incineración.
- *Relación C/N.* A pesar de la variabilidad que puede presentar este parámetro, se puede afirmar que depende fundamentalmente del aporte al residuo de la fracción papel-cartón, que hace que dicha relación aumente; es por lo que en países desarrollados tiene valores superiores a 34, mientras que en los demás es inferior a 28. Como valor óptimo para una transformación biológica adecuada se considera entre 20-35. La pérdida de amoníaco es muy elevada para valores inferiores no pudiéndose emplear para compostaje (*Bueno, 1997*).

1.1.3 Legislación y normativa

Ámbito de la Unión Europea

La creciente generación de los RU, motivada principalmente por los hábitos de consumo y de vida actuales de la sociedad ha promovido iniciativas desde la Unión Europea al objeto de controlar y reducir el consumo desordenado de bienes que, al final de su vida útil, son convertidos en desechos (*García-Ramos, 1998*).

En la década de los setenta, en la Comunidad Económica Europea (CEE), el incremento en la producción de los residuos y el vacío y disparidades legales existente al respecto en algunos estados miembros, alertó de la posibilidad de que surgieran condiciones de competencia desiguales que influyeran en el funcionamiento del mercado común.

Así pues se inició la armonización de la legislación comunitaria existente y se enunciaron las bases de un sistema normativo común para todos, considerando que cualquier regulación en materia de gestión de residuos debe tener como objetivo esencial la protección de la salud del hombre y del medio ambiente, favoreciendo la recuperación de los residuos y la utilización de materiales de recuperación a fin de preservar los recursos naturales.

La Directiva marco de residuos (75/442/CEE) define el concepto de residuo y origina la estrategia de su gestión basada en una jerarquía de principios a seguir: Prevención, recuperación, valorización y eliminación controlada. Esta regulación ha sido básica para ofrecer el marco adecuado para la implantación de las tecnologías de tratamiento biológico de residuos frente a las habituales de eliminación en vertedero. Posteriormente, se abandona la clasificación en dos modalidades (generales y peligrosos) con la Directiva 91/156/CEE, y se establece una norma común para todos ellos, que podrán ser completada con una regulación específica para determinadas categorías de residuos.

El 20 de Diciembre de 1993 se aprueba la Decisión de la Comisión 94/3/CE, por la que se establece la lista de residuos de conformidad al artículo 1º de la Directiva 75/442/CEE naciendo el Catálogo Europeo de Residuos (CER). Sólo un año más tarde se aprueba la Decisión de la Comisión 94/904/CEE que introduce los códigos CER para los residuos peligrosos.

Sin embargo, la Decisión de la Comisión 2000/532/CE del 3 de mayo, sustituye ambas decisiones y establece una Lista Europea única de Residuos (LER) que habría de ser modificada posteriormente por la Decisión 2001/118/CE, la Decisión 2001/119/CE y la Decisión 2001/573/CE.

Igualmente, la Directiva 1999/31/CE del Consejo establece los criterios que han de cumplir las instalaciones de vertido y la Directiva 2000/76/CE del Parlamento europeo y del Consejo relativa a la incineración de residuos, pretende limitar en la medida de lo posible los efectos negativos sobre el medio ambiente y la salud humana de los procesos de incineración y co-incineración de residuos.

Ámbito estatal

La adhesión a la CEE en 1986 de España supuso la incorporación al derecho español de la legislación y normativa europea y la consiguiente adaptación y transposición de los principios europeos en materia de gestión de residuos.

La adecuación de la Ley 42/1975, sobre desechos y residuos sólidos urbanos, a la moderna concepción en política de residuos se realizó a través de la Ley 10/98 de Residuos del 21 de abril. Aunque esta ley llenó el vacío existente en la legislación española, está pendiente de un mayor desarrollo en reglamentos posteriores en algunos de sus aspectos.

La Ley tiene por objeto prevenir la producción de residuos, establecer su régimen jurídico de producción y gestión y fomentar, por este orden, su reducción, reutilización, reciclado y otras formas de valorización. Incluye en su ámbito de aplicación a todo tipo de residuos, excepto las emisiones a la atmósfera, los residuos radiactivos y los vertidos de agua.

En ella se definen los residuos urbanos o municipales como “los generados en los domicilios particulares, comercios, oficinas y servicios, así como todos aquellos que no tengan la clasificación de peligrosos y que, por su naturaleza o composición, puedan asimilarse a los producidos en los anteriores lugares o actividades. Tendrán también la consideración de residuos urbanos los siguientes:

- Residuos procedentes de la limpieza de vías públicas, zonas verdes, áreas recreativas y playas.
- Animales domésticos muertos, así como muebles, enseres y vehículos abandonados.

- Residuos y escombros procedentes de obras menores de construcción y reparación domiciliaria.”

Igualmente se obliga a los municipios de más de 5.000 habitantes a implantar sistemas de recogida selectiva de residuos urbanos que posibiliten su reciclado y otras formas de valorización desde enero de 2001. En materia de recogida selectiva de envases la ley se inhibe en favor de lo establecido en la Ley de envases y residuos de envase 11/1997 de 24 de Abril.

La transposición de la Directiva 1999/31/CE del Consejo se realiza a través del RD 1481/2001 de 27 de diciembre, por el que se regula la eliminación de residuos mediante depósito en vertedero. En él se regula el régimen jurídico aplicable a estas actividades, clasifica los vertederos en tres categorías (para residuos peligrosos, residuos no peligrosos e inertes), define los residuos aceptables en cada una de estas categorías, delimita los criterios técnicos mínimos para su diseño, construcción, explotación, clausura y mantenimiento y aborda la adaptación de los vertederos actuales a las nuevas exigencias.

Por su parte, la Directiva 2000/76/CE del Parlamento europeo y del Consejo relativa a la incineración de residuos, se incorpora mediante el RD 653/2003 de 30 de mayo, sobre incineración de residuos.

Otro de los aspectos a tener en cuenta de la Ley 10/1998 es que prevé la elaboración de planes nacionales de residuos que resultarán de la integración de los respectivos planes autonómicos, y admite la posibilidad de que las entidades locales puedan elaborar sus propios planes de gestión de residuos. En cumplimiento de este aspecto el 7 de enero de 2000 se aprueba el Plan Nacional de Residuos Urbanos 2000-2006 elaborado por la Dirección General de Calidad y Evaluación Ambiental del Ministerio de Medio Ambiente en colaboración con las Comunidades Autónomas.

El PNRU (2000-2006) se constituye en el primer elemento eficaz de incorporación de políticas de reutilización y reciclaje al sector de la gestión y tratamiento de residuos urbanos, que tradicionalmente se ha resuelto con soluciones poco respetuosas con la salud humana y el medio ambiente como el vertido incontrolado.

El PNRU incorpora, además de lo establecido en las directivas anteriormente citadas, otras recomendaciones y estrategias en la gestión de residuos, como son las establecidas en la Conferencia de Estocolmo de 1972, la Conferencia de Río de 1992, el V Programa de Acción de la Unión Europea “Hacia un desarrollo sostenible”, y la Resolución del Consejo, de 24 de febrero de 1997, sobre una estrategia comunitaria de gestión de residuos. El marco legal en el que se enmarca el PNRU queda definido por lo expuesto en la tabla II.4.

TABLA II.4. Marco normativo del PNRU 2000-2006

| NORMATIVA | LEGISLACIÓN | PRINCIPIOS Y OBJETIVOS |
|----------------------|--|--|
| Nacional | Ley 11/97, de 24 de Abril, de Envases y Residuos de Envases, que transpone la Directiva 94/62/CE | Establece los principios de actuación y objetivos en materia de prevención, reutilización y reciclado de los envases y residuos de envases. |
| | Ley 10/98, de 21 de Abril, de Residuos, que transpone la Directiva 91/156/CEE | Se establece lo que se considera por Residuo Urbano y se regulan las competencias en materia de recogida y tratamiento de los mismos |
| | RD 782/1998, de 30 de Abril | Aprobación del reglamento para el desarrollo y ejecución de la Ley 11/97 de Envases y Residuos de Envases. |
| Unión Europea | Directiva 75/442/CEE, de 15 de Julio de 1975, relativa a los residuos | Norma marco que sirve de base al desarrollo de las posteriores normativas europeas y nacionales |
| | Directiva 91/156/CEE, de 18 de marzo de 1991 | Modificación de la Directiva 75/442/CEE relativa a residuos |
| | Directiva 94/62/CE, de 20 de diciembre de 1994 | Relativa a envases y residuos de envases |
| | Directiva 96/61/CE, de 24 de septiembre de 1996. | Relativa a la prevención y al control integrados de la contaminación (IPPC) |
| | Resolución del Consejo, de 24 de febrero de 1997. | Estrategia Comunitaria de Gestión de Residuos |
| | Directiva del Consejo 1999/31/CE relativa al Vertido de Residuos | Dirigida a limitar el vertido de determinados residuos, con especial mención de los residuos municipales biodegradables, además de fijar las condiciones de admisión de los residuos en los vertederos, los procedimientos de control, vigilancia y cierre, regulando las características técnicas básicas de los nuevos vertederos y a la adaptación de los existentes. |

Igualmente, la Resolución del Consejo de 24 de febrero de 1997, sobre una estrategia comunitaria de gestión de residuos, recoge una serie de consideraciones, las cuales han sido ya incorporadas en el ordenamiento jurídico sobre residuos a través de la Ley 11/97 de Envases y de la Ley 10/98 de Residuos y aplicadas a este Plan.

En el II PNRU (2008-2015), al igual que en el primer PNRU (2000-2006), se asume y respeta la actual distribución de competencias administrativas en materia de residuos, tanto las del propio Gobierno como las de las Comunidades Autónomas y de las Entidades Locales. En consecuencia, las distintas iniciativas y acciones incluidas en el Plan deberán ser llevadas a cabo por las Administraciones competentes en cada una de las materias de que se trate y dentro de los límites que la vigente legislación reconoce a las tres Administraciones. El marco legal en el que se enmarca el II PNRU queda definido por lo expuesto en la tabla II.5.

En el marco de la práctica continuada de eliminación de residuos urbanos en vertederos legales, la aplicación de lo expuesto en el II PNRU 2008-2015 implica un cambio drástico en la gestión, con el cambio hacia tecnologías de tratamiento que fomentan la recuperación de subproductos y de energía.

Dentro del II PNRU se establecen como objetivos principales:

- Prevención. Estabilización de la ratio de generación de residuos per capita a partir del 2008. Disminución de esa ratio en un 10% a partir del año 2010 y de un 20% a partir del año 2015.
- Disminución de un 60% en peso de materia orgánica biodegradable a partir del año 2009 y de un 70% a partir del año 2015.
- Reducción de un 50% en el consumo de bolsas de distribución para el año 2010.
- Reutilización en el año 2011 del 75% de envases de aguas emvasadas, del 95% de bebidas refrescantes, del 95% de los envases de cerveza y del 65% de los envases de vinos de mesa.
- Recuperación y reciclaje de un mínimo del 60% en peso de todos los residuos de envases antes del año 2009 y valorización de un mínimo de un 70% en peso de los residuos de envase en el año 2009. Igualmente reciclaje de un mínimo del 55% en peso de cada tipo de material de emvasado para el año 2009.

- Valorización de la materia orgánica: Reciclaje mediante técnicas de compostaje de al menos el 80% de la misma al final del 2012 con fomento de los sistemas de biometanización para alcanzar un mínimo del 10% de valorización energética en el mismo año 2006 y fomento regulado de la utilización agroforestal del compost.
- Valorización energética del 10% de los residuos urbanos en 2012 (destacar que en el anterior plan se fijaba un 17,7% para el 2006).
- Eliminación: Eliminación en vertedero controlado (RD 1481/2001) del 9% de los RU procedentes de la fracción resto.

TABLA II.5. Marco normativo del PNRU 2008-2015

| ÁMBITO | LEGISLACIÓN | PRINCIPIOS Y OBJETIVOS |
|----------|--|--|
| Nacional | Ley 11/97, de 24 de Abril, de Envases y Residuos de Envases, que transpone la Directiva 94/62/CE | Establece los principios de actuación y objetivos en materia de prevención, reutilización y reciclado de los envases y residuos de envases. |
| | Ley 10/98, de 21 de Abril, de Residuos, que transpone la Directiva 91/156/CEE | Se establece lo que se considera por Residuo Urbano y se regulan las competencias en materia de recogida y tratamiento de los mismos |
| | RD 782/1998, de 30 de Abril | Aprobación del reglamento para el desarrollo y ejecución de la Ley 11/97 de Envases y Residuos de Envases. |
| | RD 1481/2001, de 27 de diciembre | Regula la eliminación de residuos mediante depósito en vertedero. |
| | RD 653/2003, de 30 de mayo | Regula la incineración de residuos. |
| | RD 833/1988, de 20 de julio | Por el que se aprueba el Reglamento para la ejecución de la Ley 20/1986. |
| | RD 952/1997, de 20 de junio | Por el que se modifica el Reglamento para la ejecución de la Ley 20/1986, de 14 de mayo, Básica de Residuos Tóxicos y Peligrosos, aprobado mediante RD 833/1988, de 20 de julio. |
| | RD 252/2006, de 3 de marzo | Por el que se revisan los objetivos de reciclado y valorización establecidos en la Ley 11/1997 y por el que se modifica el Reglamento para su ejecución. |
| | RD 228/2006, de 24 de febrero | Por el que se modifica el RD 1378/1999. |
| | RD 1383/2002, de 20 de diciembre | Sobre gestión de vehículos al final de su vida útil. |
| | RD 1619/2005, de 30 de diciembre | Sobre gestión de neumáticos fuera de uso. |
| | RD 208/2005, de 25 de febrero | Sobre aparatos eléctricos y electrónicos y la gestión de sus residuos. RD 45/1996, de 19 de enero, por el que se regulan diversos aspectos relacionados con las pilas y acumuladores que contengan determinadas materias peligrosas. |

| ÁMBITO | LEGISLACIÓN | PRINCIPIOS Y OBJETIVOS |
|---------------|--|---|
| | RD 9/2005, de 14 de enero | Por el que se establece la relación de actividades potencialmente contaminantes del suelo y los criterios y estándares para la declaración de suelos contaminados. |
| Unión Europea | Directiva 2006/66/CE, de 6 de Septiembre de 2006, del Parlamento Europeo y del Consejo | Sobre pilas y acumuladores y sus residuos (deroga la Directiva 91/157/CEE). |
| | Directiva 2000/76/CE del Parlamento Europeo y del consejo, de 4 de diciembre de 2000 | Relativa a la incineración de residuos (se aplicará a las instalaciones existentes a partir de 28/12/05, a las instalaciones nuevas a partir de 28/12/02 y tendrá que trasponerse antes de 28/12/02). |
| | Decisión 2001/118/CE de la Comisión, de 16 de enero de 2001 | Por la que se modifica la Decisión 2000/532/CE en lo que se refiere a la lista de residuos. |
| | Decisión 2001/573/CE del Consejo, de 23 de julio de 2001 | Por la que se modifica la Decisión 2000/532/CE de la Comisión en lo relativo a la lista de residuos. |
| | Reglamento (CE) nº 1013/2006 del parlamento Europeo y del Consejo, de 14 de junio | Relativo a los traslados de residuos. |
| | Orden MAM/304/2002, de 8 de febrero | Por la que se publican las operaciones de valorización y eliminación de residuos y la Lista Europea de Residuos. Corrección de errores B.O.E. del 12/03/2002. |

Ámbito andaluz

En la comunidad andaluza la normativa legal en materia de residuos tuvo su origen en la Ley 7/1994 de 18 de mayo, de Protección ambiental, concretamente en el título III, capítulo II, donde se establece que los residuos generados en las actividades urbanas e industriales constituyen, desde su producción hasta su gestión final, un conjunto de incidencias sobre la que es preciso actuar. Además se garantiza una adecuada intervención en materia medioambiental tanto de la administración autonómica como de las corporaciones locales, potenciando la gestión de estas.

En el Decreto 283/1995 de 21 de noviembre, por el que se aprueba el Reglamento de residuos de la comunidad autónoma de Andalucía, se completa, pormenoriza y precisa la regulación que en materia de residuos se hace en la Ley 7/1994. La gestión correcta

de los residuos es la base fundamental de la actuación, sin dejar atrás el empeño por reducir la producción, ni que la referida gestión se encamine al reciclaje y reutilización cuando técnicamente sean posibles.

Posteriormente a la Ley estatal 10/1998 sobre residuos, se aprueba el *Plan Director Territorial de Residuos Urbanos de Andalucía* (1999-2008) que se constituye en el principal instrumento de apoyo de los entes locales para conseguir que la gestión de los residuos urbanos sea lo más correcta posible.

Este Plan andaluz contempla la creación de la infraestructura necesaria y el estudio de las distintas alternativas técnicas de tratamiento, reutilización, reciclado, valorización y eliminación.

Por otra parte, en el Decreto 104/2000, de 21 de marzo, se regulan las actividades de valorización y eliminación de residuos y gestión de residuos plásticos agrícolas.

Actualmente sigue vigente el Plan de Medio Ambiente de Andalucía (2004-2010) que admite que la tendencia en los últimos años ha sido la creciente generación de residuos urbanos. Así, mientras que la población andaluza se ha incrementado en un 3,3% entre 1996 y 2002, la generación de residuos urbanos lo ha hecho en un 26,2%. Sin embargo, si se ha podido constatar un notable avance en el incremento de la eficacia respecto a dar un adecuado tratamiento a los residuos con aprovechamiento de recursos y eliminación controlada de los rechazos.

En este sentido, destaca la existencia en la Provincia de Cádiz de su propio *Plan Director Provincial de Residuos Sólidos Urbanos* (1997), elaborado por la Junta de Andalucía y que contempla la gran mayoría de los principios recogidos en la legislación tanto nacional como europea a pesar de ser anterior a la Ley 10/98. En él se proyectaron y han sido construidas tres grandes plantas de reciclaje de RU, así como la creación de diversas plantas de transferencia que permitan la recepción y transporte de los residuos generados en las diferentes localidades hasta las mencionadas plantas de tratamiento, eliminando y recuperando los actuales vertederos incontrolados diseminados por la geografía provincial.

1.2 Gestión y tratamiento de RU

1.2.1 Modelos de gestión de RU

El modelo de gestión predominante en el estado español ha sido la recogida de los residuos urbanos mezclados y su posterior eliminación mediante depósito en vertedero. Sólo en estos últimos años se han comenzado a imponer otras tecnologías de tratamiento como consecuencia del marco normativo y legislativo emanado en los diferentes ámbitos competenciales. Ahora se aboga por la separación selectiva de las fracciones de los residuos urbanos susceptibles de valorización y su reintroducción en los mercados de materias primas o de energía. El reciclado de la fracción orgánica ha sustentado su viabilidad en las mejoras ofrecidas por la recogida selectiva en la calidad del compost del residuo sólido urbano.

El PNRU (2000-2006) citaba, entre otros, como los principales problemas detectados en la gestión de los residuos urbanos, que existía un gran número de vertederos incontrolados, plantas de incineración que no se ajustaban a la normativa, la inexistencia de un marco de apoyo a la introducción de tecnologías limpias, escasos conocimientos de la problemática a nivel ciudadano y una fuerte oposición social a cualquier iniciativa tendente a la construcción de infraestructuras o instalaciones de gestión de residuos urbanos.

Por otro lado, el porcentaje de incineración apenas se ha visto incrementado, limitándose casi en su totalidad a la recuperación energética de estos residuos. En el II PNRU (2008-2015), al igual que en el primero, el programa nacional de valorización energética está dirigido a *“Aquellas comunidades autónomas o municipios en los que no es posible, por razones prácticas, geográficas, demográficas, técnicas y/o económicas, implantar otros modelos de recuperación, así como para dar respuesta, según establece la normativa, a los rechazos no valorizables generados por otros sistemas de tratamiento, reciclaje en particular”*. En esta línea de obtención de energía, también destacan la explotación de vertederos controlados, si bien esta tendencia se encuentra en declive, como consecuencia de la normativa vigente, sumamente restrictiva para esta alternativa de tratamiento.

En el año 1987, un 58% de los residuos urbanos en Andalucía se eliminaban mediante vertido incontrolado. Actualmente la existencia de estos puntos es absolutamente marginal (3,26%) y está ligada en la mayoría de los casos a la eliminación de escombros y restos de obras menores como indican los datos del Plan de Medio Ambiente de Andalucía 2004-2010.

En la tabla II.6 se indica la evolución del tratamiento de residuos en Andalucía y del sistema de infraestructuras confeccionado al efecto durante el periodo 1996-2002.

TABLA II.6. Evolución de los indicadores de la gestión de los RU en Andalucía en el periodo 1996-2002. () Durante el año 2002, veinte de estas instalaciones se encontraban en ejecución o en proyecto de ejecución. (**) Incluyen las plantas con tratamiento de biometanización*

| INDICADOR | 1996 | 2002 | Variación 1966-2002 (%) |
|--|-----------|-----------|-------------------------|
| Generación total (Tm/año) | 2,493.710 | 3,147.394 | 26,2 |
| Tratamiento | | | |
| Compostaje (%) | 28 | 73,6 | 162,9 |
| Vertido controlado (%) | 54 | 23,1 | -57,2 |
| Vertido incontrolado (%) | 18 | 3,2 | -82,2 |
| Instalaciones de gestión y tratamiento de RSU (*) | | | |
| Vertedero controlado (unidades) | 29 | 21 | -27,5 |
| Plantas de transferencia (unidades) | 28 | 57 | 103,5 |
| Plantas de recuperación y compostaje (**) | 5 | 21 | 320,0 |

En el periodo 1994-2003 se han clausurado 386 vertederos incontrolados y vertederos que no disponían de garantías suficientes de operación (*Informe de Medio ambiente de Andalucía, 2003*).

Se observa que la eliminación de residuos mediante vertido pasa de significar un 72% en el año de referencia 1996 a un 26,3% en el 2006, lo que supone una reducción del 45,7% de la cantidad total de RU vertida. Además el vertido actual va a ajustarse mayoritariamente a lo exigido por la Directiva 99/31/CE de vertido de residuos y su posterior transposición en el RD 1481/2001, mientras que la casi totalidad del 72 % vertido en 1996 lo fue en vertederos que no cumplían lo exigido por la citada Directiva.

Además con estos objetivos se cumplirían los porcentajes de reducción de vertido de la fracción biodegradable de los RU marcados en la 99/31/CE. Así, en el año 2002 se ha reducido, mediante compostaje, la fracción orgánica vertida en un 45,7%

aproximadamente, porcentaje que supera el indicado en la Directiva 99/31/CE, ya que con su transposición a nuestro derecho interno, se establece que:

- A los 5 años (2006) se deberá reducir el vertido de la materia biodegradable producida a un 75 % en peso.
- A los 8 años (2008) se deberá reducir a un 50%.
- A los 15 años (2016) se deberá reducir a un 35%.

El modelo de gestión que se ha implantado a raíz de la normativa emanada en los últimos años divide los residuos urbanos en dos grandes grupos: domiciliarios y específicos.

Los residuos domiciliarios deberán ser separados por los productores en, al menos, cuatro fracciones y gestionados por los entes locales:

- Fracción orgánica y compostable (FORSU).
- Envases y resto de basuras.
- Recogida selectiva de vidrio.
- Recogida selectiva de papel-cartón.

En Andalucía, esta clasificación se traduce en un esquema de gestión como el mostrado en la figura II.2 (PDTRA, 1999).

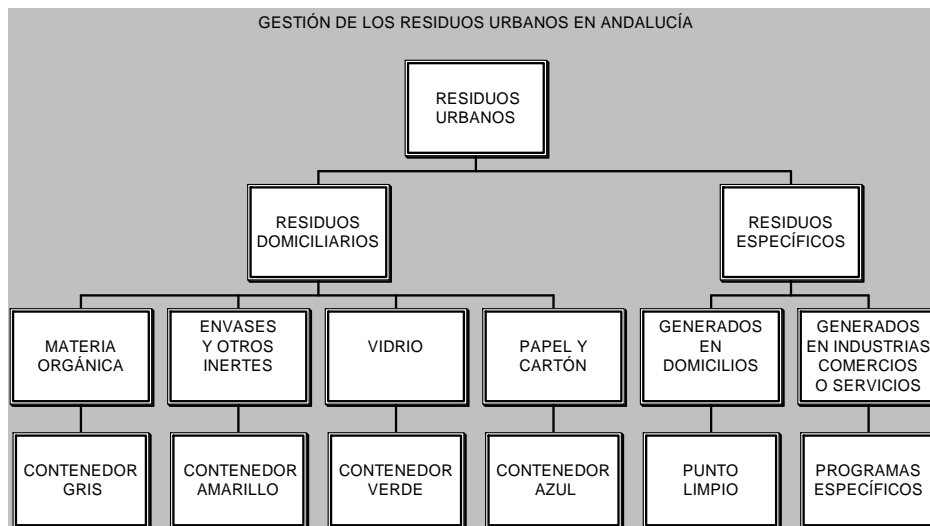


FIG II.2. Diagrama de gestión de los residuos urbanos en Andalucía

Este esquema se ha de entender como la segregación mínima admisible para garantizar los objetivos de separación selectiva planteados por la legislación.

La recogida selectiva es ampliable a otros residuos generados en el ámbito domiciliario que actualmente no están tan estructurados como el vidrio y el papel-cartón y que podrían agregarse al esquema. El ciclo que han de seguir los residuos domiciliarios es el que se plantea en la figura II.3 (PDTRA, 1999).

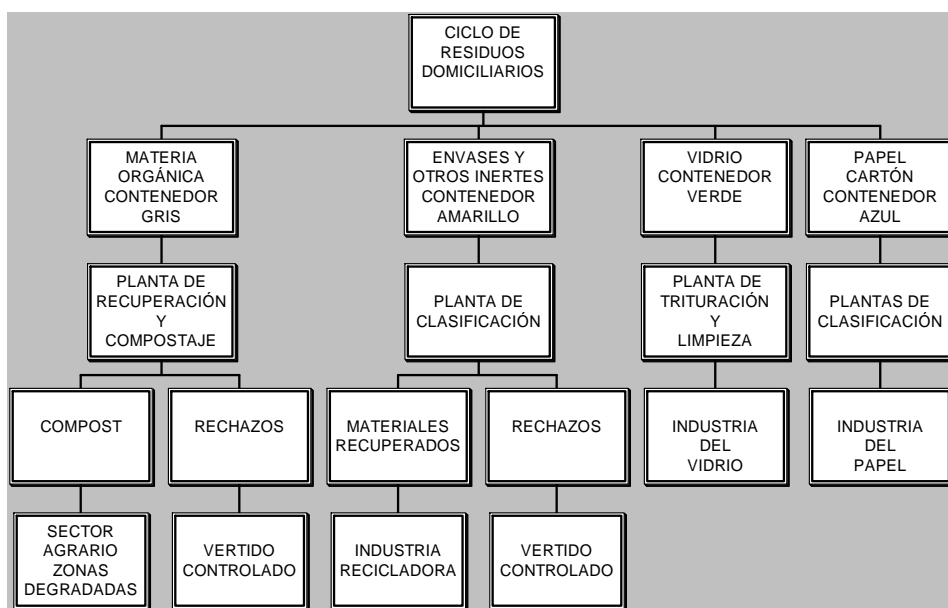


FIG II.2. Diagrama del ciclo de gestión de los residuos domiciliarios

Las instalaciones necesarias para el cumplimiento de estos modelos de gestión son las siguientes:

- Estaciones de transferencia.
- Plantas de clasificación de envases (bidón amarillo).
- Plantas de recuperación y compostaje (incluyendo las plantas de biometanización).
- Vertederos controlados.

Como se observa, la comunidad andaluza no opta por la incineración de residuos, acorde con lo propuesto por el II PNRU, en el que esta opción está restringida a aquellas situaciones en las que otra gestión no sea posible.

Para el desarrollo del circuito de gestión de los residuos domiciliarios se consideran dos tipos de recogida: selectiva y domiciliaria.

Con la recogida selectiva se quiere conseguir una mayor reutilización y reciclaje de los residuos domiciliarios mediante la implantación de contenedores con una distribución de un mínimo de un contenedor por cada 500 habitantes, tanto para la recogida del papel-cartón como para la recogida del vidrio (*II PNRU, 2008-2015*).

Para la recogida domiciliaria se requiere la separación en origen de los residuos en dos bolsas: una para la fracción orgánica y otra para materiales de envases.

Citar que el II PNRU indica que son residuos específicos los siguientes:

- Pilas y acumuladores usados.
- Vehículos fuera de uso.
- Neumáticos fuera de uso.
- Residuos de construcción y demolición.
- Residuos y despojos animales procedentes de mataderos, decomisos, subproductos cárnicos y animales muertos.
- Residuos voluminosos (muebles viejos, enseres y electrodomésticos).
- Lodos y fangos de depuradoras municipales de aguas residuales urbanas.

La política adoptada para estos residuos es la del establecimiento de un circuito específico de gestión.

1.2.2 Instalaciones de gestión de RU domiciliarios

Las instalaciones necesarias para la aplicación del circuito de gestión planteado para los residuos domiciliarios en Andalucía son las que siguen a continuación (no se consideran los puntos limpios en esta clasificación al ser instalaciones dirigidas a la gestión de residuos específicos) (*PDTRA, 1999*):

Estaciones de transferencia

Tienen por objeto facilitar la recogida y concentración de las áreas de gestión de los residuos domiciliarios, al objeto de rentabilizar las instalaciones. En principio y como criterio básico, se recomienda que todo municipio que esté a una distancia superior a 30 km, de un centro de recuperación y compostaje utilice en la recogida de sus residuos las estaciones de transferencia.

Plantas de clasificación

Su función es la de permitir la correcta gestión de los residuos, obtenidos mediante separación domiciliaria, que permita la recuperación, reciclado y valorización de los residuos constituidos por envases y otros inertes mediante la clasificación de estos por separación manual o mecánica, para su posterior tratamiento.

Plantas de recuperación y compostaje

Estas plantas permitirán el tratamiento de forma diferenciada de la recogida de envases y la fracción orgánica. En las unidades de separación manual y mecánica se obtendrán, de un lado, vidrio, papel, cartón, acero, aluminio y plásticos que serán entregados a centros para su posterior recuperación, reciclado y valorización; por otro lado, la materia orgánica se destinará a un tratamiento biológico, preferentemente para la obtención de compost. Los rechazos del proceso son destinados a vertedero controlado.

Vertederos controlados

Entendidos como vertederos de apoyo a las plantas de clasificación y de recuperación y compostaje para la fracción de rechazo generada y acorde a las exigencias del RD 1481/2001.

1.2.3 Tratamientos aplicables a los RU domiciliarios

Procesamiento y separación de materiales

En un estado no seleccionado “tal como se recogen”, los residuos sólidos urbanos son biológicamente inestables, pueden ser olorosos, y son esencialmente no útiles

(Tchobanoglous, 1994). Así, algunas de las operaciones de procesamiento que se detallan a continuación son absolutamente necesarias para la aplicación posterior efectiva de otras tecnologías de tratamiento.

Las operaciones básicas empleadas en la separación y procesamiento de materiales son las que siguen:

- Reducción de tamaño: Se utiliza esta operación para procesar materiales para su utilización directa como el caso del compost o como parte de una instalación de recuperación de fracciones valorizables. Hay varios tipos de unidades de reducción de tamaño como los molinos de martillos, las trituradoras cortantes y las cubas trituradoras.
- Separación por tamaño: Implica la separación de una mezcla de materiales en dos o más porciones mediante el uso de una o más superficies de criba y, generalmente, por vía seca. Los tipos de criba más utilizadas en la separación de los residuos sólidos urbanos son las cribas vibratorias, las cribas de trómel y las cribas de disco.
- Separación por densidad: Se ha aplicado en la separación de RSU triturados en base a dos componentes principales: fracción ligera (papel, plásticos y orgánicos) y fracción pesada (metales y madera entre otros). Las tecnologías utilizadas son clasificación neumática, stoners, flotación y separación de medios densos.
- Separación por campo electromagnético: Su aplicación directa es la recuperación y separación de metales férricos y no férricos. Existen unidades de separación magnética, separación electrostática y separación por corriente de Foucault.
- Compactación: Su principal objetivo es aumentar la eficacia del almacenamiento y transporte de materiales. Se pueden citar compactadoras estacionarias, equipamiento de empaquetamiento y de peletización.

Tratamientos térmicos

Los sistemas de procesamiento térmico de residuos se pueden clasificar en base a sus requisitos de oxígeno. Si tiene lugar con un déficit de oxígeno (combustión parcial) parte de la energía almacenada en forma de energía química del material orgánico, quedará liberada como gases de combustión. Este proceso se denomina *gasificación*. Si la gasificación es destilación seca (calentamiento sin entrada de aire, oxígeno o vapor) el

proceso se denomina pirólisis (Kiely, 1999). Por otra parte, la conversión térmica de RSU con exceso de oxígeno se denomina *incineración*.

Las plantas de incineración de residuos sólidos urbanos se basan en tecnologías especialmente desarrolladas para la incineración de residuos. El resurgimiento de la incineración de residuos llegó a finales de los 60. En las últimas décadas, países industrializados como Japón, Suiza y Dinamarca han optado por el tratamiento térmico de los RU como una importante opción alternativa a su eliminación en vertedero. Aunque existen instaladas plantas incineradoras sin aprovechamiento energético, hoy en día no se concibe la instalación de una planta de incineración que no considere la producción de energía eléctrica y el aprovechamiento térmico.

Los sistemas de incineración de residuos sólidos urbanos pueden diseñarse para operar con dos tipos de combustibles: RSU no seleccionados y RSU procesados en forma de pellets de combustible derivado de residuos. También se han desarrollado tecnologías de lecho fluidizado.

Los sistemas de pirólisis y gasificación de RSU son minoritarios, presentan algunos problemas operacionales y no han sido tan exitosos como la incineración.

Una de las ventajas de los tratamientos térmicos es la reducción del espacio requerido en comparación con otras tecnologías. El aspecto más problemático es, sin embargo, las emisiones gaseosas generadas. Las incineradoras de RSU vienen siendo cuestionadas principalmente por las emisiones de gases ácidos, metales pesados, PCB's, y sobre todo, por la potencial carcinogenicidad de dioxinas y furanos (Domingo, 2000).

Por otro lado, la incineración necesita una alta inversión económica, ya que requiere un elevado aporte de energía externa, puesto que estos residuos tienen un poder calorífico bastante bajo. Asimismo, es preciso prever la posible contaminación derivada de los gases de combustión. El proceso de incineración se efectúa entre 800 y 1.000°C, por lo que los residuos deben tener un PCI de un mínimo de 1.000 Kcal/kg que permita que el sistema sea autosuficiente térmicamente (Bueno, 1997).

En este sentido, el II PNRU ha limitado su aplicación como no deseable cuando otra tecnología de recuperación de materia orgánica sea posible y su campo de aplicación a los RSU se va a restringir a situaciones especiales y al aprovechamiento energético de la fracción de rechazo como alternativa a su disposición en vertedero.

La Directiva 2000/76/CE relativa a la incineración de residuos, y su transposición en el RD 653/2003 de 30 de mayo, pretende limitar en la medida de lo posible los efectos negativos sobre el medio ambiente y la salud humana de los procesos de incineración y co-incineración de residuos y se muestra especialmente restrictiva respecto de los niveles de emisión atmosférica de este tipo de instalaciones.

Eliminación en vertederos

El método más tradicional de eliminación de RSU siempre fue el vertido por su facilidad y economía. Durante las dos últimas décadas se ha modificado la práctica desde el simple “volcado de los residuos” al uso de vertederos controlados. Las prácticas modernas de vertido incluyen programas de seguimiento de los residuos entrantes, de gases, de lixiviados, etc., con el fin de controlar la contaminación del entorno circundante, especialmente de las aguas subterráneas, las superficiales y de la atmósfera.

Incluso hoy en día, y dependiendo del lugar, se ha estimado que hasta un 95% de los RU generados a escala mundial son aún depositados en vertederos (*El-Fadel, 1997*). Las políticas de recuperación y reciclaje de materiales se han circunscrito al ámbito de las sociedades más desarrolladas, quedando al margen las sociedades más desfavorecidas económicamente.

Los riesgos para la salud pública debidos a la potencial exposición a agentes patógenos, sustancias tóxicas, y gases, unidos a las molestias derivadas de los malos olores, la migración de gases y de los lixiviados fuera de los límites del vertedero y su liberación al medio ambiente circundante, plantean una serie de importantes cuestiones ambientales entre las que se incluyen la posibilidad de incendios y explosiones, daños a la vegetación, contaminación atmosférica, contribución al efecto invernadero, etc. (*El-Fadel, 1997*).

Un papel importante en el abandono de estas prácticas en favor de otras tecnologías más adecuadas ha sido el desarrollo normativo que ha restringido su construcción y ha encarecido sus costes de construcción, explotación y clausura.

La Directiva 1999/31/CE del Consejo traspuesta a través del RD 1481/2001 de 27 de diciembre, por el que se regula la eliminación de residuos mediante depósito en vertedero, regula el régimen jurídico aplicable a estas actividades, clasifica los vertederos en tres categorías (para residuos peligrosos, residuos no peligrosos e inertes), define los residuos aceptables en cada una de estas categorías, delimita los criterios técnicos mínimos para su diseño, construcción, explotación, clausura y mantenimiento y aborda la adaptación de los vertederos actuales a las nuevas exigencias. Esta nueva concepción de vertedero controlado engloba no sólo la explotación sino la clausura y la gestión de la instalación post-clausura.

En Andalucía se ha optado por eliminar en la medida de lo posible este tipo de instalaciones y englobar los vertederos como vertederos de apoyo de centros de recuperación y compostaje de residuos urbanos en los que se depositan los rechazos de los tratamientos. Esta alternativa ha sido preferida a la utilización de la incineración para la gestión del rechazo.

Compostaje

El compostaje es el proceso de descomposición biológica más frecuentemente utilizado para la conversión de la fracción orgánica de los RSU a un material húmico estable de aplicación agrícola, conocido como compost.

El compostaje es un proceso aerobio en el que los microorganismos, en medio oxigenado, descomponen los residuos orgánicos:



En el proceso de elaboración del compost a partir de RSU adquiere gran importancia, si se quiere obtener un producto de calidad, la separación de la materia orgánica fermentable del resto de los RU. Este hecho se ve favorecido por las últimas tendencias de implantar la recogida selectiva domiciliaria. No obstante, la generalización de este

sistema se intuye aún lejana debido a los altos costes que conlleva, por lo que en los próximos años todas las instalaciones de compostaje deberán disponer de una recepción de RU capaz de admitir tanto residuos seleccionados en origen como procedentes de la recogida tradicional. Es en éste último caso en el que deberán tomarse las precauciones necesarias para minimizar la presencia en la fracción compostable de materiales no deseables.

En la Unión Europea se está elaborando una directiva, actualmente en fase de borrador, que introducirá una nueva definición de compost en la que se descarta la utilización de fangos de depuradora en su producción. Esto podría sentar un marco muy favorable para la utilización de la fracción orgánica de los RSU para su aplicación agrícola. El compost obtenido de RSU tiene unos niveles de metales pesados inferiores a los existentes en los lodos de depuración por lo que son una alternativa más aconsejable para la aplicación agrícola (*Delgado, 2003*).

El Plan Director Provincial de Residuos de Cádiz (1997) se ha erigido sobre la premisa de que existe un mercado interesado en el compost de RSU en la provincia de Cádiz, pues existen grandes explotaciones agrarias ligadas al cultivo de la vid y la remolacha sobre suelos especialmente pobres en materia orgánica y nutrientes. De ese modo fueron proyectadas y construidas, entre 1997 y 2002, tres grandes plantas de compostaje en la Provincia:

- Planta de recuperación y compostaje “Las Calandrias” en Jerez de la Frontera con una capacidad de 183.030 toneladas anuales y una producción de compost de 29.300 toneladas anuales.
- Planta de recuperación, biometanización y compostaje “Miramundo” en Medina Sidonia con una capacidad de 266.363 toneladas anuales, una producción de compost de 42.618 toneladas anuales y una capacidad de recuperación energética de 7,53 MW anuales.
- Planta de recuperación y compostaje “Sur de Europa” en Los Barrios con una capacidad de 285.000 toneladas anuales y una producción de compost de 43.000 toneladas anuales.

Biometanización

Desde hace muy pocos años se viene utilizando, en el argot técnico y divulgativo en el sector de tratamiento de residuos, el término biometanización para referirse a la digestión anaerobia (es decir en ausencia de oxígeno atmosférico) de la fracción orgánica de los RSU o de otros residuos orgánicos.

La biometanización no es más que el empleo de una tecnología biológica para transformar la materia orgánica en productos finales (CH_4 , CO_2 , H_2O , N_2 , etc.) a través de las complejas reacciones bioquímicas que tienen lugar en un cultivo microbiológico realizado en las adecuadas condiciones ambientales (ausencia de oxígeno atmosférico, adecuado pH y temperatura y suficiente tiempo de retención).

El documento de la OMS sobre gestión de los RSU (1991) estableció que la producción de energía de los RSU se puede optimizar incluyendo la digestión anaerobia en los sistemas integrados de tratamiento de RSU.

La razón básica del empleo de la biometanización es la capacidad que ésta técnica tiene de producir un biogás con un importante poder calorífico, y por tanto, con posible aprovechamiento energético. Aunque mayoritariamente, el compostaje aerobio se está imponiendo como tecnología biológica preferencial en la gestión de RSU, algunas de las plantas de compostaje que existen en España constan de una unidad de biometanización previa a la unidad de compostaje aerobio.

El proceso de compostaje aerobio requiere una aportación neta de energía. En cambio, la biometanización no sólo no consume energía, sino que es productor de la misma. Además se trata de una energía renovable, por lo que este tipo de tratamiento contribuye por un doble motivo a la disminución de la producción de gases con efecto invernadero. El balance energético positivo incide en una notable reducción de los costes de operación en la planta de tratamiento.

Como contrapartida, la biometanización es una tecnología más compleja, en el sentido que requiere un mayor número de etapas de tratamiento. Esto repercute en un encarecimiento de la inversión inicial para su implantación. Conviene asimismo señalar, como inconveniente, que el efluente a la salida del digestor anaerobio no está

plenamente estabilizado y que, para obtener un compost de calidad, es precisa una etapa final de compostaje. Evidentemente, el tiempo de estabilización y el volumen de residuo a tratar en ésta última etapa habrán disminuido en comparación con un proceso aerobio, debido al tratamiento anaerobio previo.

La digestión anaerobia de los RSU no separados no suele ser adecuada a causa de la presencia de plásticos, vidrios, metales, productos textiles, etc. La fracción orgánica de los RSU (FORSU) en España puede representar un 40-45% de los RSU no separados en origen (*II PNRU, 2008*), aunque la aplicación de los sistemas de recogida selectiva de papel-cartón, vidrio y envases está aumentando esta proporción. El RSU separado en origen y aquel no separado pero sometido a los tratamientos previos de clasificación y separación que se realizan en las plantas de tratamiento de RSU sí es apto para la biometanización.

En los últimos 25 años se ha producido un notable incremento en el tratamiento de la fracción orgánica de los RSU mediante digestión anaerobia. El escepticismo inicial con respecto a la fiabilidad de este tipo de tratamiento ha cambiado hacia una aceptación general, hecho que se refleja en los distintos tipos de digestores anaerobios que funcionan a escala industrial en la actualidad.

Las diferentes tecnologías de biometanización, que serán tratadas en mayor profundidad más adelante, pueden clasificarse en función de diversos criterios. Generalmente se suelen hacer tres clasificaciones:

a) Desde el punto de vista de la temperatura de operación del proceso:

- Mesofílico (33-37°C).
- Termofílico (55-60°C).

b) Según las etapas en que se constituye el proceso:

- Una sola etapa (reactor monoetapa): un sólo reactor de digestión anaerobia.
- Dos o más etapas (reactores selectivos): Cuando se disponen varios digestores en serie que se especializan biológicamente para producir la hidrólisis, acidificación inicial y la metanización.

c) La clasificación más frecuente es, sin duda, la realizada en función de la concentración de sólidos (expresada en materia seca) en el interior del reactor:

- Bajo contenido en sólidos (inferior al 10%) que se denomina digestión anaerobia húmeda. Rango típico 4-8% en sólidos totales.
- Contenido en sólido intermedio (10-20%) que se denomina digestión anaerobia semihúmeda o semiseca.
- Alto contenido en sólidos (entre 20 y el 35%) que se denomina digestión anaerobia seca. La mayoría de las tecnologías de digestión anaerobia de RSU suelen operar en el rango de alto contenido en sólidos.

2. DEGRADACIÓN ANAEROBIA DE LOS RESIDUOS SÓLIDOS URBANOS (RSU)

El proceso de degradación anaerobia es, en muchos aspectos, idóneo para el tratamiento de residuos. Los tratamientos de degradación anaerobia de residuos se fundamentan en la oxidación biológica de la materia orgánica mediante la actuación de microorganismos específicos y en ausencia de oxígeno molecular. Como consecuencia de este proceso, la materia orgánica se transforma en productos finales estables e inertes, al mismo tiempo que se genera biogás (fundamentalmente metano y dióxido de carbono) con un potencial energético considerable.

2.1 Etapas de la degradación anaerobia de los RSU

La digestión anaerobia es un proceso en etapas en el que cada grupo microbiano, relacionado tróficamente, aprovecha como sustrato los productos generados por el metabolismo de los microorganismos responsables del paso anterior.

Tradicionalmente la degradación anaerobia ha sido considerada como un proceso en dos etapas que aceptaba la existencia de dos grandes grupos microbianos: bacterias formadoras de ácidos o acidogénicas y *Archaea* formadoras de metano o metanogénicas (*McCarty, 1987*).

Según este esquema clásico, las bacterias acidogénicas son las encargadas de hidrolizar y fermentar los compuestos orgánicos complejos, presentes en el residuo, en compuestos más simples mediante reacciones de oxidación-reducción. La producción de ácidos produciría un descenso de pH (hasta valores de aproximadamente 5,5) si no existiesen organismos capaces de asimilar estos ácidos.

Así, en un proceso equilibrado, las *Archaea* metanogénicas consumen los productos de la primera etapa a la misma velocidad que se generan, produciendo dióxido de carbono, metano, algo de nitrógeno, hidrógeno y otros gases en cantidades pequeñas según la naturaleza del residuo. Este acoplamiento induce un pH del medio que se sitúa en el entorno de 7,5-8,5 dependiendo del régimen de temperatura de operación.

Sin embargo, esta descripción peca de excesivamente simple. Actualmente se acepta una descripción más detallada que considera hasta cuatro etapas sucesivas (*Breure, 1986*):

- Hidrólisis.
- Acidogénesis.
- Acetogénesis.
- Metanogénesis.

En la figura II.4, página siguiente, se muestra un esquema en el que se pueden observar las diferentes etapas de la degradación anaerobia (*Barlaz, 1998*). Hay que reseñar que la homoacetogénesis sólo es aceptada por algunos autores (*Schink, 1997*; *Chynoweth, 1987*).

El estudio del desarrollo de estas etapas en la degradación anaerobia de los RSU ha sido muy prolífico en los sistemas de deposición en vertedero (*Barlaz, 1998*) al producirse las diferentes etapas de modo muy diferenciado en el tiempo. Hay que recordar que dependiendo del régimen de recirculación de lixiviados establecido, podemos estar hablando de tiempos de degradación de RSU en este tipo de instalaciones de decenas de años (*Rowe, 1995*).

Además se han aplicado multitud de simulaciones a diferentes escalas del comportamiento fisicoquímico, microbiológico y bioquímico de la degradación anaerobia

de RSU en sistemas tipo vertedero (Rodríguez-Iglesias, 2000; Martín 1997; O'Keefe, 2000). En la degradación de los RSU, además, estas etapas están claramente diferenciadas en el tiempo en los sistemas en discontinuo.

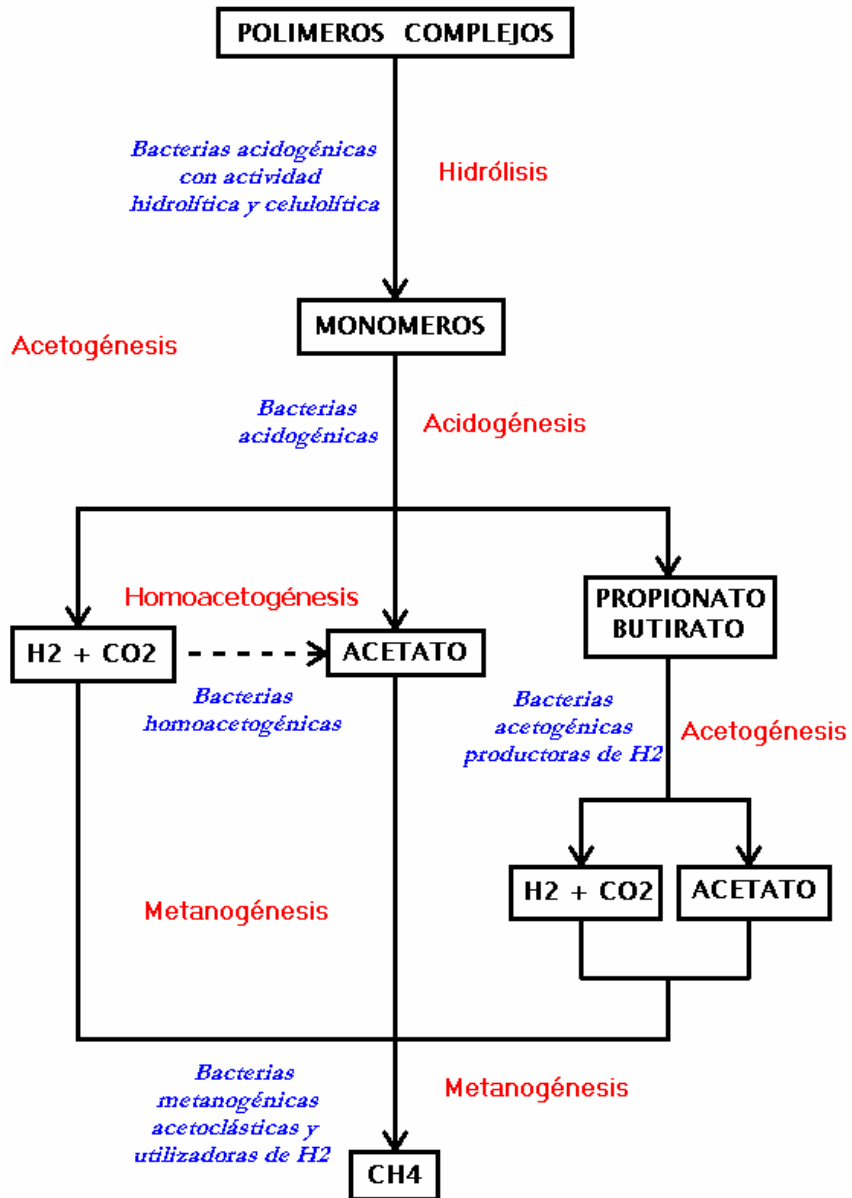


FIG II.4. Etapas de la degradación anaerobia y grupos microbianos implicados

2.1.1 Hidrólisis

La hidrólisis englobaría la ruptura de las macromoléculas orgánicas formadas por los carbohidratos, proteínas y grasas hasta subunidades pequeñas que puedan atravesar la pared celular. Así las proteínas son degradadas a aminoácidos, los polisacáridos a monómeros de azúcares y las grasas a polioles y ácidos grasos de cadena larga. La hidrólisis se produce por la acción de exoenzimas secretadas por las bacterias de la microbiota acidogénica.

Se ha comprobado que la degradación de los polímeros depende de la naturaleza del inóculo empleado, pues las diferentes cepas de microorganismos hidrolíticos poseen determinadas enzimas o son capaces de inducirlos.

Para los RSU, la etapa de hidrólisis es limitante de la biodegradabilidad del residuo, pues conjuntamente con la materia orgánica más asequible a la acción de las exoenzimas, existe una fracción de materia orgánica muy refractaria, constituida por las celulosas, hemicelulosas y ligninas que proceden de los restos vegetales y el papel que acompaña al RSU. Recientemente, Burrell (2004) y Syutsubo (2004) han identificado los microorganismos responsables de la actividad celulasa en los géneros *clostridium* y *firmicutes* que colonizan la superficie de los sustratos celulósicos.

El potencial de metano asociado a estas fracciones es muy alto como han demostrado los estudios realizados sobre el potencial de metano de las diferentes fracciones que componen los RSU, por Chynoweth (1991) y por Choo (1995), y se sitúa en el entorno de 0,3-0,35 m³ CH₄/kg SV. Sin embargo, para un RSU tipo, sin estas fracciones, el potencial de metano podría establecerse en el entorno de 0,18-0,22 m³ CH₄/kg SV.

Las reacciones de hidrólisis pueden ser limitantes de la velocidad del proceso, especialmente, si el residuo posee materia particulada, como es el caso de los residuos sólidos. Para los RSU, la granulometría y grado de trituración del residuo son determinantes de la velocidad del proceso (*Palmowski, 2000*).

2.1.2 Acidogénesis

Los productos procedentes de la hidrólisis de grandes macromoléculas orgánicas son metabolizados en el interior celular siguiendo diferentes rutas según su naturaleza. De este modo se obtienen los ácidos orgánicos (acetato, propionato, butirato, lactato, etc.) y alcoholes, además de otros subproductos importantes para etapas posteriores (amoníaco, hidrógeno, dióxido de carbono, etc.). Así los hidratos de carbono, los lípidos y las proteínas pueden conducir a la formación de ácidos grasos volátiles por distintas rutas metabólicas.

Las bacterias acidogénicas producen principalmente ácidos grasos volátiles cuando la presión de hidrógeno es alta, y CO_2 e H_2 cuando la presión de hidrógeno es baja. Algunas vías metabólicas sólo son posibles a bajas presiones de H_2 y a 5-50 ppm de H_2 existe una preferencia en la formación de acetato. Sin embargo, altas presiones de H_2 pueden dar lugar a que predominen el propionato y el butirato (Mosey, 1986). Incluso, la presión excesiva de hidrógeno puede dar lugar a la inhibición del sistema (Sparling, 1997).

Hay que reseñar que en el caso de la degradación de los RSU se producen grandes cantidades de H_2 durante su hidrólisis y acidogénesis, alcanzándose proporciones de hasta un 20-25% respecto del volumen del biogás generado. La producción de hidrógeno puede ser tan alta que, incluso, se han realizado estudios en los que se ha forzado la degradación incompleta del residuo para obtener H_2 como producto final del proceso en lugar de CH_4 . Lay et al. (1999) han mostrado rendimientos de 140-180 L H_2 /kg de FORSU.

2.1.3 Acetogénesis

Los productos finales de la microbiota acidogénica se transforman en acetato a partir de dos rutas diferentes. De un lado, la *deshidrogenación acetogénica*, que genera acetato a partir de otros ácidos grasos y algunos alcoholes. Como se indicó anteriormente, la formación de acetato depende de la concentración de H_2 existente, pero además, la degradación del propionato a acetato se paraliza cuando existen concentraciones de H_2 del orden de 500-50.000 ppm en el biogás.

De otra parte, la ruta de la *hidrogenación acetogénica*, en la que las bacterias homoacetogénicas sintetizan acetato a partir de H_2 y CO_2 sólo es admitida por algunos autores (*Schink, 1997; Chynoweth, 1987*) que han postulado la existencia de este grupo de bacterias homoacetogénicas, que pueden realizar la función de las metanogénicas utilizadoras de H_2 , cuando estas están inhibidas debido a un pH bajo.

Boone et al. (1987) han descrito dos tipos de bacterias que realizan la deshidrogenación acetogénica: acetogénicas reductoras obligadas de protones y fermentativas acidogénicas. Ambas producen sustrato metanogénico (H_2 , CO_2 y acetato). La diferencia estriba en que las bacterias fermentativas crecen independientemente de que el H_2 producido en su metabolismo sea oxidado o eliminado del medio, ya que cuando no se produce esta eliminación, los electrones se consumen por otras vías. Las bacterias fermentativas producen AGV cuando la presión de H_2 es elevada y el par H_2/CO_2 cuando es pequeña. Las bacterias acetogénicas proton-reductores obligadas forman acetato y sólo crecen en condiciones de bajas concentraciones de hidrógeno.

2.1.4 Metanogénesis

La metanogénesis es el último paso del proceso de descomposición anaerobia de la materia orgánica. En esta etapa, la mayor parte de la energía química contenida en el sustrato es convertida en metano por la actuación de las *Archaea* metanogénicas. Este grupo no bacteriano requiere unas condiciones ambientales más estrictas para su desarrollo de las condiciones admisibles por los microorganismos acidogénicos.

La principal característica de este grupo es la formación de metano a partir de un grupo limitado de sustratos: H_2 y CO_2 , acetato, metanol y mono-, di- y tri-aminas fundamentalmente.

Existe una compleja relación entre las *Archaea* metanogénicas y el resto de microorganismos implicados en el proceso. Se establecen sinergias de crecimiento entre *Archaea* metanogénicas y no metanogénicas a través de delicados equilibrios relacionados con los niveles de ácidos e H_2 . Algunas *Archaea* metanogénicas pueden consumir el H_2 generado en las etapas anteriores consiguiendo mantenerlo en un nivel bajo de modo que se pueden desarrollar algunos grupos acidogénicos que sólo crecen

en estas condiciones. Tal es el caso de la asociación de las bacterias acetogénicas protón-reductoras.

Igualmente, la inhibición por acidez del proceso se puede evitar por el consumo de éstos por las metanogénicas. En ausencia de la metanogénesis, el sistema podría alcanzar niveles excesivos de acidez e inhibirse completamente.

Se pueden distinguir dos grandes grupos de metanogénicas:

- *Archaea* metanogénicas acetoclásticas.
- *Archaea* utilizadoras de hidrógeno.

Las *Archaea* que utilizan el acetato para generar metano se denominan acetoclásticas. Su importancia ha determinado la atención prestada y los numerosos estudios que las caracterizan. La reacción acetoclástica, cuyos productos finales son el metano y el dióxido de carbono, es llevada a cabo por dos únicos géneros de *Archaea*: *Methanosarcina* y *Methanotrix*.

Los requerimientos nutricionales de los microorganismos metanogénicos son muy variados. Algunos de ellos son autótrofos, y otros, en cambio, necesitan factores de crecimiento muy complejos o trazas minerales muy concretas. Las diferentes reacciones implicadas en la metanogénesis se esquematizan en la tabla II.7.

TABLA II.7. Reacciones metanogénicas posibles

| | | |
|---|---------------|---|
| $4 \text{ H}_2 + \text{CO}_2$ | \rightarrow | $\text{CH}_4 + 2 \text{ H}_2\text{O}$ |
| $4 \text{ HCOO}^- + 2 \text{ H}^+$ | \rightarrow | $\text{CH}_4 + \text{CO}_2 + 2 \text{ HCO}_3^-$ |
| $\text{HCOO}^- + 3 \text{ H}_2 + \text{H}^+$ | \rightarrow | $\text{CH}_4 + 2 \text{ H}_2\text{O}$ |
| $4 \text{ CO} + 2 \text{ H}_2\text{O}$ | \rightarrow | $\text{CH}_4 + 3 \text{ CO}_2$ |
| $4 \text{ CH}_3\text{COH}$ | \rightarrow | $3 \text{ CH}_4 + \text{CO}_2 + 2 \text{ H}_2\text{O}$ |
| CH_3COO^- | \rightarrow | $\text{CH}_4 + \text{HCO}_3^-$ |
| $\text{CH}_3\text{COH} + \text{H}_2$ | \rightarrow | $\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O}$ |
| $4 \text{ CH}_3\text{NH}_2 + 2 \text{ H}_2\text{O} + 4 \text{ H}^+$ | \rightarrow | $3 \text{ CH}_4 + \text{CO}_2 + 4 \text{ NH}_4^+$ |
| $2(\text{CH}_3)_2\text{NH} + 2 \text{ H}_2\text{O} + 2 \text{ H}^+$ | \rightarrow | $3 \text{ CH}_4 + \text{CO}_2 + 2 \text{ NH}_4^+$ |
| $4(\text{CH}_3)_3\text{N} + 6 \text{ H}_2\text{O} + 4 \text{ H}^+$ | \rightarrow | $9 \text{ CH}_4 + 3 \text{ CO}_2 + 4 \text{ NH}_4^+$ |
| $2 \text{ CH}_3\text{CH}_2\text{-N}(\text{CH}_3)_2 + 2 \text{ H}_2\text{O}$ | \rightarrow | $3 \text{ CH}_4 + \text{CO}_2 + 2 \text{ CH}_3\text{CH}_2\text{NH}_2$ |

En general, la degradación metanogénica de cada sustrato depende tanto de la naturaleza inicial del mismo como de la ruta metabólica seleccionada por los microorganismos para su degradación. El acetato participa en el 70% de las fermentaciones que producen metano, mientras que la vía de H_2+CO_2 representa el 30% restante (*Jeris, 1965*). Las grandes producciones de H_2 en la degradación anaerobia de los RSU favorecen inicialmente la vía de la metanogénesis de las utilizadoras de H_2 .

En la tabla II.8, se presentan las principales reacciones implicadas en las diferentes etapas de la degradación anaerobia de glucosa en el rango mesofílico, incluyendo la velocidad máxima específica de crecimiento, μ_{MAX} , de los microorganismos responsables de cada etapa expresada en h^{-1} (*Denac, 1988*).

TABLA II.8. Etapas implicadas en la degradación anaerobia de la glucosa

| | |
|--|---|
| Etapla 1. Acidogénesis ($\mu_{GI}=0,05-0,3 h^{-1}$) | |
| $C_6H_{12}O_6$ | $\rightarrow CH_3(CH_2)_2COOH + 2 CO_2$ |
| $C_6H_{12}O_6 + 2 H_2$ | $\rightarrow 2 CH_3CH_2COOH + 2 H_2O$ |
| $C_6H_{12}O_6 + 2 H_2O$ | $\rightarrow 2 CH_3COOH + 4 H_2 + 2 CO_2$ |
| Etapla 2. Acetogénesis ($\mu_{HBI}=0,015 h^{-1}$, $\mu_{HPr}=0,013 h^{-1}$) | |
| $CH_3(CH_2)_2COOH + 2 H_2O$ | $\rightarrow 2 CH_3COOH$ |
| $CH_3CH_2COOH + 2 H_2O$ | $\rightarrow CH_3COOH + CO_2 + 3 H_2$ |
| Etapla 3. Metanogénesis ($\mu_{HAc}=0,014 h^{-1}$, $\mu_{H_2}=0,006 h^{-1}$) | |
| CH_3COOH | $\rightarrow CH_4 + CO_2$ |
| $4 H_2 + CO_2$ | $\rightarrow CH_4 + 2 H_2O$ |

2.2 Variables de operación de la degradación anaerobia de RSU

Las variables del proceso, tales como pH, temperatura, tiempo hidráulico de retención, concentración y tipo de sustrato, presencia de inhibidores o de toxinas, etc., pueden determinar el hábitat adecuado para un tipo u otro de microorganismos. Por ello, los cambios en las condiciones físicas o biológicas del medio pueden implicar cambios metabólicos de adaptación de las distintas especies que, a su vez, pueden producir

alteraciones en los niveles enzimáticos, o un aumento o descenso en la actividad metabólica de las poblaciones implicadas en la degradación (*García-Morales, 1997*).

2.2.1 Temperatura

Los microorganismos anaerobios pueden desarrollarse en un amplio rango de temperaturas, que oscila entre los -5°C y los 80°C (*Bayley y Ollis, 1986*), si bien se clasifican en tres grandes grupos dependiendo del rango óptimo para su crecimiento (*Mosey, 1986*):

- Psicofílicas: Temperatura $< 15^{\circ}\text{C}$, con un óptimo a 15°C .
- Mesofílicas: $15^{\circ}\text{C} < \text{Temperatura} < 45^{\circ}\text{C}$, con un óptimo a 35°C .
- Termofílicas: $50^{\circ}\text{C} < \text{Temperatura} < 80^{\circ}\text{C}$, con un óptimo a 55°C .

La temperatura es un parámetro de operación trascendental, pues está implicado en los balances energéticos que, en último término, pueden posibilitar o impedir la utilización práctica de las técnicas anaerobias.

Tal y como se señala, en cada rango de temperatura existe una temperatura óptima en la que se alcanza la máxima actividad microbiana y, en consecuencia, se alcanza la máxima eficacia depurativa para unas características del proceso dadas (hay que hacer la salvedad de que para el desarrollo de cada diferente población en un reactor anaerobio existe una temperatura óptima diferente (*Ahring, 1994*)). Este aspecto es consecuencia de que las reacciones biológicas de transformación de los sustratos en productos, por parte de los microorganismos, son dependientes de la temperatura y requieren, por lo general, menor energía a mayor temperatura, lo que implica un proceso más rápido a mayor temperatura.

En la tabla II.9, se muestran las diferencias de energía libre de Gibbs en algunas reacciones anaerobias a 35°C y 55°C .

Para valores de temperatura inferiores al óptimo del rango mesofílico se produce una disminución de la eficacia degradativa del proceso hasta prácticamente cesar más allá de $10\text{-}15^{\circ}\text{C}$. En cualquier caso, la digestión psicrófila operada en continuo requiere de tiempos de retención mayores. Aunque la metanogénesis puede producirse hasta los 4°C , no se han descrito *Archaea* metanogénicas psicrófilas (*Fdez-Polanco, 2000*).

TABLA II.9. Reacciones implicadas en la degradación anaerobia de la materia orgánica

| REACCIÓN | ΔG^0 (kJ/mol) 35°C | ΔG^0 (kJ/mol) 55°C |
|---|----------------------------|----------------------------|
| Acetato + H ₂ O → CH ₄ + HCO ₃ ⁻ | -31 | -34 |
| Acetato + 4 H ₂ O → 2 HCO ₃ ⁻ + H ⁺ + 4 H ₂ | 104,2 | 89,8 |
| HCO ₃ ⁻ + 4 H ₂ + H ⁺ → CH ₄ + 3 H ₂ O | -135,6 | 122,5 |
| Propionato + 3 H ₂ O → HCO ₃ ⁻ + Acetato + H ⁺ + 3 H ₂ | 76,1 | 62,3 |
| Butirato + 2 H ₂ O → Acetato + H ⁺ + 2 H ₂ | 48,1 | 37,9 |

En la figura II.5 se muestra la comparación de las velocidades de crecimiento de los microorganismos en los tres rangos de temperatura anteriormente citados (Romero, 2002). Como se aprecia, en cada rango de temperatura la velocidad específica aumenta con la temperatura hasta superar un máximo a partir del cual se produce un abrupto descenso.

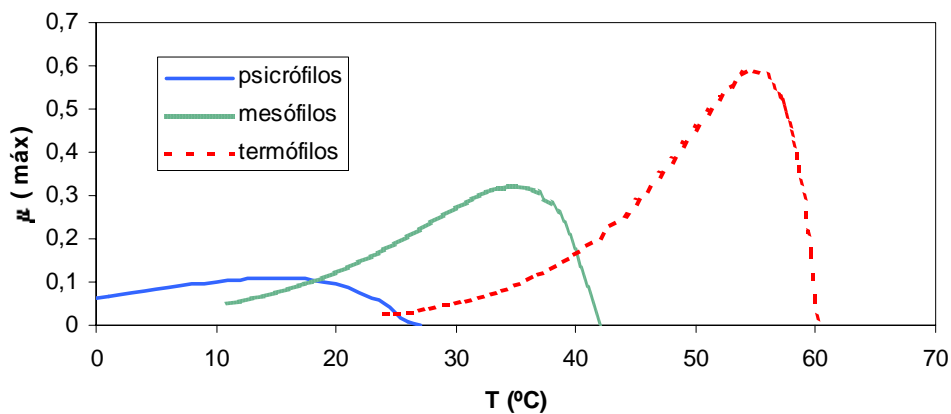


FIG II.5. Dependencia de la velocidad específica máxima de crecimiento con la temperatura

El presente trabajo ha sido desarrollado en el rango termofílico de temperatura, a 55°C tal y como se describirá en el capítulo de Material y Métodos. Así, la línea de investigación en la que se enmarca el presente trabajo, ha dedicado continuos esfuerzos a la investigación en el campo de la degradación anaerobia termofílica para el tratamiento de vinazas de vino, lodos de EDAR, residuos acuo-oleosos y FORSU (Romero, 1985; Ramírez, 1989; Romero, 1991; Nebot, 1992; García, 1994; Pérez, 1995; García, 1997; Solera, 1999; De la Rubia, 2000; Rodríguez, 2001; Álvarez, 2005; Forster, 2005; Montero, 2006; Fdez.-Rodríguez, 2006), utilizando sistemas de tanque agitado

(con y sin separación de fases) y procesos de crecimiento adherido (filtro anaerobio y lecho fluidizado anaerobio), etc. El proceso anaerobio ha mostrado ventajas operativas significativas frente a los tratamientos depurativos de tipo fisicoquímico (Valcárcel, 1985), así como a los tratamientos desarrollados en condiciones aerobias (Valcárcel, 1985; Galván, 1986; Álvarez, 1998), y al propio tratamiento anaerobio en rango mesofílico (Valcárcel, 1985; De la Rubia, 2000).

En general, las principales ventajas que ofrece el tratamiento anaerobio termofílico pueden resumirse en las siguientes:

- *Alta velocidad de crecimiento microbiano.* Así, la velocidad de crecimiento de los microorganismos a 55°C puede llegar a ser dos o tres veces superior a la de organismos comparables a 35°C (Van Lier, 1993), lo cual supone mayores velocidades específicas, reactores más pequeños y/o menores tiempos hidráulicos de retención. En caso de reactores de nueva construcción, el digestor termofílico puede ser más pequeño que el mesofílico convencional, lo que supone disminución de costes.
- *Elevado grado de eliminación de patógenos y de virus* (Rojas, 2001) debido a la alta tasa de putrefacción de microorganismos mesofílicos a altas temperaturas. Se ha demostrado que la eliminación de patógenos se debe a la combinación de la temperatura termofílica y el ambiente anaerobio (Lund, 1996). Esto es especialmente importante cuando el residuo digerido puede ser utilizado como fertilizante como es el caso de la FORSU.
- *Baja generación de fango.* A pesar de la alta velocidad de crecimiento microbiano, la cantidad de fango generado en los procesos termofílicos es pequeña. Además, dicho fango tiene una mejor capacidad de secado que el fango del proceso mesofílico. (Garber, 1975; Rimkus, 1982; Peddie, 1996).
- *Un aumento de temperatura reduce la viscosidad de los líquidos,* favoreciendo de este modo el grado de mezcla y la sedimentabilidad de las partículas formadas. (Van Lier, 1993).
- *Mejora la hidrólisis* de compuestos orgánicos complejos.
- *Reduce de forma significativa las espumas* con respecto al tratamiento mesofílico gracias, especialmente, a la destrucción y eliminación de microorganismos filamentosos (Sung y Liu, 2001; Zaplatilkova, 2001).

Sin embargo, la comparación de ambos rangos de operación también revela inconvenientes del proceso termofílico. Así, las principales desventajas asociadas a este proceso son las siguientes:

- La digestión anaerobia a altas temperaturas es mucho *más sensible a cambios ambientales* como pH, temperatura, etc. En este contexto el efecto de la inhibición por cationes, como el amonio, en el proceso anaerobio termofílico resulta significativo (*Sung y Liu, 2001*), si bien este problema puede ser eliminado mediante aclimatación.
- *Mayores requerimientos energéticos*. No obstante, el exceso de calor generado en determinadas industrias reduce la cantidad de energía requerida para el proceso y, en general, la cantidad de biogás producida permite obtener más energía de la necesaria para el calentamiento de los reactores termofílicos, especialmente en zonas de clima templado como España.
- *Incremento del nivel de ácidos grasos volátiles* en el efluente. No obstante, ciertos estudios (*Van Lier, 1999; De la Rubia, 2002*) demuestran que la eficacia de conversión en los procesos termofílicos está determinada por la configuración del reactor, la estrategia de arranque y la estrategia de operación.

Actualmente, no hay acuerdo establecido sobre si un aumento de la temperatura de operación, con el consiguiente incremento de la actividad biológica, compensa el mayor coste que supone alcanzar y mantener esas condiciones. Es preciso realizar un estudio económico de cada caso particular y, aunque la mayoría de las instalaciones a nivel industrial operan en el rango mesofílico, no se descarta la posibilidad de que sea más rentable trabajar en el rango termofílico como proponen muchos autores (*Garber, 1975; Rimkus, 1982; Peddie, 1996; Ahring, 2001*).

A escala industrial la gran mayoría de las tecnologías de biometanización que operan en Europa lo hacen en rango mesofílico, así se puede citar Valorga (con plantas en Francia, Italia, Alemania, Holanda, Suiza, Bélgica y España), Bio-Stab (con plantas en Alemania y España) o BTA (con plantas en Alemania, Italia, Bélgica y Dinamarca). Algunas de las tecnologías que operan en rango termofílico son: DRANCO (con plantas

en Bélgica, Austria, Alemania, Italia y España) o KOMPOGAS (con plantas en Suiza, Alemania, Austria y España).

Cecchi et al. (1991), han mostrado como la digestión anaerobia de RSU seleccionado en origen ofrece velocidades específicas de producción de biogás de hasta el doble en rango de operación termofílico ($0,41-0,43 \text{ m}^3 / \text{kg SV}$ añadido) que en rango mesofílico ($0,2 \text{ m}^3 / \text{kg SV}$ añadido) con considerables aumentos en la eliminación de sólidos volátiles y sin afectar a la estabilidad del reactor operando a un tiempo hidráulico de retención de 11 días.

Por su parte, el rango de operación psicrófilico (a 6°C) ha sido ensayado exitosamente por Vavilin (1997) con residuos sólidos procedentes de instalaciones ganaderas, que aunque difieren en composición de los RSU, poseen algunos aspectos comunes, como ser operados en alto rango de sólidos o presentar limitaciones de transferencia de materia en la velocidad global del proceso. También para este tipo de residuos sólidos, Ahring e Ibrahim (2001), han constatado que un aumento de 55°C a 65°C supone un descenso del 20% en el rendimiento de producción de metano con incremento de ácidos grasos volátiles en el efluente. Los ensayos microbiológicos indican que la actividad hidrolítica y acidogénica no se vio afectada por este aumento, pero la actividad metanogénica acetoclástica se redujo sustancialmente. Por su parte la metanogénesis vía H_2 no resultó afectada.

Estos estudios indican que la digestión anaerobia termofílica puede ser combinada con la digestión anaerobia mesofílica dando lugar a lo que se denomina sistema con secuencia de temperaturas que será tratado en el apartado de tecnologías de biometanización.

2.2.2 Nutrientes e inhibidores

Los requerimientos de nutrientes son menores en los procesos anaerobios que en los procesos aerobios, debido a la menor extensión de las reacciones de síntesis celular, pues la cantidad requerida de cada nutriente es proporcional a la biomasa formada. Aunque el proceso requiere otros elementos y compuestos, los principales nutrientes a considerar son el nitrógeno y el fósforo por ser los que establecen unos requisitos

mayores, pues una célula posee una composición promedio de un 12,5% de N y 2% de P.

En la tabla II.10 se muestran algunas ratios C/N nominales establecidas para algunos materiales susceptibles de ser digeridos anaeróbicamente (*Tchobanoglous, 1994*).

Como valor promedio orientativo para el caso de la degradación anaerobia se pueden establecer unos requisitos que respondan a las siguientes ratios:

DBO₅/N/P 100/0,5/0,1 (*Fdez-Polanco, 2000*)

C/N/P de 100/2,5/0,5 (*Rajeshwari, 2000*)

Un proceso de fermentación de materia orgánica procedente de residuos sólidos urbanos realizado correctamente tiene un índice C/N en la masa fermentable entre 25 y 35. Para valores menores, deben agregarse materiales ricos en carbono, y en el caso contrario, materiales ricos en nitrógeno (estiércoles, lodos de depuradora, etc.). Un fango digerido activado, por ejemplo, presenta una concentración de nitrógeno variable entre el 4 y 7%, y una relación C/N entre 14 y 16, por lo que su mezcla con los RSU, puede disminuir la ratio C/N de los RSU deficitarios de nutrientes.

Sin embargo, la relación C/N de los RSU es muy variable dependiendo de su composición. Cuando se habla de FORSU, el nivel de selección y el origen es trascendental para el establecimiento de este valor. Así Bernal (1992) establece una ratio de 39,4 para FORSU domiciliario separado en origen y un valor muy similar, (40,7) ha sido establecido por Rodríguez-Iglesias. Sans (1995) establece para FORSU separado mecánicamente un valor de 37,5.

Las fracciones de papel-cartón, plásticos, vidrios y envases disminuyen la relación C/N, por lo que la eficacia de la recogida selectiva está íntimamente ligada a la ratio C/N obtenida. En el proceso DRANCO, la relación C/N se sitúa en 9,5-11,1 debido a la mayor cultura de la separación selectiva en Centro-Europa, que elimina elementos como el papel-cartón. En el proceso DRANCO se emplean a menudo residuos domésticos de cocina y residuos verdes.

En el caso de Estados Unidos los sistemas de tratamiento biológico de residuos no han tenido mucha repercusión porque su RSU posee una composición muy pobre en

materia orgánica, pues el uso de los trituradores húmedos de comida, trasvasa dicha fracción a la gestión de aguas residuales urbanas, mientras que los RSU son extremadamente ricos en papel-cartón y envases. La materia orgánica sólo alcanza el 29,5%, del que un 18,5% son residuos de jardín (*Tchobanoglous, 1994*).

TABLA II.10. Ratio C/N en algunos materiales fermentables

| MATERIAL | Relación C/N |
|--|--------------|
| <i>Residuos de procesamiento de comida</i> | |
| Residuos de fruta | 34,8 |
| Residuos mezclados de mataderos | 2,0 |
| Piel de patatas | 25,0 |
| <i>Estiércoles</i> | |
| Estiércol de vaca | 18,0 |
| Estiércol de caballo | 25,0 |
| Estiércol de cerdo | 20,0 |
| Estiércol de aves de corral | 15,0 |
| Estiércol de oveja | 22,0 |
| <i>Fangos y lodos</i> | |
| Fangos activados digeridos | 15,7 |
| Fangos activados crudos | 6,3 |
| <i>Papel</i> | |
| Papel mezclado | 173 |
| Papel de periódico | 983 |
| Papel marrón | 4.490 |
| Revistas comerciales | 470 |
| Correo basura | 223 |
| <i>Residuos de Jardín</i> | |
| Recortes de césped | 20,1 |
| Hojas caídas recientemente | 40-80 |
| <i>Biomasa</i> | |
| Jacinto de agua | 20,9 |
| Hierba de bermuda | 24 |

Durante el proceso de digestión, la relación C/N disminuye hasta valores entre 12 y 18 por pérdidas de carbono como dióxido de carbono. Si el material final obtenido, tras la fermentación, tiene un valor C/N alto, indica que no ha sufrido una descomposición

completa y, si el índice es muy bajo, puede ser por una excesiva mineralización, aunque todo ello depende de las características del material de partida.

El empleo como compost exige el cumplimiento de una serie de propiedades que garanticen su calidad, entre ellos, la relación C/N que es una de las más importantes, ya que tanto el carbono como el nitrógeno son dos elementos esenciales para la nutrición de cualquier especie vegetal.

Casi la totalidad del nitrógeno orgánico presente en un residuo orgánico es biodegradable y disponible. Rodríguez-Iglesias et al. (2000) han demostrado como todo el nitrógeno orgánico desaparece en los primeros días de funcionamiento de un sistema que simula la degradación en un vertedero. Con el carbono orgánico ocurre al revés; una gran parte se engloba en compuestos no biodegradables que impiden su disponibilidad en la agricultura.

Cuando se desea realizar la codigestión con lodos de depuradora, la mezcla de los lodos con la materia orgánica procedente de RSU suele realizarse aprovechando las instalaciones de tratamiento de RSU, adaptándola con pequeñas modificaciones, aunque también es cierto que existen plantas que, en su diseño original contemplan la posibilidad de este tratamiento adicional.

Si este proceso se sigue adecuadamente, bajo unos parámetros correctos de gestión, se consiguen mejorar las condiciones del manejo de lodos al mezclar dos componentes con distinta humedad, textura, granulometría, relación C/N, pH, etc., optimizar el rendimiento, la gestión y la amortización de las plantas de tratamiento de RSU, evitar la búsqueda de nuevas ubicaciones para la implantación de instalaciones de tratamiento de lodos y reducir las inversiones necesarias para la construcción de plantas que resuelvan el problema de tratamiento de los lodos de depuración de aguas residuales.

La producción de lodos procedentes de depuradoras de aguas residuales está en constante aumento por el cumplimiento de la Directiva 91/271/CEE sobre el tratamiento de aguas residuales urbanas, aunque España se encuentra aún por debajo de los límites estipulados. En la Comunidad Autónoma andaluza, por ejemplo, en los próximos años el número de instalaciones de depuración de aguas residuales debe aumentar considerablemente. Esto conllevará la gestión, de unas 500.000 toneladas de lodos de

depuración, que deberán ser eliminadas con el mínimo impacto ambiental. Por todo ello, el tratamiento conjunto de lodos de depuradora con materia orgánica de RSU se vislumbra como una solución adecuada a su tratamiento.

Además de N y P, la actividad microbiana requiere de la presencia de algunos compuestos en concentraciones traza. Así, los microorganismos necesitan pequeñas cantidades de iones tales como: sodio, potasio, calcio, magnesio, cloruro y sulfato. No obstante, estos compuestos se hacen tóxicos para pequeños incrementos por encima del límite necesario. Asimismo, muchos microorganismos requieren cantidades trazas de hierro, cobre, manganeso, cinc, molibdeno y vanadio para su crecimiento. La mayoría de estos compuestos forman precipitados de baja solubilidad con los sulfuros.

Por otro lado, ciertas sustancias presentes en el sistema causan inhibición del proceso. Pueden distinguirse tres casos:

- *Sustancias tóxicas que se generan como productos intermedios* en las reacciones metabólicas involucradas (H_2 , ácidos grasos volátiles, H_2S).
- *Sustancias tóxicas que, de forma accidental, penetran en el reactor* (O_2 , tóxicos varios). La entrada masiva de O_2 inhibe el proceso, pero puede recuperarse sin mayor dificultad cuando el O_2 se elimina por desplazamiento o por acción de microorganismos facultativos. De hecho en la digestión seca de RSU, el O_2 se consume en superficie y no se solubiliza en la masa de residuo.
- *Sustancias que acompañan a la alimentación de forma regular* como metales pesados, sulfatos, etc. El peligro de los sulfatos proviene del hecho de que la reducción de este compuesto es más favorable energéticamente que la producción de metano, así las bacterias reductoras de sulfato competirán con las *Archaea* metanógenas por sustratos como H_2 o CO_2 (Hao, 1996). A su vez, el sulfato puede metabolizarse a sulfuro, compuesto que inhibe la producción de biogás a concentraciones de $50 \text{ mgS}^{-2}/L$, llegando a una inhibición severa cuando se exceden concentraciones de 150 a $200 \text{ mgS}^{-2}/L$ (Karhadkar, 1987).

Aunque una entrada puntual de sustancias tóxicas, en elevada concentración, puede inhibir la microbiota del reactor y deteriorar el funcionamiento del mismo, los microorganismos recuperan su actividad con relativa rapidez (1-3 días). La exposición de la microbiota anaerobia a algunos tóxicos durante un periodo de tiempo elevado,

provoca la aclimatación del cultivo al compuesto tóxico y permite que el sistema sea capaz de alcanzar un funcionamiento estable incluso para concentraciones del tóxico muy superiores a las admitidas normalmente.

Hay que considerar que para que un compuesto sea biológicamente tóxico debe encontrarse solubilizado y, además, que dependiendo de la concentración del mismo en el medio puede ser nutriente o ser tóxico. Los principales compuestos tóxicos que afectan al proceso anaerobio son:

Cationes alcalinos y alcalino-térreos. La tolerancia es relativamente elevada. Diferentes autores han concluido que el ion Sodio comienza a afectar a la degradación del Acetato (sustrato empleado en los test de biodegradabilidad) a partir de 15 g/L (Penaud et al., 1999; Delgenés et al., 2000). Desde 0 hasta 15 g/L la biodegradabilidad del Acetato es del 100%.

Nitrógeno amoniacal. El amonio es un nutriente importante para el crecimiento microbiano de forma que concentraciones de nitrógeno amoniacal de 200 mg/L resultan beneficiosas para el proceso anaerobio (Sung y Liu, 2001). No obstante, altos niveles del mismo en el medio inhiben el metabolismo metanogénico, habiendo sido considerado tradicionalmente la concentración de amonio libre como la responsable de tal inhibición (Koster y Lettinga, 1984). Por el contrario, Lay et al. (1997) han mostrado que el amoniaco es más tóxico para poblaciones no aclimatadas, pero que la aclimatación favorece su tolerancia de forma que el catión, resulta más tóxico.

El aumento de la concentración de amonio libre está favorecido para altos valores de pH (de acuerdo al equilibrio de disociación) y de temperatura. Así, con poblaciones bien aclimatadas, es posible alcanzar niveles de 4 gNH₄⁺/L a pH 8. Lay et al. han mostrado que los niveles de tolerancia, antes de la inhibición total, pueden alcanzar hasta 5,5 gNH₄⁺/L. Estos valores han sido corroborados por Poggi-Varaldo (1997) y por Li (2004) en procesos de codigestión de RSU y lodos de depuradora. Sin embargo, sin aclimatación de la población, Eldem (2004) ha detectado que se producen descensos de la velocidad específica de producción de metano a partir de 260 mg/L.

También la temperatura juega un papel importante en la concentración de amonio en los digestores (Ahring, 1994). Si bien un incremento de temperatura favorece la

actividad metabólica, a su vez, también favorece la presencia de altas concentraciones de amonio libre con sus correspondientes consecuencias tóxicas. El incremento de la inhibición de amonio con la temperatura, está relacionado con que se registran mayores concentraciones de ácidos grasos volátiles en los digestores termofílicos que en los mesofílicos (Zeeman, 1985). De este modo, la temperatura máxima tolerable por el sistema puede verse reducida por el efecto tóxico asociado a la presencia de altas concentraciones de amonio como han constatado Angelidaki y Ahring (1994) y Li (2004). Para estos autores, el rendimiento depurativo del sistema disminuye cuando la combinación de temperatura y amonio permite que se den concentraciones en forma de amoniaco del orden de 0,7 g/L. Cuando la concentración de amoniaco es superior a este límite, un descenso de la temperatura respecto de 55°C permite un mejor rendimiento del proceso y una mayor estabilidad, detectándose menores concentraciones de ácidos grasos volátiles en el efluente.

La aclimatación a altas concentraciones de amonio puede favorecer la tolerancia a este tóxico y, cuando las metanógenas se aclimatan al amonio, pueden llegar a tolerar altos niveles del mismo. El efecto de la temperatura, mostrado por Angelidaki y Ahring (1994) parece desaparecer cuando se trata de cultivos ya aclimatados, puesto que en sistemas, tanto mesofílicos como termofílicos, se ha logrado operar sin signos de inhibición a concentraciones de 9 g/L de nitrógeno amoniacal tras un periodo de aclimatación (Sung y Liu, 2001). La formación de estruvita, que retira nitrógeno del medio en forma de sal insoluble, ha sido descrita por Jewell et al. (1999) en el desarrollo de procesos de digestión anaerobia seca de estiércol de vaca con niveles de nitrógeno amoniacal de hasta 1,9 g/L.

Metales pesados. La digestión anaerobia de RSU se inhibe por los metales pesados, que son tóxicos para las *Archaea* metanogénicas. Así, una clasificación en orden decreciente de inhibición del proceso podría ser: Ni > Cu > Cd > Cr > Pb. Es importante citar, que la presencia de sulfhídrico provoca la retirada del medio líquido de estos metales en forma de sulfuros insolubles. El proceso de inhibición es reversible para concentraciones de 300 mg/L de Ni y de 1000 mg/L de Cu y para concentraciones de 1000 y de 600 mg/L de Cr y Pb, respectivamente, casi no se observan efectos (Mueller y Steiner, 1992). Los metales pesados también son tóxicos para la degradación de ácidos grasos volátiles (acetato, propionato y n-butilato) según la siguiente serie descendente: Cd > Cu > Zn > Pb > Ni.

La mezcla de varios metales pesados actúa de forma sinérgica en la inhibición de la degradación del acetato, excepto para la mezcla del Cu con el Ni (Lin, 1992, 1993). Sin embargo, los niveles de metales pesados en la FORSU no son tan altos como los que se suelen encontrar en los lodos de depuración de aguas residuales urbanas, por lo que no suelen existir este tipo de inhibiciones en la digestión anaerobia de RSU.

Ácidos grasos de cadena larga. Pind, Angelidaki y Ahring (2002) han mostrado como los ácidos propiónico, butírico e isobutírico no inhiben la metanogénesis si se realizan adiciones de hasta 40 mM. Sin embargo, concentraciones de 6 a 9 mM de ácido caprónico resultan letales tanto para las bacterias acidogénicas como para las Archaea metanogénicas (Rinzema, 1994). En el caso del ácido propiónico, Pullammanappallil (2001) ha descrito el funcionamiento estable a concentraciones de hasta 37 mM, pero James (1998) ha observado que una concentración de 100 mM tiene un efecto inhibitorio en la oxidación del butirato a acetato con reducciones evidentes de la metanogénesis. Sin embargo, la tolerancia observada para el butirato es muy superior, pues 100 mM, incluso, promueve la acetogénesis. Además, las bacterias acetogénicas productoras de H₂ y las bacterias hidrogenotróficas se recuperan más lentamente que las metanógenas acetotróficas de la inhibición por ácidos grasos volátiles. De forma general, la acidez total admitida en la degradación anaerobia seca de un RSU es notablemente superior a la tolerada en medios líquidos, así se han observado valores de hasta 13 g/L de acidez total en forma de acético por Ghosh (1997) sin producirse reducciones de la metanogénesis.

2.2.3 Carga orgánica y tiempo de retención

Otro factor que necesariamente hay que controlar en cualquier proceso anaerobio es la carga orgánica suministrada, que determina la cantidad de sustrato disponible por la biomasa presente en el sistema.

No obstante, la producción de biomasa está condicionada tanto por la concentración del sustrato en el medio, como por la velocidad a la que es suministrado. Cuando la concentración de sustrato es muy baja los microorganismos la utilizan básicamente para el mantenimiento de la población existente (metabolismo basal) y, en consecuencia, no se produce generación neta de microorganismos; por el contrario, cuando la concentración de sustrato es muy elevada, se modifica la fuerza iónica del medio a la

vez que el tamaño de la población no es suficiente para asumir la degradación del sustrato y se producen periodos de latencia.

El Tiempo de Retención (TR) se define como el tiempo necesario para renovar todo el contenido del reactor en un proceso continuo. El Tiempo de Retención de Sólidos (TRS) hace referencia al tiempo de permanencia de sólidos y/o microorganismos, mientras que el Tiempo Hidráulico de Retención (THR) se refiere al tiempo de retención de la alimentación líquida del digestor. Para un reactor ideal de mezcla completa, TR, TRS y THR son iguales. Como es lógico tienen unidades de tiempo, siendo usual la utilización de días en los procesos de digestión anaerobia.

Existe una influencia conjunta del tiempo de retención y la carga orgánica aplicada al sistema por lo que suele definirse la denominada *densidad o velocidad de carga orgánica* suministrada, que es la relación entre la carga orgánica y el tiempo hidráulico de retención y se expresa como la ratio entre ambos conceptos, por lo que posee unidades de cantidad de materia orgánica por unidad de volumen y tiempo ($gDQO/L_{dig} \cdot día$ o en $gSV/L_{dig} \cdot día$, por ejemplo).

Dado que el crecimiento de las células microbianas anaerobias es lento, para mantener una concentración elevada de ellas en el reactor es necesario trabajar con elevados tiempos de residencia de sólidos. Este criterio ha servido de base para el diseño de los digestores anaerobios avanzados en los que se fomenta la adhesión microbiana sobre soportes internos. Sin embargo, para los RSU no se han desarrollado sistemas monoetapa de células inmovilizadas al no poseer la masa de residuo unas características reológicas apropiadas para su separación. Sí se han desarrollado sistemas en dos fases, que se verán más adelante, en los que el lixiviado del residuo pre-hidrolizado se hace circular por reactores con biomasa inmovilizada tipo UASB (Han, 2002).

El tiempo de retención de sólidos impuesto en el proceso de digestión anaerobia es decisivo para el correcto funcionamiento del reactor, ya que si éste es muy corto, los microorganismos no permanecen el tiempo suficiente en contacto con el sustrato y, por lo tanto, no degradan toda la materia orgánica presente. Cuando el TRS es muy elevado se puede producir el metabolismo basal debido a la carencia de sustrato.

Las distintas poblaciones microbianas implicadas en la degradación anaerobia se ven influenciadas de distinta manera ante un cambio de TRS; así este parámetro tiene un considerable efecto en la población metanogénica, cuya recuperación tras una disminución del tiempo de retención es lenta (*Wang, 1997*), en la homoacetogénica y en la sulfato-reductora; sin embargo, el TR afecta en menor medida a la actividad de la población de bacterias hidrolíticas y de las acidogénicas productoras de H₂. Una disminución del tiempo de residencia puede producir el lavado de las Archaea metanógenas utilizadoras de acetato si éste es inferior al tiempo de duplicación de las mismas (*Zhang y Noike, 1994*).

Las *Archaea* metanogénicas acetoclásticas son las más sensibles a los cambios en el tiempo de retención y, por lo tanto, la metanogénesis es función directa del tiempo de retención a que se opere. El tiempo de retención adecuado para la metanogénesis está determinado por la temperatura de operación (*Halalshah, 2001*).

Los cambios en la velocidad de carga orgánica afectarán a la densidad de población microbiana, pero los niveles de las distintas especies en concreto dependen más del tiempo de retención (*Zhang y Noike, 1994*).

Una sobrecarga orgánica, provoca los siguientes fenómenos secuenciados:

- 1º) Aumento de la concentración de H₂ y CO₂ en el biogás, como consecuencia del aumento de la hidrólisis.
- 2º) Aumento consecuente de la producción de biogás con carácter temporal antes de que la metanogénesis se vea afectada.

En el caso de que se sobrepase la capacidad máxima de asimilación por parte de las Archaea metanogénicas podrían ocurrir los siguientes efectos:

- 3º) Acumulación de ácidos grasos volátiles.
- 4º) Consumo de alcalinidad de bicarbonato lo que se traduce en una modificación de los valores de las relaciones de alcalinidad y, por tanto, en una variación de la alcalinidad global lo que supondrá, el consiguiente aumento en la relación ácidos grasos volátiles/alcalinidad.

5°) Síntesis de ácidos grasos volátiles de cadena larga, incluso de sus isómeros, que resultan más tóxicos que los de cadena corta. Si el poder tamponador no es suficiente, el pH del sistema empezará a bajar, inhibiendo a las Archaea metanogénicas hasta el punto de bloquear completamente el proceso anaerobio.

Si la cantidad de ácidos grasos volátiles siguiera aumentando se produciría:

- 6°) Disminución notable de la alcalinidad.
- 7°) Aumento apreciable del porcentaje de dióxido de carbono en el gas.
- 8°) Disminución moderada del pH.
- 9°) Aumento de la concentración de ácidos grasos volátiles no disociados.
- 10°) Inhibición parcial de las Archaea metanogénicas por efecto de los ácidos grasos volátiles no disociados.
- 11°) Cierre del ciclo inhibición-acumulación.
- 12°) Cese de la metanogénesis.
- 13°) Agotamiento de la reserva alcalina.
- 14°) Disminución posterior del pH.
- 15°) Acidificación del reactor.

El fenómeno de acidificación del reactor se produce de forma muy gradual, lo cuál posibilita tomar medidas para evitar el deterioro del proceso, tales como: adición de agentes neutralizantes, reinoculación parcial con microorganismos activos, disminución del TRS en procesos en continuo, etc. No obstante, es necesario disponer de los indicadores o parámetros de control adecuados (*Pullammanappallil, 1997; Vavilin, 1995*).

2.2.4 Tamaño de partícula

Como se había comentado anteriormente, la etapa limitante de la velocidad del proceso puede ser la transferencia de materia de las partículas sólidas del RSU al medio líquido en fermentación (*Noike, 1985*).

En general, durante la digestión anaerobia de un residuo sólido, la velocidad de solubilización de la materia orgánica está íntimamente relacionada con la granulometría

del residuo (*Rodríguez Andara, 2001*). En los sustratos con fases sólidas en suspensión como los purines de cerdo o propiamente sólidos como los RSU, o el estiércol de vaca, la hidrólisis y la liquefacción de la materia orgánica insoluble limitan el proceso de digestión.

La reducción del tamaño de partícula ocasiona el consiguiente aumento de la superficie disponible y mejora el proceso biológico en dos sentidos. En primer lugar, para sustratos con un alto contenido en fibras y baja biodegradabilidad, se producen mejoras en el rendimiento de la producción de biogás. El segundo efecto de la reducción del tamaño de partícula es observado en todos los sustratos pero particularmente en aquellos con baja biodegradabilidad y es una reducción en los tiempos necesarios para la digestión. Además, la reducción del tamaño de partícula de los RSU tiene influencia en la deshidratación posterior del material después de su codigestión con lodos de depuración (*Palmowski, 2000*).

En el caso de la degradación de RSU, el tamaño de partículas insolubles del residuo tiene una relación estrecha con el tipo de selección en origen, tipo de recogida y concentración de residuos y tipo de tratamientos de triage y selección a los que han sido sometidos los residuos previamente a su digestión anaerobia.

Para el caso de la selección en origen, el contacto de la FORSU con otros elementos inertes en el cubo de basura disminuye los efectos de compresión y de liberación de lixiviados al ser la densidad menor para la recogida mezclada que para la recogida específica de alimentos y restos de comida. La liberación de líquidos acelera la degradación de la FORSU que puede llegar prehidrolizada a las instalaciones de tratamiento. Considerando datos de Estados Unidos, la FORSU doméstica tiene una densidad media de 290 kg/ m^3 en la recogida domiciliaria mientras que tiene una densidad de 540 kg/ m^3 en la recogida realizada en mercados y hostelería y 101 kg/ m^3 en residuos de jardinería (*Tchobanoglous, 1994*).

Los sistemas de recogida también pueden incorporar sistemas de compactación para el abaratamiento del transporte de los residuos, que dan lugar a un aumento de la densidad y a un ataque más prematuro de la materia orgánica.

La compactación previa se ha comenzado a utilizar en los últimos años. El sistema consiste en la utilización de pequeñas prensas, de las que existen muchos modelos de diversas capacidades y características técnicas, para reducir el volumen de los residuos hasta en un 70% y presentarlos en pequeñas balas. Este método tiene grandes limitaciones para compactar residuos domiciliarios y su uso puede ser contraproducente en algunas ocasiones, como en el caso de los residuos sólidos urbanos con un alto contenido de humedad y materia orgánica, ya que originan lixiviados que requieren de una adecuada gestión. Por último, los diferentes tipos de selección manual y mecánica de las plantas de tratamiento de RSU originan que la FORSU posea unas características asociadas a las tipologías de los mismos.

En España, el esquema más utilizado es el triage manual para la recuperación de fracciones valorizables y una posterior separación mecánica y electromagnética. Sin embargo, el objetivo de esta segunda separación suele ser obtener un subproducto valorizable, en buenas condiciones, más que la eliminación de elementos para el ulterior tratamiento biológico. Por otra parte, también debe considerarse que el cortado que se puede producir en los trómeles, puede originar nuevas superficies para el ataque de las partículas por hidrólisis.

2.2.5 Grado de mezcla

Existe una clara evidencia experimental de que un adecuado grado de mezcla es necesario para conseguir la buena marcha del proceso de degradación biológica.

Los objetivos logrados con una mezcla suficiente son:

- Homogeneizar el medio para conseguir valores uniformes de concentración y temperatura.
- Facilitar los procesos de transferencia de materia, que son el paso limitante de la velocidad del proceso. También se ve potenciada la desorción de compuestos.
- Prevenir cortocircuitos o *by-pass* en la digestión de la masa de residuo.

Pero hay que establecer al menos, un par de salvedades que tienen que ser tenidas en cuenta:

- Cuando se trata de digestión de residuos sólidos como en el caso de RSU, el establecimiento de los primeros núcleos de microbiota que actúan de forma coordinada en ubicaciones concretas de la masa de residuo puede verse seriamente perturbado por una agitación y/o mezcla excesiva que puede provocar la ruptura de los consorcios microbiológicos establecidos. Así lo han mostrado Stroot et al. (1996 y 2001) en su trabajo sobre el arranque y estabilización de la codigestión de RSU y lodos de depuración bajo condiciones de agitación o no agitación. El análisis microbiológico del sistema indicó que la agitación, a altas velocidades de carga orgánica, puede ser inhibitoria durante el arranque del sistema por el estrés hidráulico que produce y porque favorece una hidrólisis demasiado abrupta que aumenta los niveles de AGV por encima de lo deseado.
- Otra de las excepciones a esta afirmación general es la utilización de sistemas en estáticos como el sistema SEBAC, que se tratará en mayor profundidad más adelante. En estos sistemas se utiliza la recirculación de un medio líquido como medio de homogeneización de la actividad de la masa de residuo, en un proceso similar al desarrollado en la recirculación de los lixiviados en los vertederos de RSU.

2.3 Arranque de la digestión anaerobia seca

El arranque es generalmente considerada la etapa más crítica en la operación de los digestores anaerobios, ya que, normalmente el inóculo utilizado no está adaptado al tipo de residuo y a las condiciones de operación (termofílicas y secas). La fuente de microorganismos, el tamaño del inóculo y el modo de operación inicial son factores importantes en el arranque como ya ha sido mencionado en el apartado anterior (*Cecchi et al., 1992, Hobson et al., 1993*).

Ahring (1994) estudió la estrategia de arranque utilizando un 10% de inóculo termofílico y alimentando desde el inicio con un 3-6% de estiércol por día, obteniendo la estabilización en 23 días. Posteriormente Griffin (1998) consiguió un arranque en 20 días utilizando una mezcla de inóculos (lodos anaerobios mesofílicos y estiércol de vaca) que suponían un 17% del volumen del digestor. La clave del éxito del arranque se encuentra en el control diario de los parámetros de operación fundamentales que permiten un control de pH, previniendo el fracaso del digestor (*Griffin et al., 1998*).

Otros autores emplean una estrategia de arranque para los digestores anaerobios termofílicos en dos fases, es decir: una etapa inicial mesofílica (35°C) de aproximadamente 185 días y una termofílica (55°C) de alrededor 60 días para la estabilización. Durante los 8-10 primeros días de la etapa mesofílica, el reactor no es alimentado, así el inóculo empleado, generalmente lodos anaerobios mesofílicos se adapta al residuo sólido orgánico. El reactor tampoco es alimentado entre la transición de mesofílica a termofílica en un esfuerzo por prevenir posibles desequilibrios en el proceso. En consecuencia, el periodo de arranque descrito dura alrededor de 250 días (*Sebastián et al., 2002; Bolzonella et al., 2003*).

2.3.1 Tipo de inoculación

La digestión anaerobia es llevada a cabo por un consorcio de diferentes especies de microorganismos que realizan funciones de hidrólisis, degradación de los componentes hidrolizados a productos de fermentación tales como ácidos, y a su utilización para la producción de dióxido de carbono y metano.

El fracaso de un proceso de digestión anaerobia de un residuo puede atribuirse a la ausencia de microorganismos capaces de degradar el residuo en las condiciones de operación impuestas. Sin embargo, hay que recalcar que ciertos componentes como la lignina son muy refractarios bajo las condiciones habituales de operación del proceso.

Generalmente, se acepta que la mayoría de los tipos de residuos orgánicos pueden ser degradados por inóculos viables de cualquier ambiente en el que se produce la degradación anaerobia de forma natural. Tales ambientes incluyen por ejemplo, digestores de lodos de depuración de aguas, sedimentos anaerobios de lagos y heces animales entre otros. A partir de estas fuentes se pueden desarrollar inóculos viables para toda una generalidad de sustratos en un periodo razonable de 2-4 meses (*Chynoweth y Isaacson, 1987*).

Sería lógico suponer que el potencial de biodegradación de un inóculo mejorará después de un periodo de aclimatación adecuado. Conviene recordar que en la primera etapa de hidrólisis, es necesaria la excreción extracelular de enzimas para la degradación de los compuestos complejos y que, en muchas ocasiones, las enzimas

necesarias necesitan ser inducidas al no ser segregadas de forma natural por las bacterias hidrolíticas.

Además, los microorganismos encargados de la degradación anaerobia muestran velocidades de crecimiento muy inferiores a las de los microorganismos aerobios, por lo que la inoculación adecuada de un reactor es un factor crítico en el arranque de los procesos anaerobios. En los sistemas de biomasa inmovilizada, la inoculación debe ser de al menos el 10% del volumen del reactor, pero elevar el porcentaje de inoculación hasta el 30-50% puede reducir sensiblemente el tiempo necesario para el arranque de un reactor.

Para los sistemas tipo *batch* o discontinuos, no existe la posibilidad de lavado celular al no establecerse un efluente del sistema y, la inoculación puede desarrollarse en menor proporción que en los sistemas en continuo, en los que los tiempos de arranque pueden situarse en periodos muy largos (*Stronach, 1986*). En el caso de la digestión anaerobia seca en discontinuo con sistemas estáticos, es necesario un porcentaje alto de inoculación, pues la biomasa no tiene la posibilidad de extenderse a través de la masa de residuo más allá de un simple proceso difusional.

La eficiencia de diferentes tipos de inóculo, para el arranque de un sistema de codigestión de RSU con lodos no digeridos de EDAR, fue evaluada por Stroot et al. (1996). Para ello, utilizaron como inóculo lodos de depuración digeridos, estiércol de vaca y la mezcla de ambos. Todos los arranques resultaron ser exitosos y, especialmente, el utilizado con la mezcla de estiércol de vaca y lodos digeridos. Además, la agitación continua del medio resultó negativa para el arranque, al traducirse en estrés hidrodinámico de la microbiota, lo que produjo, el aumento del tiempo necesario para el arranque.

Por su parte, los estudios realizados para la degradación de RSU en procesos de codigestión con lodos de depuración y residuos de pulpa de la fabricación de papel por Poggi-Varaldo (1997) coincidieron en la idoneidad de los inóculos constituidos por lodos de depuración digeridos y estiércol de vaca. Además, se implementó el inóculo utilizando también suelos orgánicos como parte de su composición. La mezcla estiércol de vaca/lodos de depuración/suelos en proporciones iguales mostró ser la más conveniente dando lugar a los tiempos de estabilización y de arranque más cortos.

También se observó que los tiempos de arranque y estabilización más cortos correspondían a los ensayos realizados en rango termofílico, independientemente de que los inóculos tuviesen una procedencia mesofílica. Este último extremo, ha sido ratificado por Griffin (1997), que ha indicado que el cambio de rango de temperatura de operación de mesofílico a termofílico, para inóculos como los lodos de depuración y/o estiércol, aunque disminuye la diversidad de la microbiota no afecta de forma evidente a la capacidad de estos inóculos para desarrollar un arranque adecuado de un proceso de digestión anaerobia de RSU. También Ortega (2004) avala este extremo en sus trabajos más recientes.

A nivel industrial, en las tecnologías en funcionamiento en Europa, los procesos de arranque se desarrollan utilizando también lodos de depuración digeridos y estiércol de animales (vaca, purines, etc.).

En resumen:

- La variedad de inóculos que es posible utilizar para arrancar un proceso de digestión anaerobia de RSU es muy amplia, pero los inóculos más utilizados y que han resultado ser eficientes para arrancar los sistemas anaerobios han sido los lodos de depuración digeridos y los residuos animales de actividades ganaderas.
- La procedencia mesofílica de estos inóculos no es un obstáculo para la degradación de RSU en rango termofílico.
- Los porcentajes de inoculación empleados deben ser altos, especialmente si se desea operar en alto rango en sólidos y, en sistemas sin agitación, para no dar lugar a tiempos de arranque excesivamente largos.
- No es deseable la agitación continua del medio sólido durante el arranque.

3. VARIABLES DE ESTADO Y CONTROL DEL PROCESO

Como se ha expuesto anteriormente, la digestión anaerobia es un proceso en etapas, en el que cada grupo microbiano, relacionado tróficamente, aprovecha como sustrato los productos generados por el metabolismo de los microorganismos responsables del paso anterior.

Cada una de las poblaciones microbianas que forman parte del proceso de digestión presenta unas condiciones óptimas para su crecimiento y adecuado desarrollo. Sin embargo, las condiciones globales de operación han de ser tales que todos los grupos microbianos puedan ser activos simultáneamente, siendo de especial importancia, por tanto, el equilibrio entre la velocidad de generación de productos por parte de un grupo microbiano y la de consumo del mencionado producto por el siguiente grupo o grupos implicados (*De la Rubia, 2003*).

Este equilibrio se ve favorecido por la capacidad tampón del medio de digestión, que condiciona el pH del sistema. Conviene recordar que las bacterias responsables de la fase acidogénica son menos sensibles a los cambios de pH del medio que las *Archaea* metanogénicas y que presentan elevados valores de velocidad máxima de crecimiento específico. Las bacterias acetogénicas y las *Archaea* metanogénicas acetoclásticas, sin embargo, son altamente dependientes de las condiciones de pH y presentan una velocidad de duplicación lenta (ver tabla II.8). Finalmente, las metanógenas utilizadoras de hidrógeno crecen rápidamente pero son dependientes del pH del medio. Por otro lado, el H₂ presenta un acusado efecto inhibitor sobre la actividad de las bacterias de la fase acetogénica.

A continuación se estudia la influencia de los factores indicados anteriormente sobre la estabilidad y rendimiento del proceso de degradación anaerobia.

3.1 Efecto del pH

Los procesos de biodegradación están fuertemente influenciados por el pH del medio de reacción, ya que afecta a la velocidad del proceso y determina el tipo de microorganismos que se pueden desarrollarse.

En los procesos anaerobios, el pH condiciona, además, la eficacia y funcionamiento del sistema. Así, la estabilidad del mismo depende del equilibrio de velocidades de degradación de los distintos grupos microbianos implicados en el proceso y cada uno de ellos presenta una evolución muy diferente en función del pH del medio (*Gray, 1989*). Los microorganismos tienen un pH óptimo de crecimiento que está comprendido en el intervalo entre 6 y 8, presentando dificultades de desarrollo fuera del intervalo de 5-8,5.

Dado que el proceso de degradación debe traducirse en un equilibrio de las diferentes poblaciones implicadas, el pH ha de satisfacer las necesidades de todos estos grupos microbianos. Del mismo modo, su actividad coordinada provoca que el pH del medio se establezca en valores ligeramente alcalinos (rango 7,4-8,5), dependiendo de la temperatura de trabajo, que son aptos para el proceso.

Sin embargo, las Archaea metanogénicas (y las acetogénicas en esquemas más complejos), presentan gran dificultad para aclimatarse a modificaciones en las condiciones del medio, además de ser los microorganismos con velocidades de crecimiento más bajas de todos los implicados en el proceso, con lo que las distorsiones ocasionan una mayor inercia en el sistema. Por todo ello, las bacterias acetogénicas que transforman los ácidos grasos en acético y las Archaea metanogénicas que transforman el ácido acético y el par H_2/CO_2 en metano, se inhiben temporalmente. Por el contrario, las bacterias de la fase acidogénica son menos sensibles a dichas variaciones y, por lo tanto, continuarán produciendo ácidos, dióxido de carbono, hidrógeno, etc., provocando una importante disminución del pH del medio y, como consecuencia, la inhibición de la actividad metanogénica y acetogénica.

Este fenómeno constituye un ciclo cerrado ya que el aumento de la acidez volátil en el medio inhibe a las metanógenas, con lo que no pueden consumir estos ácidos que se acumulan en el sistema. Este fenómeno se conoce como acidificación del reactor y es muy común en los estadios iniciales de arranque de sistemas de digestión anaerobia de RSU que no han sido sometidos a control de pH. De hecho, para determinados tipos de FORSU, como los seleccionados en origen de mercados, hostelería e instalaciones de gestión de alimentos procesados, se han descrito en la bibliografía como usuales los procesos de acidificación en el arranque de los reactores siendo este efecto más acusado en rango termofílico que en mesofílico (*Bernal, 1992*). De hecho la FORSU seleccionada en estas fuentes, son sustratos utilizados en sistemas en los que se

prefiere potenciar la acidogénesis frente a la metanogénesis (*Traverso, 2000; Sans, 1995*).

En el otro extremo, cuando el pH del medio se eleva demasiado, puede observarse, igualmente, el aumento de la toxicidad del amoníaco presente, como ya se ha comentado anteriormente aunque los valores máximos de pH tolerables por los microorganismos dependen, asimismo, de la temperatura de operación. Algunos autores consideran que existe una relación lineal entre ambos parámetros. Este hecho supone que los procesos termofílicos pueden desarrollarse en rangos de pH más elevados que los mesofílicos (*Romero, 1991*).

Los valores del pH de trabajo en condiciones mesofílicas se sitúan en el entorno de 7,2 a 7,5, mientras que para condiciones termofílicas el rango oscila entre 7,5 y 8,5. No obstante, no existe una teoría concluyente para explicar el papel del pH en un reactor anaerobio, y su actuación debe considerarse asociada a la concentración de ácidos grasos volátiles, potencial redox, presión parcial de H₂ y alcalinidad. Cuando el pH del residuo con que se alimenta un reactor disminuye, se produce una disminución asociada de la alcalinidad. La disminución de la alcalinidad se puede explicar a partir del equilibrio CO₃²⁻/HCO₃⁻/CO₂. A bajos valores de pH, el dióxido de carbono es menos soluble y la presión parcial de CO₂ es mayor, provocando un incremento en la producción de biogás. Al disminuir el pH de la alimentación, disminuye el nivel de alcalinidad con el correspondiente descenso del pH del efluente del reactor (*Britz, 2000*).

3.2 Efecto de la acidez volátil y de la alcalinidad

La concentración de Ácidos Grasos Volátiles (AGV) en el seno del reactor es uno de los parámetros más importantes en el control del proceso anaerobio y, quizás, el más específico ya que la inestabilidad de un sistema se manifiesta por un marcado y rápido incremento en la concentración de AGV, lo que es indicativo del fallo de la población metanogénica como consecuencia de una sobrecarga orgánica, una disminución de la concentración de nutrientes o la entrada de sustancias tóxicas en el seno del digestor.

Como se había comentado anteriormente, los ácidos grasos más tóxicos son los de cadena larga, y el acetato ha sido descrito como el ácido graso menos tóxico. El

propionato es incluso más inhibitor que el butirato conforme a los niveles comentados en el epígrafe 2.2.2 del presente capítulo. Esto se debe a que la conversión de butirato a acetato es lenta y se lleva a cabo en presencia de acetato, pero hasta que todo el butirato y el acetato no han sido degradados, el propionato no se degrada a acetato y se acumula en el reactor (*Öztürk, 1991*). Si bien el acetato formado desde butirato no se convierte inmediatamente en metano y dióxido de carbono, el acetato degradado desde propionato sí es rápidamente convertido en productos finales, según se comprueba en ensayos en discontinuo.

Por otra parte, se ha demostrado que la ratio entre los ácidos propiónico y acético es uno de los indicadores más sensibles para impedir el fallo de un digestor por sobrecarga orgánica (*Marchaim y Krause, 1993*). Tras un proceso de sobrecarga, la relación acético/propiónico disminuye inmediatamente antes de que se observe el cambio en otros parámetros tales como la producción y composición de biogás, pH y acidez volátil.

Aunque Hill (1988) propone que niveles de acético superiores a 800 mg/ L o relaciones propiónico/acético superiores a 1,4 indican la proximidad de un fallo del digestor, Pullammanappallil et al. (2001) exponen que la operación en valores de esta relación de 56 y concentraciones de propiónico de hasta 2.750 mg/ L no afectó de forma adversa a la producción de metano en la digestión de RSU.

Por lo tanto, antes de usar la concentración de propiónico como un indicador de inestabilidad es necesario averiguar las causas que provocan la formación de este ácido. Si bien es cierto que, cuando un reactor anaerobio está sobrecargado, el propionato tiende a acumularse, provocando una bajada del pH, y resulta muy difícil de eliminar, estudios basados en análisis de energía libre concluyen que la acetogénesis del propionato es termodinámicamente desfavorable; a menos que el subproducto, el hidrógeno, pueda ser eliminado por las bacterias hidrogenotróficas. Para ello la presión parcial de H₂ debe estar por debajo de 10⁻⁴ atm (*Jia y Fang, 1999*).

En consecuencia, para el arranque de un proceso de digestión anaerobia de RSU, en el que suelen generarse grandes cantidades de H₂ y se acumula el propiónico, es necesario que exista un periodo de estabilización hasta que los niveles de H₂ se reduzcan y comience la degradación del propionato. De ese modo, la acidez total inicial

puede alcanzar valores muy superiores a los registrados en otros residuos o en un sistema estabilizado (*Bolzonella, 2003*) sin que el proceso se resienta (*Pind, 2002*).

También hay que reseñar, que la degradación de butirato se ve disminuida cuando está presente una alta concentración de propionato. Aunque existe controversia, parece que la inhibición es debida a la presencia de cantidades significativas de ácidos grasos volátiles no ionizados. En este sentido, el pH juega un papel determinante que queda reflejado a través de la constante de equilibrio de las reacciones ácido-base.

A pH 6, la práctica totalidad del ácido acético se encuentra disociado y su efecto inhibitor es reducido. Este comportamiento puede explicarse considerando que muchos microorganismos son relativamente impermeables al paso de H^+ , CH_3COO^- y OH^- mientras que permiten el paso, a través de su membrana celular, del ácido acético no disociado. Este ácido, incorporado al interior celular, se disocia y modifica el pH interno de la célula, causando la inhibición de la misma.

En este sentido, si se consideran las reacciones metabólicas que se producen en los procesos anaerobios, la acumulación de ácidos grasos volátiles en el digestor es síntoma inequívoco de la desestabilización causada por un desajuste en las cinéticas de las reacciones de producción de los mismos por parte de la microbiota acidogénica y eliminación de éstos por parte de la microbiota metanogénica.

En un reactor maduro estable, la concentración de ácidos grasos volátiles suele ser inferior a 500 mg/L . Con un adecuado control de pH, la inhibición no se alcanza hasta 5 g/L de ácidos grasos volátiles, aunque se han descrito operaciones estables a niveles muy superiores (13 g/L *Ghosh, 1997*). En estos casos, conviene aumentar, por tanto, el tiempo de residencia y facilitar la degradación de estos componentes.

Un síntoma típico del mal funcionamiento en los digestores anaerobios es, por tanto, el aumento de la concentración de los ácidos grasos volátiles en el efluente tratado. En estos casos, la inestabilidad del proceso puede estar relacionada con una sobrecarga orgánica del digestor, que ocasiona una serie de problemas tales como los descritos en apartados anteriores.

En síntesis, el seguimiento de la cantidad de ácidos grasos volátiles en el efluente puede utilizarse como parámetro de control ya que su aumento es indicativo de desequilibrios en el sistema. En condiciones normales de operación, la concentración de ácidos grasos volátiles en el efluente debe ser muy baja o inapreciable.

La alcalinidad es una medida de la capacidad de asimilación de acidez de los residuos sometidos a digestión. Si la acidez volátil aumenta, la alcalinidad debe ser suficiente para contrarrestar este aumento y favorecer la estabilidad del proceso. La actividad microbiana permite la formación de los tampones amónico y carbónico debido a la liberación por hidrólisis del nitrógeno amoniacal y por la generación en la acidogénesis y metanogénesis de CO₂.

La relación ácidos volátiles/alcalinidad es indicativa del contenido en ácidos y de la capacidad de tamponamiento del sistema. Pueden distinguirse los siguientes rangos para la razón acidez volátil/alcalinidad:

| <i>Rango</i> | <i>Respuesta del sistema</i> |
|--------------|-------------------------------------|
| 0-0,1 | Valor deseable. Sistema resistente. |
| 0,1-0,5 | Fallos de funcionamiento. |
| >0,5 | El pH comienza a descender. |

El equilibrio metabólico entre la producción y el consumo de ácidos volátiles se puede controlar midiendo, bien las variaciones de concentración de los ácidos volátiles, bien las variaciones de la concentración de bicarbonato. Cuando la concentración de bicarbonato baja, debe aumentarse la adición de álcali o controlarse el caudal y la concentración del vertido a tratar, a fin de restablecer la concentración de bicarbonato en el nivel adecuado para obtener condiciones estables de operación.

La recuperación de un digestor acidificado se puede acelerar mediante la neutralización de los ácidos con sustancias alcalinas tales como la sosa cáustica o cal, o transfiriendo alcalinidad en forma de residuo digerido desde otro digestor. Esta neutralización eleva el pH al valor óptimo para el crecimiento de los microorganismos formadores de metano y aumenta la capacidad tampón, ayudando a mantener la relación ácidos volátiles/alcalinidad y el pH requeridos. Sin embargo, la corrección del pH no asegura el

total restablecimiento del sistema, puesto que los niveles de algunos ácidos individuales pueden estar inhibiendo el proceso independientemente del pH.

3.3 Efecto de la producción de biogás

La velocidad de producción de biogás puede utilizarse no sólo como parámetro de control, sino como variable para establecer la estabilidad del reactor.

En un reactor estable, la materia orgánica compleja se puede transformar en CH_4 y CO_2 como consecuencia del desarrollo de la actividad equilibrada de los diferentes grupos microbianos involucrados en el proceso, pero cuando el sistema se desestabiliza, las cantidades y porcentajes producidos se alteran drásticamente.

El porcentaje de metano producido depende del estado de oxidación del compuesto que se degrada. Los carbohidratos son transformados en cantidades iguales de CH_4 y CO_2 , el metanol y los lípidos producen mayor porcentaje de metano y los ácidos oxálico y fórmico producen más dióxido de carbono. En la figura II.6 se muestra un esquema referente al estado de oxidación y el porcentaje de CH_4 producido.

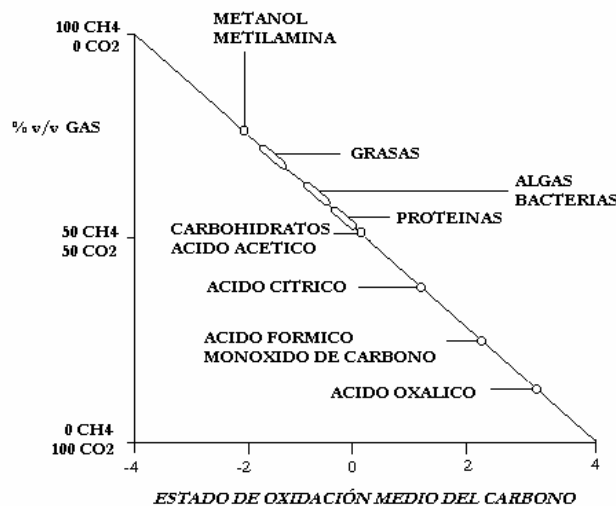


FIG II.6. Composición del biogás en función del estado de oxidación medio del C en el residuo

La cantidad de metano producida por kg de materia degradada depende del grado de oxidación. Como valores orientativos para la producción de metano se estiman las siguientes:

| | |
|---------------------|------------------------|
| Hidratos de carbono | 0,42-0,47 m^3CH_4/kg |
| Proteínas | 0,45-0,55 m^3CH_4/kg |
| Grasas | 1 m^3CH_4/kg |

Tomando como base la DQO de la alimentación, la producción de metano de referencia es de $0,35 m^3CH_4/kgDQO_{ELIMINADA}$. Las variaciones en la producción de CO_2 presente en el biogás, son síntoma de variaciones en el comportamiento del digestor, y la persistencia de la variación un síntoma claro de inestabilidad. Como es un parámetro de respuesta rápida y de fácil análisis, el porcentaje de CO_2 en el biogás puede ser tomado como índice de estabilidad (*Fdez-Polanco, 2000*).

4. TECNOLOGÍAS PARA LA DEGRADACIÓN ANAEROBIA DE RSU

4.1 Evolución de la biometanización en Europa

La digestión anaerobia se ha establecido como una tecnología adecuada para el tratamiento de residuos sólidos procedentes de los sistemas de gestión de RU, mercados, restaurantes, residuos verdes de poda y jardinería y otros residuos industriales, especialmente los de origen ganadero.

En un trabajo publicado en el año 2004, De Baere identificó un total de 87 plantas de tratamiento de residuos sólidos urbanos en Europa, que estaban en funcionamiento o en construcción, con una capacidad total de tratamiento de 2,5 millones de toneladas anuales. Esta cifra considera sólo las plantas con una capacidad mínima de 3.000 toneladas anuales y en las que el residuo contuviese al menos un 10% de RSU en su composición.

El crecimiento de la biometanización en Europa ha sido tan importante, que en el periodo 1990-1995 se incrementó la capacidad de tratamiento en unas 30.000 toneladas cada año, mientras que en los cinco años siguientes este incremento se situó

en 150.000 toneladas más cada año. Más de la mitad de la capacidad de tratamiento actual ha sido desarrollada en el periodo (2000-2004).

Los aspectos que han permitido la extensión de la biometanización de RSU en los últimos 15 años en Europa han sido la menor aceptación de las técnicas de incineración por las emisiones de dioxinas, el reciclaje de la materia orgánica para agricultura, la potenciación de la producción de energía renovable, el impacto positivo sobre las emisiones de efecto invernadero, la falta de áreas para vertederos y diversos aspectos económicos (*Saint-Joly, 2004*).

Antes del año 1990, la biometanización era aplicada con reservas, debido a las limitaciones surgidas por la separación de materiales que se producía en el interior de los reactores. Las fracciones inorgánicas que acompañan a la FORSU (tierras, vidrio, plásticos, etc.) creaban problemas tanto de operación como de calidad de los productos finales. Sólo el enorme desarrollo de los sistemas de recogida selectiva en las dos últimas décadas ha permitido minimizar estos problemas. La FORSU, que actualmente se destina a biometanización posee un porcentaje de materia orgánica del 40-70% en peso.

La digestión anaerobia seca se ha impuesto, en este sentido, a la digestión húmeda que seguía experimentando problemas relacionados con la separación de fases, especialmente, cuando se trataban residuos mezclados.

Las plantas de tratamiento mecánico-biológico o MBT (Mechanical-Biological Treatment) han supuesto el impulso fundamental en el desarrollo de la biometanización de la FORSU. Las plantas de este tipo fueron desarrolladas con un tratamiento de compostaje aerobio como elemento central, pero, en 1997, la primera planta tipo MBT que incorporaba la biometanización como elemento principal fue construida a escala de demostración en Alemania. Desde entonces, el número de plantas MBT con biometanización se ha elevado sustancialmente, aunque el compostaje aerobio sigue siendo la tecnología mayoritaria. En la figura II.7 se puede observar el esquema habitual del proceso de una planta tipo MBT con biometanización.

Actualmente el 2,4% de todos los residuos orgánicos producidos en Europa son digeridos anaeróbicamente mientras que entre el 10 y el 15% son compostados

aeróbicamente. Además, en el año 2004, por primera vez la capacidad de tratamiento de FORSU ha superado a la de otros residuos orgánicos separados en origen como residuos verdes, residuos de ganadería, etc. La extensión futura de la biometanización está ligada a la capacidad de incluir esta tecnología en las plantas tipo MBT donde, actualmente, el compostaje aerobio está fuertemente implantado. Alemania es el país de Europa que cuenta con mayor número de instalaciones (37 plantas) con una capacidad total de 683.000 toneladas anuales. La mayor capacidad porcentual de tratamiento de FORSU por biometanización, sin embargo, se ha instalado en España donde, a principios de 2005, hasta el 7% de la FORSU se destina a plantas que cuentan con un tratamiento de digestión anaerobia en su proceso (II PNRU, 2008-2015).

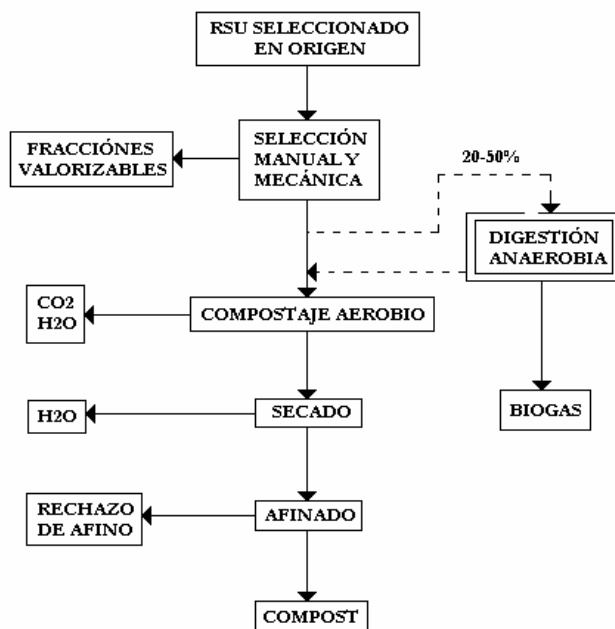


FIG II.7. Esquema típico de planta MBT para RSU con biometanización

El sector del tratamiento biológico de residuos orgánicos sólidos está en clara ascensión como consecuencia del impulso dado por la Directiva del Consejo 1999/31/CE de 26 de abril de 1999, relativa al vertido de residuos, que insta a la reducción en un 75% en peso de los residuos orgánicos depositados en los vertederos respecto del nivel de

referencia de 1998. Debido al endurecimiento de las condiciones de incineración de residuos es de prever que se construirán muchas nuevas plantas tipo MBT.

El objetivo de la biometanización en las plantas MBT para el tratamiento de RSU es diferente del que posee en el tratamiento de otros residuos. La biometanización debe orientarse para la obtención de un producto que haga posible la obtención ulterior de un compost de calidad y la producción de energía y, por ello, en la mayoría de las plantas con biometanización, el compost obtenido pasa por un tratamiento final de compostaje aerobio.

4.2 Clasificación de sistemas anaerobios para el tratamiento de RSU

En primer lugar, hay que citar que se pueden establecer diferentes clasificaciones en función del rango de operación para las tecnologías de biometanización. Así, pueden establecerse clasificaciones en función de los siguientes criterios:

- Temperatura de operación.
- Contenido en sólidos.
- Etapas del proceso.
- Mezcla de residuos.
- Configuración espacial del reactor.

4.2.1 Temperatura del proceso

En función de la temperatura de operación podemos encontrar tecnologías mesofílicas (33-37°C) y termofílicas (55-60°C). Las tecnologías psicrófilas sólo han suscitado interés en latitudes extremas, como atestiguan los trabajos desarrollados, en la última década, por Vavilin et al. en Rusia.

Aunque tradicionalmente, la tecnología más implantada a nivel industrial ha sido la mesofílica, por sus menores requerimientos energéticos y su mayor estabilidad, a partir de 1992-93 han sido construidas nuevas plantas que operan en termofílico. La tecnología mesofílica ha sido desarrollada de forma más temprana puesto que los primeros países en implantar la biometanización han sido centroeuropeos y sus condiciones climáticas hacían más atractiva la digestión mesofílica; sin embargo, la

extensión de esta tecnología hacia el mediterráneo, con climas más benignos, ha supuesto un impulso a los sistemas que operan en termofílico. También ha influido el hecho de que la tecnología anaerobia más profusamente implantada es la digestión de lodos de depuración que, mayoritariamente, opera en mesofílico.

El rango termofílico incrementa la eliminación de patógenos, la cinética del proceso y el rendimiento de producción de metano (*Cecchi, 1992*). La creciente demanda de energía y la problemática asociada a los combustibles fósiles, podría favorecer los sistemas termofílicos frente a los mesofílicos en el futuro.

4.2.2 Contenido en sólidos

La clasificación más frecuente es, sin duda, la realizada en función de la concentración de sólidos (expresada en materia seca) en el interior del reactor.

Antes de 1990, la mayoría de la capacidad de tratamiento anaerobio existente en Europa consistía en sistemas de digestión húmeda, pero a partir de 1993 la capacidad de sistemas de digestión seca ha superado a los de digestión húmeda y actualmente representa el 60% del total. Por las razones antes apuntadas, el tratamiento anaerobio de RSU con digestión húmeda encontró importantes problemas operativos que se han solventado con la digestión seca y con la mejora de la materia prima, como consecuencia de los sistemas de recogida selectiva. La posible evolución de la tecnología no está clara en este aspecto y dependerá de la capacidad de la digestión húmeda para adaptarse a tratar la FORSU.

4.2.3 Etapas del proceso

Según las etapas en que se plantee el desarrollo de la digestión anaerobia se puede hablar de sistemas monoetapa y sistemas de dos o más etapas separadas. Aunque se han llevado a cabo un gran número de investigaciones sobre la operación en fases separadas, por el momento, el 90% de las instalaciones industriales en Europa poseen sistemas monoetapa.

Tal y como se comentó anteriormente, para la digestión anaerobia de la FORSU operando en discontinuo se produce la separación espontánea de las diferentes fases

del proceso, diferenciándose unas de otras claramente en el tiempo. Así es posible optimizar los tiempos de tratamiento si esta diferenciación tiene un reflejo en la configuración del sistema de tratamiento.

De Baere (2000) indica, sin embargo, que los beneficios adicionales de incrementar las velocidades de hidrólisis y metanización no han sido suficientemente probados. Los trabajos de Ghosh et al. (1997) utilizando reactores acidogénicos estáticos con trasiego de los lixiviados generados a un reactor de biomasa inmovilizada metanogénico muestran mejoras respecto a los sistemas monoetapa, pero De Baere cuestiona que los costes adicionales de implantación y operación de un sistema de dos fases limita su incorporación al mercado industrial y, añade, que se han observado altas velocidades de operación en sistemas monoetapa.

Algunas de las configuraciones ensayadas son: sistema de reactor de tanque agitado acidogénico y reactores metanogénicos tubulares inclinados (*aplicado por Dinsdale, 2000*); sistema de reactor estático con recirculación parcial de lixiviados y trasiego a un reactor metanogénico tipo UASB (*ensayado por O'Keefe, 2000*); sistema de reactor tubular inclinado acidogénico y lecho estático metanogénico (*Ghosh et al., 2000*) y dos reactores de tanque agitado (*Pavan et al., 2000*). Todos ellos han sido aplicados a la digestión de FORSU de diferentes tipologías.

Además hay que citar los sistemas de secuencia de temperatura, en los que se establecen las fases de operación con diferentes temperaturas. Generalmente, se opera en termofílico en el reactor hidrolítico-acidogénico y en mesofílico en el reactor metanogénico. En este sentido, hay que destacar los trabajos de Schmit (2001), que comparó la eficiencia de la separación de fases termofílica frente a la separación de secuencia de temperatura en la codigestión de lodos de depuración y FORSU, encontrando mayor eficiencia en la destrucción de sólidos volátiles y en la velocidad de producción de metano en el sistema de dos temperaturas.

4.2.4 Mezcla de residuos

La codigestión de residuos provee la posibilidad de solventar las carencias, de cara al proceso de digestión anaerobia, de unos residuos con otros. La codigestión a nivel

industrial en Europa se ha aplicado menos de lo esperado si se considera el volumen de investigación que se ha desarrollado en este campo (*De Baere, 2000*).

Aunque es una práctica común añadir residuos orgánicos como cosustratos en la digestión anaerobia de residuos ganaderos tipo estiércol, ya que proveen de una fuente de C adicional para la eliminación de nutrientes, no ha sido habitual la utilización de FORSU ya que se producen disfunciones operativas debido a la presencia de inertes que suele acompañarla.

Igualmente, la adición de los residuos ganaderos a las plantas de tratamiento de FORSU, tampoco ha sido habitual. Las inversiones adicionales para tanques de recepción y sistemas de bombeo han jugado en contra de esta opción, que sólo se ha empleado para los arranques a nivel industrial, actuando el residuo ganadero como fuente de inóculo.

Sólo la codigestión de lodos de depuración con FORSU parece tener cabida en el actual mercado industrial. Se han llevado a cabo numerosos estudios que prueban las ventajas del proceso de codigestión, tanto cuando se utiliza FORSU seleccionada en origen como no seleccionada con lodos de depuración, independientemente de que sean primarios o secundarios, digeridos o sin digerir.

Stroot (1996) y Kayhanian (1996) han ensayado la codigestión con diferentes tipos de lodos de depuración, obteniéndose los mejores resultados con los lodos primarios, al igual que lo indicado por Kiely (1997). Bujoczek (2002) puntualiza que la adición de lodos primarios aumenta la velocidad específica de producción de metano, pero provoca problemas de eliminación de agentes patógenos si la digestión opera en rango mesofílico.

No hay que obviar, por otra parte, que el futuro compost procedente de la mezcla de lodos y FORSU podría tener prohibida su consideración como compost si prospera el borrador de la futura directiva sobre tratamiento biológico de residuos, en el que se establece que no puede haber presencia de lodos de depuración en los dos tipos de compost (A y B) que se esperan definir. La futura directiva, por lo tanto, puede prohibir la aplicación agrícola de la codigestión de lodos de depuradora y FORSU. A pesar de esto, el producto obtenido se podría destinar a actividades tan diversas y demandadas

como la restauración de suelos, reforestación, regeneración de canteras, jardinería y paisajismo, así como otros posibles usos que supusieran un retorno ecológico de la materia orgánica al suelo, sin contemplarse la posibilidad de aprovechamiento agrícola del mismo.

4.2.5 Configuración espacial de los reactores

La digestión anaerobia seca de la FORSU ha permitido la aparición de configuraciones del reactor diferentes de la tradicional de tanque agitado (tipo mezcla completa), tan común en el rango de operación de la digestión húmeda. Y aunque hay tecnologías, como el sistema de Valorga, que se comportan parcialmente como un reactor de mezcla completa, también conllevan cierto grado de comportamiento como reactor tubular tipo flujo pistón (*plug-flow*).

Entre otros sistemas que operan actualmente se pueden citar (*Lissens, 2001*):

- Reactores de tanque agitado (tipo mezcla completa): Han tenido aplicación en sistemas de digestión húmeda. Las dificultades técnicas derivadas de la aplicación de este tipo de sistemas a la FORSU en rango “húmedo” requieren de la utilización de un gran número de unidades de Pretratamiento que, además, son muy sensibles a elementos extraños, que habitualmente acompañan a la FORSU, y resultan en la pérdida inevitable de 15-25% de SV antes de la digestión (*Farneti, 1999*) por las exhaustivas separaciones previas necesarias además de la formación de fases de distinta densidad dentro de los reactores.

- Reactores tubulares (tipo flujo-pistón o *plug-flow*): La operación de la digestión seca en reactores tubulares necesita de menor número de Pretratamientos que, además, son más robustos y flexibles que sus análogos para la digestión húmeda. En general, está admitido que una separación por tamizado de 40 mm suele ser suficiente. El comportamiento reológico de los residuos en el rango “seco” ha promovido los sistemas tipo reactor tubular, en los que la masa de residuo se desplaza al unísono a través del reactor quedando determinado su tiempo de residencia por el tiempo necesario para recorrer el reactor completo en la dirección de avance. A este tipo de reactores pertenecen las tecnologías Dranco (con desplazamiento vertical descendente), Kompogas y BRV (con desplazamiento

horizontal y rotatorio). El caso de Valorga (con un desplazamiento horizontal en el sentido de la circunferencia de un reactor cilíndrico con una pared de separación interna entre el punto de entrada y de salida) es sólo parcialmente tubular ya que la mezcla vertical por inyección de pulsos de biogás a altas presiones por el fondo del reactor, hace que el reactor posea cierto grado de tanque agitado.

- Reactores en dos fases: Suelen utilizarse en residuos con alto contenido en materia orgánica refractaria (como FORSU con altos contenidos en hemicelulosas y ligninas) de tal modo que en el primer reactor se busca mejorar el rendimiento hidrolítico del sistema. El reactor hidrolítico puede tener muy variadas configuraciones y el segundo reactor suele ser un sistema de biomasa inmovilizada para mejorar el rendimiento de metanización.
- Sistemas tipo *batch* estáticos: Son los más simples y económicos. Los reactores se llenan con el residuo y, una vez finalizada la digestión, se vacían para poder continuar la operación en cargas individuales. La operación es similar a la realizada en los vertederos de RSU con recirculación de los lixiviados producidos. Según el régimen de recirculación que se establezca se puede dirimir entre:
 - Sistemas de etapa simple: El lixiviado se recircula directamente al propio reactor.
 - Sistema secuencial (Sequential Batch Anaerobic Composting, SEBAC): Como se detallará en el siguiente apartado, se intercambian los lixiviados producidos por un reactor con residuo sin digerir y otro reactor con residuo digerido.
 - Sistema híbrido simple-UASB: Se utiliza un lecho estático con recirculación parcial de sus lixiviados y trasiego parcial a un sistema de alta carga metanogénico como un reactor tipo UASB.

4.3 Sistema tipo SEBAC (Sequential Batch Anaerobic Composting)

4.3.1 Generalidades

Frente a los tradicionales procesos de un solo reactor, el proceso denominado *Sequential Batch Anaerobic Composting* o SEBAC es un sistema alternativo que surgió

a principios de los noventa (*Chynoweth, 1991*), con un diseño simple, de fácil manipulación y que presenta las siguientes ventajas frente a los procesos anaerobios tradicionales:

- El sistema no requiere agitación.
- No necesita de grandes cantidades de inóculo.
- Presenta poca tendencia a la desestabilización de la microbiota.
- Es poco costoso.

Algunos de los sistemas más comunes de tratamiento anaerobio de residuos sólidos urbanos resultan lentos y poco fiables, especialmente si se opera en un rango de alto contenido en sólidos. Los digestores de alto contenido en sólidos procesan una gran cantidad de residuo con un pequeño volumen de operación, pero en contrapartida su arranque es más abrupto y se produce una gran liberación de ácidos que puede provocar la inhibición del proceso. La inestabilidad de los digestores anaerobios es causada, generalmente, por el desequilibrio en las velocidades de crecimiento de las diferentes comunidades microbianas implicadas en el proceso (*McInerney y Bryant, 1981*).

El proceso denominado SEBAC ha sido desarrollado y probado por la Universidad de Florida y alcanza, incluso en condiciones de arranque, una rápida estabilización del sistema. Este proceso alcanza un máximo de biodegradación del residuo en menos de 30 días. Una estimación de la eficacia de este proceso indica que en las instalaciones industriales existentes en Florida, que operan desde 1994, se pueden tratar hasta 500 toneladas por día de residuos sólidos urbanos, generando 2,5 millones de pies cúbicos de metano por día ($71.000 \text{ m}^3/\text{día}$) y 125 toneladas de un producto final que puede ser empleado como enmienda orgánica de suelos.

Las ventajas del proceso SEBAC, frente a otros sistemas desarrollados para el tratamiento de residuos sólidos urbanos, son el rápido arranque del proceso de degradación (menos de dos semanas) la gran estabilidad del sistema y su simple diseño que no requiere la manipulación de los residuos. Por otra parte, el protocolo de operación es extremadamente sencillo y es el único proceso que permite eludir los efectos transitorios de la fase de arranque.

Las estimaciones económicas indican que los costes totales de los actuales sistemas de tratamiento de RSU oscilan entre los 93-336\$ por tonelada y día dependiendo de la tecnología, mientras que para el SEBAC esta cifra desciende hasta los 70\$ por tonelada y día (*Chynoweth, 2000*).

El proceso requiere la interconexión de dos reactores: Uno conteniendo la basura fresca y el otro un residuo, parcial o totalmente digerido anaeróbicamente. Dado que se ha utilizado un sistema SEBAC modificado en el desarrollo del presente trabajo, a continuación se describen sus principales características.

4.3.2 Procedimiento de operación

Aunque el sistema se puede desarrollar con una amplia gama de residuos digeridos, los resultados óptimos se obtienen empleando basura digerida anaeróbicamente.

En el SEBAC el residuo se encuentra en bolsas de Nylon permeables y confinado por dos platos perforados, uno superior y otro inferior, que permiten la separación del residuo de la cámara inferior de lixiviados y la distribución más uniforme del lixiviado introducido por la parte superior del reactor. Como se muestra en la figura II.8, el lixiviado producido por el residuo fresco es periódicamente trasvasado al reactor que contiene el residuo digerido; y el lixiviado producido en el reactor que contiene residuo digerido es, asimismo, trasvasado al de residuo fresco. Esta operación es denominada *sequencing* o recirculación indirecta y tiene lugar hasta que las condiciones alcanzadas en el reactor de residuo no digerido permiten su desconexión del sistema y la operación independiente con respecto al reactor de residuo digerido. En este momento, se puede continuar la digestión del residuo fresco de manera autónoma, con la recirculación directa de la propia lechada producida. Esta operación es la denominada recirculación directa.

El volumen de lixiviado trasvasado durante el *sequencing* del sistema resulta variable, entre el 5 y el 10% del volumen inicial de residuo no digerido, acelerándose el desarrollo del proceso al aumentar el volumen de lixiviado intercambiado (*Lai, 2001*). También se han llegado a realizar ensayos en los que el *sequencing* ha alcanzado el 30% del volumen inicial del residuo (*Nopharatana, 2003*). Otros aspectos que influyen en la

velocidad del proceso son la densidad del lecho de residuo y su naturaleza que influyen en la porosidad del medio y, por lo tanto, en la eficacia de la percolación.

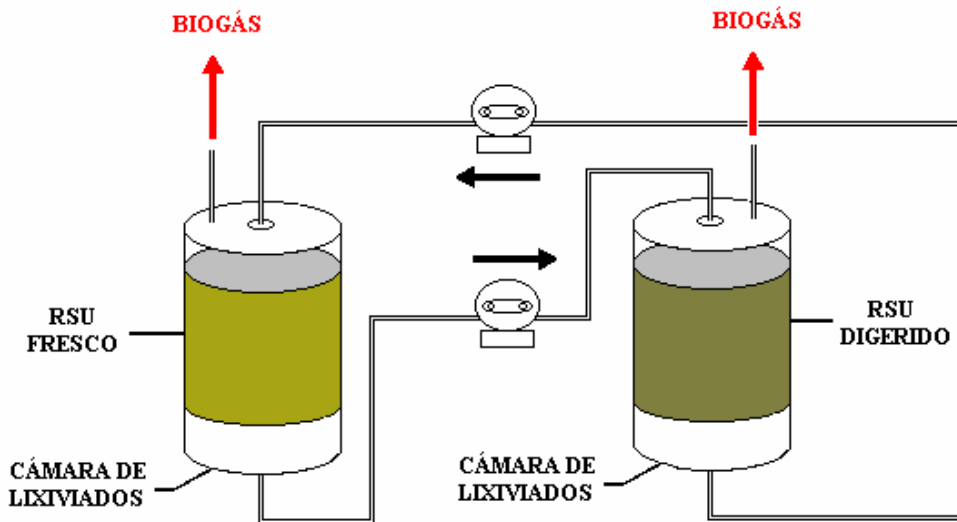


FIG. II.8. Representación esquemática del *sequencing* del sistema SEBAC

El reactor de residuo digerido provee al de residuo fresco de microorganismos, humedad y nutrientes, digiriendo asimismo compuestos de difícil degradación, fundamentalmente ácidos orgánicos volátiles, que inhiben la actividad para la tipología de microorganismos existentes en los estadios iniciales del proceso en el residuo fresco.

En los primeros estudios realizados utilizando este sistema, el modo de operación se estructuraba en tres etapas (*Chynoweth 1991, 1992*):

- ❑ Recirculación directa de los lixiviados producidos por el reactor de residuos frescos.
- ❑ *Sequencing* o recirculación indirecta con el reactor de residuo digerido.
- ❑ Recirculación directa de los lixiviados producidos por el reactor de residuos frescos, a él mismo, una vez terminado el *sequencing*.

Estudios posteriores indicaron que la primera etapa dificultaba la evolución del sistema, al alcanzarse concentraciones excesivas de ácidos en el lixiviado de residuo fresco e inhibirse parcialmente la fase de acidogénesis (Chugh, 1995).

Los estudios del SEBAC han cubierto una gran amplitud de rangos de habiéndose ensayado los rangos termofílico (Chynoweth, 1991) y mesofílico (Chugh, 1999), además de haber alterado la densidad del lecho de RSU desde densidades bajas (178 kg/m^3 ; Chynoweth, 1991) hasta densidades muy altas (600 kg/m^3 ; Chugh, 1997).

En los diferentes estudios realizados se han utilizado velocidades de carga orgánica de $3,2-6,4 \text{ gSV/L}\cdot\text{día}$, con una producción específica de metano situada entre $0,16-0,19 \text{ L/gSV}_{\text{ELIMINADO}}$ (Chynoweth, 1992), y una producción de $0,6-1 \text{ L CH}_4/\text{L}_R\cdot\text{día}$. Estos valores son un 55% más bajos que los observados en los tratamientos anaerobios actuales de RSU, pero puede deberse a la baja densidad de los residuos y a la alta presencia de elementos no digeribles como plásticos, cristales etc.

El biogás generado en la operación posee una composición del 60% de CH_4 y 40% de CO_2 con trazas de H_2S , H_2 y CO y una capacidad calorífica de 600 BTU/ft^3 , que es sensiblemente menor -1100 BTU/ft^3 - a la del gas natural (Chynoweth, 2000).

El producto obtenido de la degradación anaerobia no presenta buenas características como compost (O Keefe, 1993), al poseer una relación C:N de 35:1 demasiado alta que indica que hay N inmovilizado en el residuo. Además la capacidad de intercambio iónico es baja y la materia orgánica es excesiva. Sin embargo, estas características dependen más de las características del RSU inicial que del proceso de degradación anaerobia.

Los principales parámetros a definir en este tipo de sistemas de tratamiento son (Nopharatana, 1998):

- La determinación del momento más propicio para la desconexión de los reactores de forma que se garantice la estabilidad del arranque y que el reactor sea capaz de continuar la degradación en solitario.
- La mínima cantidad de lixiviado, necesaria para dotar al residuo fresco de una actividad microbiana adecuada.

Como criterios seleccionados por Nopharatana para la determinación del momento óptimo para la desconexión de los reactores que asegure la estabilización del reactor de residuo no digerido se eligió un pH de 6,5 en el lixiviado y un contenido en CH₄ de, al menos, un 30% en el biogás.

En un estudio precedente (Chugh, 1997) realizado en rango mesofílico con residuos sólidos urbanos empaquetados a una densidad de 600 kg/m³, el valor inicial de pH del lixiviado procedente del reactor que contenía residuos sólidos urbanos frescos era de 4,41 y la carga orgánica, medida como DQO, de 47.360 mg/L. Tras 21 días, el lixiviado alcanzó un valor de 6,5 con una producción de biogás de 116 L/día y con un contenido en CH₄ del 36%. El valor de DQO del lixiviado bajó hasta 17.910 mg/L y tras 70 días, la producción de biogás bajó hasta 60 L/día. Los rendimientos de producción de metano, estuvieron entre 0,165 y 0,18 m³/kgSV.

En este sentido, los ensayos de actividad microbiana desarrollados por Sorensen y Ahring (1993), han sido aplicados por Nopharatana et al. (1998) en la determinación del momento óptimo de desconexión del sistema en base a la actividad microbiológica detectada en el reactor de RSU fresco. En estos ensayos, la actividad de un grupo microbiano se determina por la cantidad de sustrato específico (acetato, formiato o celulosa) consumido o por la estimación del metano producido en 4 horas de incubación. En este trabajo, se demostró la aplicabilidad de este tipo de test para el seguimiento de la evolución de un proceso tipo SEBAC.

También en rango mesofílico, utilizando residuos sólidos urbanos no seleccionados, y empaquetados a una densidad de 500 kg/m³ (Chugh, 1999), se realizaron una serie de ensayos, siguiendo el protocolo SEBAC, donde se comprobó que la repetición sucesiva de este protocolo, se optimizaba a partir de la tercera generación de reactores arrancados. Los tiempos de desconexión de reactores se acortaban en cada generación (desde 21 días en la primera hasta 8 días en la tercera y cuarta generación), y la eficiencia y extensión de la degradación no mejoraba a partir de una tercera generación del proceso, lo que indicaba que la reiteración del ciclo de *sequencing* lograba una perfecta aclimatación de los microorganismos al residuo a partir de la tercera generación.

En la denominada generación cero, se optó por obtener residuos sólidos urbanos digeridos, partiendo de una configuración diferente. Se alternaron capas de residuos sólidos urbanos frescos con lodos de depuradora digeridos en rango mesofílico. El lixiviado generado por este reactor se recirculó en recirculación directa hasta obtener unas condiciones de estabilidad adecuadas tras 120 días, con ajuste externo del pH. El residuo digerido obtenido en este proceso se empleó para arrancar residuos sólidos urbanos frescos en lo que constituyó la primera generación. De nuevo se repitió el proceso SEBAC partiendo de residuos arrancados en la generación anterior para arrancar residuos nuevos en posteriores generaciones.

El número de días necesario para concluir el *sequencing*, de acuerdo al criterio de $\text{pH} > 6,5$ y 30% de CH_4 , pasó de 40 días para la primera generación, a 18-20 días en segunda generación y tan sólo 8-9 días en la tercera y siguientes generaciones. El rendimiento en metano, se mantuvo en torno a $0,17-0,18 \text{ m}^3\text{CH}_4 / \text{kgSV}$ en todos los ensayos con reducciones del 55-70% de sólidos volátiles.

No sólo es importante la determinación del momento óptimo para la desconexión de los reactores, sino que también resulta trascendental asegurar que la actividad de la biomasa en el residuo digerido, es la más idónea para la conexión a un nuevo reactor.

4.3.3 Microbiología y modelización del proceso

El factor limitante de la velocidad global de degradación de los residuos sólidos urbanos es la hidrólisis de las celulosas (Mino, 1995). Lai et al. (2001), han aplicado la determinación de la actividad celulolítica, utilizando una técnica denominada *Cellulose Azure*, dado que en estudios previos (Sorensen y Ahring, 1993 y Nopharatana, 1998), la aplicación del test estándar de actividad, demostró no ser adecuada.

La técnica *Cellulose Azure* ha sido desarrollada y aplicada anteriormente para la determinación de la actividad hidrolítica enzimática en vertederos (Palmisano, 1993). Esta técnica consiste en la determinación de la actividad celulasa en los lixiviados, midiendo la aparición de color, tras 15 minutos, debido a la hidrólisis de una dextrina celulósica modificada con un colorante (*Cellulose Azure*, C1052 SIGMA).

Los ensayos se realizaron en sistemas tipo SEBAC con *sequencing* de lixiviados del 5 y 10% en volumen respecto al volumen de residuo fresco inicial. La desconexión se produjo tras 26 y 8 días de ensayo respectivamente. La actividad celulolítica fue determinada en el lixiviado del reactor de residuos frescos, mostrando una evolución pareja al patrón de la generación de DQO soluble en dicho reactor. Este parámetro no fue medido experimentalmente sino estimado a través de un balance de materia referido a la DQO soluble:

$$(\text{DQO}_{\text{soluble generada}}) = (\text{DQO}_{\text{soluble}})_{\text{día } i} - (\text{DQO}_{\text{soluble}})_{\text{día } i-1} - (\text{DQO}_{\text{añadida con el lodo}}) + (\text{DQO}_{\text{retirada con el lixiviado}}) + (\text{DQO}_{\text{soluble gasificada}}).$$

La DQO consumida por gasificación se puede estimar a través de la producción de biogás del reactor y el resto de elementos resultan de la determinación diaria de la DQO de los lixiviados producidos.

Otro aspecto interesante, es que la comunidad microbiana anaerobia envuelta en el tratamiento de residuos sólidos urbanos no ha sido estudiada con tanta profundidad en este proceso como en otros sistemas anaerobios.

Sin embargo, una apropiada estructura de dicha comunidad, permite mantener la estabilidad del sistema durante posibles variaciones de los parámetros clave en el proceso.

A través del análisis de los ácidos grasos fosfolípidicos de las membranas celulares y del estudio de las bandas que aparecen en un gel de electroforesis, en condiciones desnaturizantes, es posible cuantificar y describir la estructura de la comunidad microbiana que desarrolla la degradación del residuo sólido urbano en un sistema SEBAC (*Silvey, 2000*).

La estimación de biomasa a través de los fosfolípidos está bien documentada en la bibliografía (*Tunlid, 1990*) y el empleo de la electroforesis en condiciones desnaturizantes puede ser utilizado para describir el patrón de comunidad microbiana e identificar diferencias espaciales y temporales en su estructura debido a cambios en sus condiciones ambientales. A través de la operación en un sistema tipo SEBAC

durante tres meses se ha descrito la evolución de una comunidad estable y adaptada al residuo durante la colonización de un residuo sin digerir.

Del análisis de los fosfolípidos de membrana y los fragmentos de ADN por electroforesis en condiciones desnaturalizantes, se podría concluir que la comunidad microbiana sufre un profundo cambio en su estructura, durante las diferentes fases del proceso. La optimización de esta comunidad, se produce tras sucesivas series de sistemas tipo SEBAC, seleccionándose la estructura microbiana que mejor soporta los cambios de carga orgánica y de condiciones de pH y acidez. Esto ya había sido mostrado por Chugh (1999) como se había citado anteriormente.

Se han desarrollado también modelos matemáticos para simular el comportamiento observado en un sistema tipo SEBAC. Un modelo desarrollado expresamente para la aplicación a un sistema tipo *landfill* y por extensión a cualquier sistema estático ha sido aplicado al SEBAC (Clarke, 1995). El modelo emplea una expresión cinética tipo Monod y no tiene en cuenta la dinámica de fluidos ni las zonas muertas. Se tienen en cuenta los efectos de inhibición del pH y de la inhibición por la presencia de H₂. El modelo predice bien el pH del lixiviado del reactor de residuo digerido y su producción de biogás. Para el reactor de residuo fresco la predicción es desafortunada y alejada de la realidad. Probablemente se deba a que la consideración de este reactor como mezcla completa no es adecuada.

Nopharatana et al. (2003), ha obtenido mejores resultados con un modelo desarrollado específicamente para el sistema SEBAC. El modelo posee tres componentes:

- Modelo de flujo.
- Modelo cinético.
- Modelo de equilibrios fisicoquímicos.

A diferencia del anterior intento, no se consideran los reactores como de mezcla completa, sino que se consideran modelos de flujo de los lixiviados a través de los lechos de residuos con la división de estos lechos en dos zonas imaginarias: una zona permeable con altas velocidades de flujo y otra casi estanca. Se aplicaron ecuaciones de flujo de líquido en medios porosos y se realizaron ensayos de caracterización del flujo utilizando tritio como trazador para la obtención de los parámetros de ajuste del

modelo en la caracterización del flujo del lixiviado a través de la masa de residuos. Los resultados obtenidos por el modelo se han contrastado con los datos experimentales de sistemas SEBAC con *sequencing* del 5 al 30% del volumen inicial del residuo.

El modelo presenta un buen ajuste a lo observado para el ensayo del 30% de *sequencing*, pero en el caso del 5% de *sequencing* predice una desconexión en 8 días frente a los 24 reales. Ello es debido a la mala predicción del pH del reactor nuevo. Este desfase es atribuible a mala modelización de las áreas activas y muertas del ensayo con el trazador. El valor de pH incorrecto también ocasiona una sobrestimación de la producción de metano.

4.3.4 Perspectivas actuales

Actualmente, la investigación en torno al sistema SEBAC ha dado un giro hacia su aplicación como sistema de gestión de residuos orgánicos en misiones espaciales de larga duración (*Teixeira, 2004*). Desde hace cinco años (2003), se está llevando a cabo un proyecto de investigación conjunto de la Universidad de Florida y la NASA para el desarrollo de un prototipo tipo SEBAC que permita su utilización en las misiones espaciales.

El principal problema es la adaptación de las condiciones y protocolos de operación a las condiciones de microgravedad. Se ha seleccionado la operación en mesofílico por cuestiones de ahorro energético y para aumentar la estabilidad del proceso. La cinética de degradación en estas condiciones resultó muy superior a la esperada y se han alcanzado reducciones de hasta el 85% en SV en 50 días.

En el grupo de investigación de Tecnologías del Medio Ambiente de la Universidad de Cádiz, además de utilizar la tecnología SEBAC para los estudios contemplados en este trabajo, se han desarrollado otros ensayos que han versado sobre diferentes estrategias de arranque y optimización del sistema SEBAC (*Álvarez, 2005; Forster, 2005*) y sobre la aplicación de técnicas de análisis molecular al seguimiento microbiológico del proceso (*Montero, 2006*).

4.4 Tecnologías a escala industrial para el tratamiento de RSU

En este apartado se van a describir brevemente algunos de los muchos procesos tecnológicos patentados e implantados para el tratamiento de la FORSU en Europa. Algunos de ellos ya poseen referencias en plantas de reciente construcción en nuestro país.

4.4.1 Valorga

Valorga posee una amplia implantación en Europa con plantas en Amiens y Varennes-Jarcy (Francia), Engelskirchen y Freiburg (Alemania) Ginebra (Suiza), Mons (Bélgica), Tilburg (Holanda), Basano (Italia) y así como una amplia representación en España con plantas en Cádiz, La Coruña y Barcelona, con una capacidad de tratamiento de 417.500 toneladas anuales de los digestores anaerobios (*Valorga, 2003*).

El ámbito de aplicación de esta tecnología es la metanización de los residuos orgánicos procedentes de la recogida selectiva en origen de residuos seleccionados (residuos verdes) y FORSU (tanto domiciliario como seleccionado en origen) para la producción de compost con fines agrícolas.

El diseño que emplea la tecnología Valorga para su proceso de digestión anaerobia, es un reactor con un comportamiento mixto entre reactor tubular tipo flujo pistón (con sentido de avance horizontal y trayectoria circular alrededor de un tabique de dos tercios el diámetro del reactor, que sirve de separación entre las zonas de entrada y salida del residuo) y un tanque agitado tipo mezcla completa, debido a la homogeneización vertical que se realiza mediante la inyección de pulsos de biogás a altas presiones desde el fondo del reactor (*Saint-Joly, 1997*). Este sistema produce cierto grado de mezcla en la dirección de avance. Este diseño se puede observar en la figura II.9.

Las ventajas operacionales de este diseño respecto a otros tipos es que opera en rango seco, por lo que no se producen separaciones por densidad en el reactor, no consta de elementos mecánicos dentro del reactor y la homogeneización por inyección de biogás evita la formación de *clusters* de gas en la masa y su flotación.

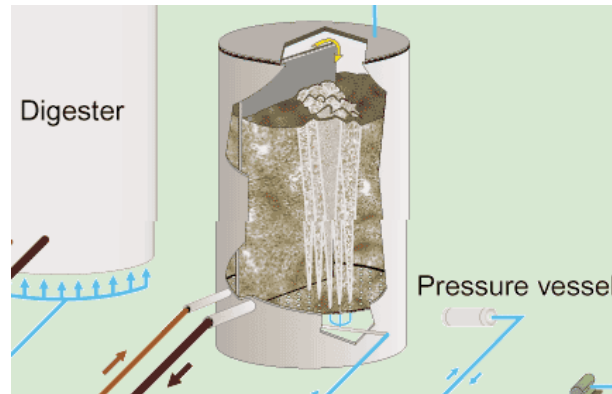


FIG II.9. Detalle esquemático del funcionamiento del reactor tipo Valorga

En la tabla II.11, se presentan los datos más relevantes de las condiciones de operación y los resultados industriales obtenidos por la tecnología Valorga.

TABLA II.11. Datos más relevantes de la tecnología Valorga

| Condiciones de operación | Valor |
|----------------------------|--|
| % ST | 20-35% en materia seca |
| Configuración del reactor | Reactor tubular horizontal con trayectoria circular con mezcla vertical inducida por inyección de biogás |
| Temperatura | Mesofílico (40°C) o termofílico (55°C) |
| THR | 3 semanas |
| Homogeneización y/o mezcla | Por inyección de pulsos de biogás desde el fondo. |
| Producción de metano | 0,21-0,29 Nm ³ / kgSV |

4.4.2 DRANCO (Dry Anaerobic Composting)

La implantación de las plantas con tecnología DRANCO se concentra en el centro y norte de Europa. Así hay plantas en Brecht (Bélgica); Bassum, Kaiserslautern, Leonberg, Hille y Münster (las tres en construcción) en Alemania; Salzburg (Austria); Aarberg y Villeneuve (Suiza), Roma (Italia) y Tarrasa, como primera planta en España. Además tiene siete plantas de demostración repartidas por Europa, Estados Unidos y Asia.

Los residuos que se tratan en las plantas de DRANCO en Europa abarcan la FORSU seleccionada y otros residuos específicos como los residuos sólidos orgánicos de la industria papelera, ganadera y los lodos de depuración.

El proceso DRANCO consiste en un reactor monoetapa (figura II.10) que opera en rango termofílico (50-58°C) con un THR de 20 días con residuos con un contenido en sólidos del orden de un 15-40%. El reactor es un cilindro vertical en el que el residuo describe un avance uniforme tipo tubular vertical descendente sin que haya ningún tipo de mezcla. El 5% del contenido del reactor es sacado por el fondo cada día y secado hasta un 55% de sólidos en una prensa de tornillo. El 7% del biogás producido es empleado en el calentamiento del reactor (*De Baere, 1998*). En la siguiente figura se puede observar el esquema de una planta de DRANCO.

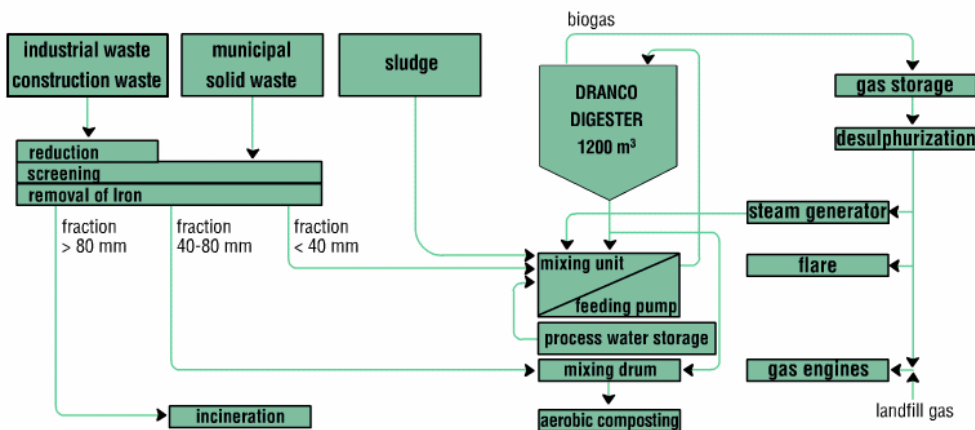


FIG II.10. Esquema de la planta de Brecht de la tecnología DRANCO

En la tabla II.12 se presentan los datos más relevantes de las condiciones de operación y los resultados industriales obtenidos por la tecnología DRANCO.

TABLA II.12. Datos más relevantes de la tecnología DRANCO

| Condiciones de operación | Valor |
|----------------------------|--|
| % ST | 15-40% en materia seca |
| Configuración del reactor | Plug-flow vertical descendente sin mezcla. |
| Temperatura | Termofílico (50-58°C) |
| THR | 20 días |
| Homogeneización y/o mezcla | No existe |
| Producción de metano | 0,10-0,15 Nm ³ / kg residuo |

4.4.3 BRV

La tecnología BRV se ha desarrollado con diferentes configuraciones de diseño. Así se han implantado por toda Europa procesos de digestión húmeda en monoetapa y en fases separadas que pueden ser operados en rango mesofílico y termofílico que utilizan como elemento de homogeneización la recirculación de parte del biogás producido y/o rotores mecánicos.

Este tipo de sistemas de digestión húmeda se han empleado en el tratamiento de residuos sólidos orgánicos de origen agrícola, ganadero (*Linde-KCA-BRV, 2004*).

También han sido implantados procesos de digestión seca para el tratamiento de FORSU y otros residuos sólidos seleccionados en origen, como residuos verdes de poda y jardinería. El reactor central del proceso es un diseño tipo flujo pistón horizontal (figura II.11) diseñado para operar con residuos con un contenido en sólidos del 15-45% en peso seco. El sistema puede operar tanto en rango mesofílico como en rango termofílico y utiliza unos rotores internos para obligar al avance de la masa de fermentación con un tiempo de permanencia de 18-25 días (*Nichols, 2004*).

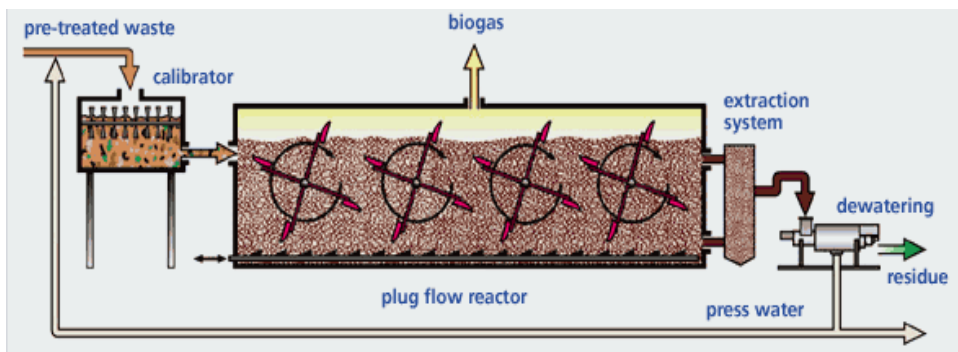


FIG II.11. Detalle del reactor horizontal de BRV

Este sistema ha sido instalado en una planta tipo MBT en el Ecoparque de Barcelona y da servicio a unas 300.000 toneladas anuales de FORSU procedente de la recogida domiciliaria operando en rango mesofílico.

En la tabla II.13 se presentan los datos más relevantes de las condiciones de operación y los resultados industriales obtenidos por la tecnología BRV.

TABLA II.13. Datos más relevantes de la tecnología BRV

| Condiciones de operación | Valor |
|----------------------------|---|
| % ST | 15-45% en materia seca |
| Configuración del reactor | Plug-flow horizontal con avance por rotores |
| Temperatura | Mesofílico y termofílico |
| THR | 18-25 días |
| Homogeneización y/o mezcla | La inducida por los rotores, no deseada |
| Producción de metano | 0,10 Nm ³ / kg residuo |

4.4.4 Kompogas

El proceso Kompogas podemos encontrarlo en las plantas que se concentran en el centro y norte de Europa. Así hay plantas con esta tecnología en Rümmlang, Otelfingen, Samstagen, Bachenbülach, Oetwilam-see, Nolketswil y Niederuzwil (Suiza), Braunschweig, München-Erding, Kempten, Passau, Weissenfelg, Frankfurt, Alzey-worms y Hunsrück (Alemania), Lustenau y Roppen (Austria) y La Rioja (2005).

Los residuos que se tratan en las plantas de Kompogas en Europa abarcan los residuos sólidos orgánicos de cocina y los residuos verdes y ganaderos. El proceso Kompogas se realiza en reactores tipo flujo-pistón horizontales en los que los residuos pasan de 15 a 20 días en un rango de operación termofílico para producir 130 Nm³ de biogás por tonelada de residuo alimentado. En la figura II.12 se pueden observar la representación de los digestores horizontales. El reactor opera a más del 23% en sólidos para evitar que se produzca la deposición de las fracciones más ligeras.

En la tabla II.14 se presentan los datos más relevantes de las condiciones de operación y los resultados industriales obtenidos por la tecnología Kompogas.

TABLA II.14. Datos más relevantes de la tecnología Kompogas

| Condiciones de operación | Valor |
|----------------------------|---|
| % ST | >23% en materia seca |
| Configuración del reactor | Plug-flow horizontal con avance por rotores |
| Temperatura | Termofílico |
| THR | 15-20 días |
| Homogeneización y/o mezcla | La inducida por los rotores |
| Producción de metano | 0,13 Nm ³ / kg residuo |



FIG II.12. Esquema del proceso Kompogas

4.4.5 BTA

La mayoría de las plantas con tecnología BTA podemos encontrarlas en Alemania (Mertingen, Mülheim, Wadern-lockweiler, Karlsruhe, Erkheim, Dietrichsdorf, y Kirchstockach) aunque también hay plantas en Ypres (Bélgica), Elsinore (Dinamarca) y Villacidro (Italia) (BTA, 2004).

Los residuos que se tratan en las plantas de BTA en Europa abarcan la FORSU domiciliaria y la separada en origen de mercados y restaurantes, así como otros residuos orgánicos separados en origen procedentes fundamentalmente de la agricultura y la ganadería.

Acorde a la capacidad de la planta y al tipo de residuo, el proceso BTA puede llevarse a cabo con diseño en monoetapa o con separación de fases. El sistema en monoetapa utiliza un reactor de mezcla completa para instalaciones de pequeña capacidad y está orientado hacia los lodos de depuración y algunos residuos agrícolas. El sistema en dos fases es el utilizado para la FORSU y es el encontrado en las plantas de más de 50.000 toneladas de capacidad. En primer lugar, se realiza un tratamiento mecánico, térmico y químico previo con una separación por gravedad de los sólidos disueltos.

La fracción no disuelta se somete a hidrólisis anaerobia y la fracción disuelta es desviada a metanización directamente. El reactor hidrolítico produce una separación de fases en la que la materia orgánica se solubiliza y es transferida a un reactor de biomasa inmovilizada que opera en rango mesofílico y bajo contenido en sólidos (Kübler, 2000). En estas condiciones de operación el rendimiento de producción de CH₄ es de 56-62 Nm³/tonelada de residuo pero el proceso tiene un tiempo de residencia muy bajo de 7 días. En la figura II.13 se muestra un esquema del proceso.

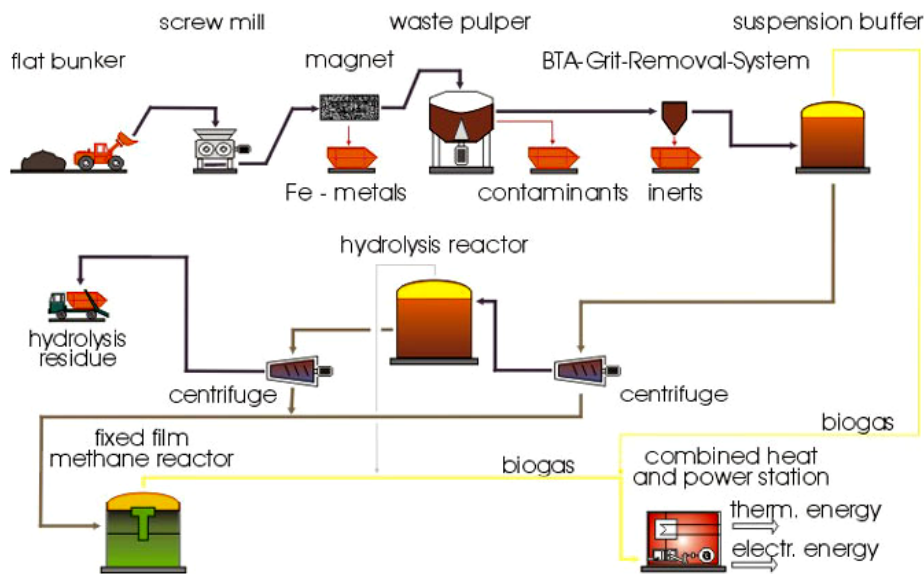


FIG II.13. Esquema del proceso multistage BTA

En la tabla II.15 se presentan los datos más relevantes de las condiciones de operación y los resultados industriales obtenidos por la tecnología BTA en fases separadas.

TABLA II.15. Datos más relevantes de la tecnología multistage BTA

| Condiciones de operación | Valor |
|----------------------------|---|
| % ST | 30 % en materia seca |
| Configuración del reactor | Separación de fases, hidrolítico de tanque agitado y metanogénico de biomasa inmovilizada |
| Temperatura | Mesofílico (37°C) |
| THR | 7 días |
| Homogeneización y/o mezcla | Sólo en el hidrolítico |
| Producción de metano | 0,56-0,62 Nm ³ / kg residuo |

5. CINÉTICA DE LA DEGRADACIÓN ANAEROBIA DE RSU

5.1 Modelos generales de degradación anaerobia

En el presente apartado se realiza una revisión de los conceptos básicos relacionados con los procesos biológicos de degradación, a partir de los cuales se establecen modelos capaces de predecir y simular el comportamiento de este tipo de sistemas.

La cinética global de un proceso fermentativo incluye tanto las etapas de transporte físico como las etapas de reacción. En estos casos, si los procesos individuales que afectan a la velocidad global transcurren por caminos paralelos e independientes, la velocidad global será la suma de las diferentes velocidades individuales. Sin embargo, si el proceso global requiere que las diferentes etapas individuales se efectúen sucesivamente (en serie), la velocidad global del proceso vendrá dada por la correspondiente a aquella etapa que transcurre a menor velocidad. En estado estacionario, todas las etapas transcurrirán, por tanto, a la velocidad de la etapa más lenta.

Considerando las características específicas del proceso de degradación anaerobia se deduce que:

1. La degradación anaerobia de la materia orgánica es un *proceso heterogéneo* y, por tanto, la ecuación cinética global ha de considerar tanto la velocidad intrínseca de reacción como la velocidad de transferencia de materia entre las fases reaccionantes. En el caso de la digestión anaerobia de RSU la transferencia de materia suele ser la etapa más lenta.
2. Desde un punto de vista general, la degradación anaerobia se puede considerar como un *conjunto de reacciones en serie y paralelo*. El esquema representativo de las reacciones bioquímicas específicas que dan lugar a la transformación deseada comprende la actividad de varios grupos de microorganismos. Las reacciones pueden visualizarse tanto desde el punto de vista de la utilización del sustrato como de la producción de metano (el sustrato se utiliza en paralelo para la síntesis de los microorganismos de cada grupo bacteriano y en serie para la formación de metano; el metano se genera en serie en cada una de las dos vías fundamentales de

producción: acetoclástica y utilizadora de hidrógeno, pero ambas vías están conectadas en paralelo).

Desde el punto de vista cinético, la modelización de los procesos microbianos presenta obstáculos variados. Aunque las responsables últimas de las transformaciones que sufren los sustratos asimilados por los microorganismos son las enzimas celulares, la cinética enzimática no es directamente aplicable al trabajo con los microorganismos. Las principales diferencias mecanicistas entre procesos enzimáticos y los biológicos son:

- Las reacciones enzimáticas pueden ocurrir en una sola fase, mientras que en la cinética microbiana hay que considerar los fenómenos de transporte ligados a la transferencia de materia.
- Las enzimas son inmutables en su especificidad por el sustrato, mientras que los microorganismos se adaptan a las condiciones del medio.
- Las enzimas no se reproducen y además se desactivan con el tiempo, mientras que los microorganismos aumentan su población constantemente.

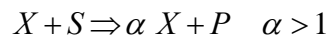
Desde esta perspectiva, se puede considerar a un microorganismo como un "pool" de enzimas que realizan una actividad interrelacionada con el fin de obtener la materia y la energía necesaria para su supervivencia.

A diferencia de las reacciones químicas, los procesos biológicos no pueden cuantificarse en función de unos coeficientes estequiométricos inmutables para unas condiciones determinadas. En su lugar se utilizan los denominados *factores de rendimiento* (Aiba, 1973).

Los factores de rendimiento hacen referencia a la proporción macroscópica que relaciona el consumo y/o producción de dos determinadas especies en un proceso biológico. Normalmente, se presentan como "Y" con el subíndice de las dos especies que relaciona (factor de rendimiento biomasa - sustrato, Y_{XS}):

$$Y_{XS} = \frac{\text{Cantidad de biomasa producida}}{\text{Cantidad de sustrato consumido}} = \frac{X}{S}$$

En general, el consumo de sustrato por parte de los microorganismos se puede representar a partir del esquema de una reacción autocatalítica:



Desde el punto de vista del crecimiento microbiano, el proceso de desarrollo de una población microbiológica en un sistema cerrado atraviesa las siguientes fases o etapas: fase de latencia, fase de aceleración, fase exponencial de crecimiento, fase de deceleración y fase de muertes. En la figura II.13 se pueden observar las diferentes fases del crecimiento microbiano que se detallan a continuación.

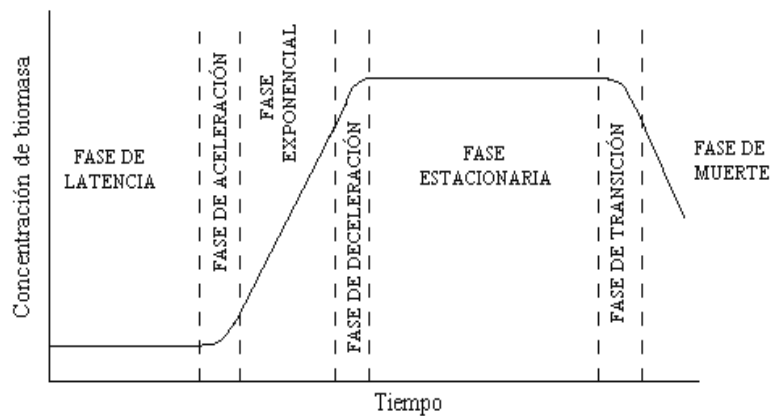


FIG II.13. Fases del crecimiento microbiano

Fase de latencia

Es una etapa de adaptación de los microorganismos al medio, en la que se da un crecimiento neto de la población microbiana prácticamente nulo. Esta fase corresponde con un periodo de inducción enzimática durante el cual la célula produce las concentraciones de enzimas necesarias para abordar las transformaciones que requiere la asimilación de los nuevos sustratos del medio. En medios mixtos, con varios

sustratos, es posible observar diferentes fases de latencia correspondientes a las etapas de aclimatación a cada uno de los sustratos. El tiempo de adaptación depende de la magnitud del cambio en la composición entre el medio original en el que se encontraba el microorganismo y el nuevo, la edad del inóculo de los microorganismos (nivel de actividad) y el porcentaje de inoculación del nuevo medio.

Fase de aceleración

Es un periodo de transición entre la fase de latencia y la fase exponencial, en el que la concentración microbiana aumenta considerablemente en un espacio de tiempo extremadamente corto.

Fase exponencial

Es la fase del crecimiento de los microorganismos en cultivos discontinuos de mayor relevancia. La tasa de generación de microorganismos supera ampliamente a la de muerte. Esta fase ha sido ampliamente estudiada y modelizada (Monod, 1949), debido a su mayor facilidad de seguimiento, y en ella se producen grandes cambios en las características del sistema.

$$\frac{dX}{dt} = \mu X$$

El desarrollo de la fase exponencial de crecimiento puede ser descrito por la *ley de Malthus*, según la cual, la velocidad de crecimiento de las células es función de las células presentes y puede representarse por la siguiente ecuación:

Donde “X” es la concentración microbiana en unidades de masa por unidad de volumen; “t” es el tiempo, en horas y “ μ ” es la velocidad específica de crecimiento, en unidades de tiempo⁻¹. En forma integrada esta ecuación resulta:

$$X_t = X_0 \cdot e^{\mu t}$$

Donde “X_t” es la concentración de biomasa en el instante t, en unidades de masa por unidad de volumen; “X₀” es la concentración de biomasa en el instante inicial, en

unidades de masa por unidad de volumen. “ μ ” y “ t ” poseen la significación anteriormente expresada.

Durante la fase exponencial, los microorganismos crecen a su máxima velocidad específica de crecimiento (μ_{MAX}) según las condiciones físicas del medio.

La ecuación de crecimiento exponencial predice que el crecimiento continuaría de forma indefinida. Sin embargo, el crecimiento neto de la población de microorganismos se ralentiza e incluso se detiene debido al agotamiento de algún recurso limitado del medio, como las fuentes carbonadas (sustrato limitante) o los nutrientes esenciales y/o la acumulación de algún tóxico generado por el propio metabolismo de los microorganismos.

Fase de deceleración

Esta fase del crecimiento posee una existencia formal como periodo de transición entre la fase exponencial de crecimiento y la fase estacionaria. El crecimiento celular neto se ralentiza hasta alcanzar valores nulos o casi nulos al comienzo de la fase estacionaria.

La disminución de la velocidad de crecimiento debida al descenso en la concentración del sustrato limitante puede ser descrita a partir de la expresión de Monod (1949) que relaciona la velocidad específica de crecimiento “ μ ” y la concentración del sustrato limitante “ S ”:

$$\mu = \frac{\mu_{MAX} S}{K_S + S}$$

Donde K_S es la constante de saturación por sustrato, numéricamente igual a la concentración de sustrato para la cual la velocidad específica alcanza la mitad de su valor máximo, y es una medida de la afinidad del microorganismo por el sustrato.

Formalmente, esta expresión concuerda con la ecuación de Michaelis-Menten de cinética enzimática. No obstante, como se había apuntado anteriormente, no es posible establecer una analogía mecanística.

El modelo empleado por Monod es fenomenológico o de caja negra y considera que los parámetros de la región de control son inmutables (los microorganismos poseen una composición fija). Estas condiciones son solamente válidas en sistemas de crecimiento extremadamente lento y en las que no se afecta la composición global del medio: es el denominado *crecimiento balanceado*. En otras palabras, la composición del medio varía lentamente permitiendo que la composición de los microorganismos se modifique del mismo modo y, a efectos de modelización, de forma que puedan considerarse como especies de composición constante.

El modelo de Monod es útil para modelizar las fases exponencial y de deceleración, pues si $S \gg K_S$ la velocidad específica de crecimiento será prácticamente constante ($\mu \approx \mu_{MAX}$) y si $S \ll K_S$ la velocidad será directamente proporcional a la concentración de sustrato que será limitante del crecimiento ($\mu = \mu_{MAX} S/K_S$).

Fase estacionaria

En esta fase se equilibran las velocidades de generación y de muerte de los microorganismos. Es una fase muy dinámica, en la que se da la mayor disparidad de estados celulares. Además, muchos productos excretados por los microorganismos se generan en este periodo.

Fase de transición

Al igual que las fases de aceleración y de deceleración, sólo posee una existencia formal.

Fase de muerte

Tras el agotamiento gradual de los recursos, los microorganismos entran en una dinámica de consumo de los productos de la lisis celular de otros microorganismos para asegurar su subsistencia. Esta actividad es deficiente energéticamente y la población microbiana se va reduciendo progresivamente.

Hay que denotar que las diferentes fases del crecimiento celular no se dan al mismo tiempo en los diferentes microorganismos que conforman la microbiota anaerobia. De

este modo hay que hablar de fracciones crecientes de población que van alcanzando las diferentes etapas.

Los modelos clásicos así como sus correspondientes ecuaciones de diseño para procesos continuos y discontinuos han sido ampliamente utilizados en la bibliografía. En la figura II.15 se recogen los modelos cinéticos comúnmente utilizados en procesos de digestión anaerobia.

Primer orden

$$\mu = \frac{k S}{S_0 - S} - b ; -\frac{dS}{dt} = kS ; S = \frac{S_0}{1 + k \theta_c}$$

Monod, 1949

$$\mu = \frac{\mu' S}{K_s + S} - b ; -\frac{dS}{dt} = \frac{\mu' X S}{Y (K_s + S)} ; S = \frac{K_s (1 + b \theta_c)}{\theta_c (\mu' - b) - 1}$$

Contois, 1959

$$\mu = \frac{\mu' S}{B X + S} - b ; -\frac{dS}{dt} = \frac{\mu' X S}{Y (B X + S)} ; S = \frac{B Y S_0 (1 + b \theta_c)}{B Y (1 + b \theta_c) + \theta_c (\mu' - b) - 1}$$

Chen y Hashimoto, 1978

$$\mu = \frac{\mu' S}{K S_0 + (1 - K) S} - b ; -\frac{dS}{dt} = \frac{\mu' X S}{K X + Y S} ; S = \frac{K S_0 (1 + b \theta_c)}{(K - 1)(1 + b \theta_c) + \mu \theta_c}$$

FIG II.15. Modelos cinéticos utilizados en la caracterización cinética de los procesos anaerobios

En general, la cinética del crecimiento biológico está basada en dos relaciones fundamentales: la velocidad de crecimiento de los microorganismos y la velocidad de consumo de sustrato. El modelo de Contois (1959) y el de Chen y Hashimoto (1978, 1980), que resulta de un cálculo de la ecuación de diseño admitiendo el modelo de Contois, considera que la concentración de sustrato en el efluente (S) está relacionada con la concentración del mismo en la alimentación (S₀). Esta es una modificación frente al modelo de Monod, en donde S es independiente de S₀. En esencia, los modelos

anteriores tienen en cuenta la carga orgánica implicada en el proceso como parámetro decisivo sobre el funcionamiento del reactor.

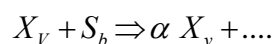
Los parámetros μ y μ_{MAX} representan, respectivamente, la velocidad específica de crecimiento de los microorganismos y la velocidad específica máxima (T^{-1}); k es la máxima velocidad específica de utilización de sustrato ($M \cdot M^{-1} \cdot T^{-1}$), K_s es la constante de saturación por sustrato ($M \cdot L^{-3}$); X es concentración de microorganismos ($M \cdot L^{-3}$); $Y_{x/s}$ es coeficiente de rendimiento ($M \cdot M^{-1}$) y S_0 y S son las concentraciones de la alimentación y del efluente en condiciones de sustrato limitante ($M \cdot L^{-3}$).

Además de los modelos anteriores, en el desarrollo del presente trabajo se ha utilizado un modelo basado en el empíricamente desarrollado por Quiroga y Sales (1991) aplicado inicialmente a la degradación de tensioactivos en el medio marino, y posteriormente desarrollado por Romero (1991) para describir el comportamiento de los procesos fermentativos.

5.1.1 Modelo de Romero (1991)

En el modelo se proponen las ecuaciones representativas de la cinética de crecimiento de los microorganismos y las de utilización del sustrato por los mismos en las reacciones biológicas. El modelo parte de la base de que el proceso fermentativo puede representarse mediante el esquema correspondiente a una reacción autocatalítica, en la que los microorganismos son los que confieren dicho carácter autocatalítico debido a su capacidad reproductiva.

Genéricamente el proceso puede expresarse como:



Siendo “ X_v ” la concentración de microorganismos activos o viables; “ S_b ” la concentración de sustrato biodegradable o metabolizable por los microorganismos y “ α ” el coeficiente que refleja el crecimiento de la población de microorganismos ($\alpha > 1$).

Si se asume el anterior esquema:

$$(-r_s) = \left(-\frac{dS}{dt} \right) = K \cdot S_b \cdot X_v = K \cdot (S_t - S_{nb}) \cdot X_v$$

Siendo $(-r_s)$ la velocidad de consumo de sustrato; K la constante de velocidad del proceso autocatalítico; S_t la concentración de sustrato total (biodegradable y no biodegradable) y S_{nb} la concentración de sustrato no biodegradable.

Admitiendo la existencia de proporcionalidad entre las velocidades de consumo de sustrato y de crecimiento de microorganismos expresada por el factor de rendimiento biomasa-sustrato, Y_{XS} :

$$(-r_s) = \left(-\frac{dS}{dt} \right) = \frac{1}{Y_{X/S}} \cdot \left(\frac{dX_v}{dt} \right)$$

$$X_v = X_{v0} + Y_{XS} \cdot (S_0 - S_t) \quad y \quad X_v = Y_{XS} \cdot \left[\frac{X_{v0}}{Y_{XS}} + (S_0 - S_t) \right]$$

Por simplicidad, resulta conveniente definir la constante "h" del siguiente modo:

$$h = \frac{X_{v0}}{Y_{XS}} + S_{t0} \quad \Rightarrow \quad X_v = Y_{XS} \cdot (h - S_t)$$

El significado de "h" es la máxima concentración de sustrato que puede invertirse en la formación de biomasa. Así, el primer sumando del segundo término corresponde a la concentración de sustrato invertida en la formación de la biomasa inicial.

La velocidad máxima de crecimiento de los microorganismos (μ_{MAX}) puede definirse a partir de las siguientes expresiones:

$$(-r_s) = \left(-\frac{dS}{dt} \right) = \frac{1}{Y_{X/S}} \mu \cdot X_v = K \cdot (S_t - S_{nb}) \cdot X_v$$

$$\mu_{MAX} = K \cdot Y_{X/S} \cdot (S_0 - S_{nb}) \Rightarrow K \cdot Y_{X/S} = \frac{\mu_{MAX}}{(S_0 - S_{nb})}$$

Sustituyendo este resultado en la expresión de la velocidad de consumo de sustrato, se obtiene la ecuación general del modelo:

$$(-r_s) = \left(-\frac{dS}{dt} \right) = \mu_{MAX} \cdot \frac{(S_t - S_{nb})(h - S_t)}{(S_0 - S_{nb})}$$

Como puede observarse fácilmente dicha ecuación corresponde a un polinomio de segundo grado respecto de la concentración de sustrato presente en el medio, como proponía la ecuación empírica de Quiroga y Sales (1991) para la degradación de tensioactivos en el medio marino.

5.1.1.1 Procesos discontinuos

Para procesos en discontinuo la expresión del modelo de Romero que relaciona la concentración del sustrato con el tiempo de incubación, pueden obtenerse integrando la ecuación de velocidad:

$$S_t = \frac{h \cdot (S_0 - S_{nb}) + S_{nb} \cdot (h - S_0) \cdot \exp(\mu_{MAX} \cdot t)}{(S_0 - S_{nb}) + (h - S_0) \cdot \exp(\mu_{MAX} \cdot t)}$$

El modelo considera la existencia de cuatro parámetros con significación física: S_0 , S_{nb} , h y μ_{MAX} . El parámetro " S_0 " representa la concentración inicial de sustrato; " S_{nb} " corresponde a la concentración de sustrato no biodegradable del ensayo; " h " representa la máxima cantidad de sustrato disponible en el medio para formar biomasa (incluyendo la cantidad ficticia de sustrato equivalente que se emplearía en la formación de la biomasa inicial del ensayo). Finalmente, " μ_{MAX} " es la velocidad específica de crecimiento de los microorganismos en unas condiciones determinadas

El trabajo desarrollado por Romero (1991) recoge la significación fisicoquímica de cada parámetro del modelo y es aplicable tanto a procesos en discontinuo como en continuo y en condiciones estacionarias o transitorias. Así, dicho modelo ha sido utilizado para predecir la cinética de biodegradación de tensioactivos bajo diferentes condiciones experimentales (Pérez, 1993); el comportamiento de fermentaciones en discontinuo: degradación aerobia de vinazas de vino y fermentación alcohólica (Sales, 1990; Caro, 1989). El modelo también ha sido utilizado para predecir el comportamiento de la

degradación anaerobia de vinazas de vino en procesos continuos y discontinuos, tanto en lo relativo a la concentración de sustrato como a la generación de metano (García, 1994) y en procesos con inmovilización de biomasa tanto continuos como discontinuos (Romero, 1991; Nebot, 1992; García, 1994).

Asimismo, el modelo ha sido validado mediante la simulación del comportamiento de una planta piloto tipo filtro anaerobio que operaba en continuo, para condiciones de operación en estado estacionario y en estados transitorios (Romero, 1991). Pérez (1995) utilizó dicho modelo para predecir el comportamiento de reactores del tipo filtro anaerobio y lecho fluidizado así como para deducir los valores de la concentración de microorganismos adheridos al soporte de los mismos. Recientemente el modelo ha sido utilizado para predecir la cinética de la degradación de materia orgánica durante el proceso de compostaje (Delgado, 2003), degradación anaerobia termofílica de residuos acuo-oleosos (Rodríguez-Cano, 2003) y lodos de depuración (De la Rubia, 2003) y en la degradación anaerobia termofílica de FORSU en sistemas discontinuos (Carlos, 2005).

Ha de considerarse un caso especial que se presenta en aquellos sistemas en los que la concentración inicial de microorganismos es muy superior a la que podría formarse en el transcurso del propio proceso fermentativo:

$$X_{V0} \gg Y_{XS} (S_{t0} - S_{nb}) \Rightarrow \frac{h - S_t}{h - S_{nb}} \cong 1$$

De ello se desprende que:

$$(-r_S) = \left(-\frac{dS}{dt} \right) = \mu_{MAX} \cdot (S_t - S_{nb})$$

Esta ecuación es de primer orden respecto de la concentración de sustrato metabolizable o biodegradable presente en el medio. Este tipo de ecuaciones han sido ampliamente utilizadas para modelar la cinética de utilización de sustrato en procesos fermentativos.

En este caso el modelo se denomina *modelo simplificado* y la expresión que relaciona el sustrato en el medio de ensayo con el tiempo de incubación no incluye el parámetro “h” y matemáticamente se presenta como:

$$S_t = (S_{t_0} - S_{nb}) \cdot \exp(-\mu_{MAX} \cdot t) + S_{nb}$$

La aplicación del modelo cinético seleccionado a los resultados experimentales permite la parametrización de las ecuaciones del mismo y, por lo tanto, la obtención de los valores de los coeficientes cinéticos. Dichos valores permiten contrastar la validez del modelo ya que al poseer un significado físico y microbiológico concreto, no pueden tomar valores aleatorios.

En el caso de la digestión anaerobia, referida a la producción de ácidos grasos volátiles o metano, la mayoría de los autores suponen que se comporta como una fermentación con crecimiento asociado y, en consecuencia, que la velocidad de crecimiento de microorganismos es proporcional tanto a la velocidad de desaparición de sustrato como a la de formación de productos, por lo que estas dos últimas se relacionan directamente.

Utilizando un modelo asociado con el crecimiento, que implica que el sustrato se convierte estequiométricamente en producto, se puede expresar que:

$$\frac{dP}{dt} = -\alpha \cdot \left(\frac{dS}{dt} \right)$$

Donde P representa la concentración de producto (AGV, amonio, componentes del biogás u otro producto de la actividad microbiológica), S la concentración de sustrato, y α es el coeficiente estequiométrico correspondiente que relaciona ambas velocidades. De esta expresión se deriva que:

$$P = P_0 + \alpha \cdot (S_0 - S)$$

Considerando que la concentración inicial de producto es cero y sustituyendo la expresión general del modelo queda:

$$P = \alpha \cdot \left[S_0 - \frac{h \cdot (S_0 - S_{nb}) + S_{nb} \cdot (h - S_0) \cdot \exp(\mu_{MAX} \cdot t)}{(S_0 - S_{nb}) + (h - S_0) \cdot \exp(\mu_{MAX} \cdot t)} \right]$$

Ó reordenando los términos:

$$P = \alpha \cdot \left[\frac{\exp(\mu_{MAX} \cdot t) - 1}{\frac{1}{(h - S_0)} + \frac{1}{(S_0 - S_{nb})} \cdot \exp(\mu_{MAX} \cdot t)} \right]$$

El término $(h - S_0)$ es equivalente a (X_{V0}/Y_{XS}) ; es decir, la cantidad de biomasa activa inicial, expresada en términos de concentración de sustrato, y $(S_0 - S_{nb})$ es equivalente al sustrato inicial biodegradable (S_{0b}). Y la expresión quedaría:

$$P = \frac{\exp(\mu_{MAX} \cdot t) - 1}{\frac{Y_{XS}}{\alpha \cdot X_{V0}} + \frac{1}{\alpha \cdot S_{0b}} \cdot \exp(\mu_{MAX} \cdot t)}$$

Al producto $(\alpha_i \cdot S_{0b})$ se le puede asociar con la productividad máxima, si todo el sustrato inicial biodegradable se convirtiese en el producto i , y se representa como γ_{MAX} . La expresión quedaría:

$$P = \gamma_{MAX} \cdot \frac{1 - \exp(-\mu_{MAX} \cdot t)}{\frac{Y_{XS} \cdot S_{0b}}{X_{V0}} \cdot \exp(-\mu_{MAX} \cdot t) + 1}$$

Si no existe periodo de latencia, podría proponerse también la utilización de la expresión del sustrato del modelo simplificado.

La expresión de la velocidad de producción de productos, para un crecimiento asociado, quedaría:

$$P = \alpha \cdot (S_0 - [(S_0 - S_{nb}) \cdot \exp(-\mu_{MAX} \cdot t) + S_{nb}])$$

Ó reordenando los términos:

$$P = \alpha \cdot (S_0 - S_{nb}) \cdot [1 - \exp(-\mu_{MAX} \cdot t)]$$

Se podría hacer la misma consideración que anteriormente respecto del valor de la diferencia $S_0 - S_{nb}$ que sería equivalente al sustrato inicial biodegradable (S_{0b}) y la expresión resultaría:

$$P = \alpha \cdot (S_{0b}) \cdot [1 - \exp(-\mu_{MAX} \cdot t)] = \gamma_{MAX} \cdot [1 - \exp(-\mu_{MAX} \cdot t)]$$

5.1.1.2 Procesos estacionarios continuos

Para procesos estacionarios en continuo desarrollados en reactores ideales de mezcla completa se obtiene la siguiente expresión:

Expresión de Velocidad

$$(-r_s) = \left(\frac{S_0 - S_{efl}}{\theta} \right) = K_2 \cdot S^2 + K_1 \cdot S + K_0 = \frac{\mu_{MAX} \cdot (h - S) \cdot (S - S_{nb})}{S_0 - S_{nb}}$$

Expresión Concentración de Sustrato

$$\begin{aligned} Si \longrightarrow \theta \geq \frac{1}{\mu_{MAX}} &\Rightarrow S_{efl} = S_{nb} + \frac{S_0 - S_{nb}}{\mu_{MAX} \cdot \theta} \\ Si \longrightarrow \theta < \frac{1}{\mu_{MAX}} &\Rightarrow S_{efl} = S_0 \end{aligned}$$

El tiempo de retención mínimo que puede imponerse al sistema coincide con el inverso del parámetro " μ_{MAX} ", velocidad máxima de crecimiento de microorganismos.

En este caso, la cantidad de producto generado puede calcularse a partir de la expresión:

$$P = Y_{X/S} \cdot (S_0 - S_{nb}) \left(1 - \frac{1}{\mu_{MAX} \cdot S_{nb}} \right)$$

En el caso que nos ocupa, el reactor siempre opera en condiciones de estado estacionario, pero desde el punto de vista industrial lo más común es que se produzcan variaciones en la composición de la basura que es alimentada en el reactor. En este

sentido lo interesante sería un modelo capaz de predecir el comportamiento del sistema cuando se modifican las condiciones de operación y el sistema avanza desde unas condiciones iniciales hasta un nuevo estado estacionario.

Así, el modelo de Romero (1991), propone una extensión del modelo general propuesto, correspondiente a un reactor ideal de mezcla completa que opera en condiciones no estacionarias.

La ecuación que describe el comportamiento de los reactores ideales que operan en continuo y condiciones no estacionarias puede obtenerse a partir del siguiente balance de materia:

$$\left(\begin{array}{l} \text{velocidad de} \\ \text{acumulación de} \\ \text{sustrato en el} \\ \text{reactor} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{l} \text{caudal de} \\ \text{entrada de} \\ \text{sustrato en} \\ \text{el reactor} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{l} \text{caudal de} \\ \text{salida de} \\ \text{sustrato} \\ \text{del reactor} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{l} \text{velocidad de consumo} \\ \text{de sustrato por la} \\ \text{reacción microbiana} \\ \text{en el reactor} \end{array} \right)$$

$$V \cdot \frac{dS}{dt} = Q \cdot S_0 - Q \cdot S - V \cdot (-r_s) \quad \Rightarrow \quad \frac{dS}{dt} = \frac{S_0 - S}{\theta} - (-r_s)$$

$$(-r_s) = \mu_{MAX} \cdot \frac{(h - S) \cdot (S - S_{NB})}{(h - S_{NB})}$$

Considerando que, para la operación continua el valor del parámetro "h" es equivalente a la concentración inicial de sustrato alimentada "S₀", La expresión resultante es la siguiente:

$$S_{EST} = \alpha \cdot S_0 + \frac{S_0 \cdot (1 - \alpha)}{\mu_{MAX} \cdot \theta}$$

$$S(S_0, \theta, t) = \frac{S_0 \cdot (S_{t=0} - S_{EST}) + S_{EST} \cdot (S_0 - S_{t=0}) \cdot e^{\left(\mu_{MAX} - \frac{1}{\theta}\right)t}}{(S_{t=0} - S_{EST}) + (S_0 - S_{t=0}) \cdot e^{\left(\mu_{MAX} - \frac{1}{\theta}\right)t}}$$

Como puede observarse en la anterior expresión el valor de la concentración de sustrato en el efluente dependerá únicamente de los parámetros (μ_{MAX} y α) y de las variables de operación (S_0 , θ y t).

Por tanto, el conocimiento de este conjunto de parámetros y de las nuevas condiciones de operación, permite estimar el valor de la concentración de materia orgánica en el efluente.

Finalmente, conocido el valor de la concentración de sustrato en la salida del reactor puede realizarse la estimación de la cantidad de metano producido, dado que el modelo propuesto considera que la productividad de metano es directamente proporcional a la velocidad de carga orgánica consumida:

$$\gamma_{CH_4} = Y_P \cdot \left(\frac{S_0 - S}{\theta} \right)$$

La aplicación del modelo cinético seleccionado a los resultados experimentales permite la parametrización de las ecuaciones del mismo y, por tanto, la obtención de los valores de los coeficientes cinéticos. Dichos valores permiten contrastar la validez del modelo ya que, al poseer un significado físico y microbiológico concreto, no pueden tomar valores aleatorios.

5.2 Otros modelos aplicados a los RSU

Son numerosos los modelos matemáticos aplicados y desarrollados para la degradación anaerobia de los RSU. Algunos limitan su campo de aplicación a la fase de hidrólisis o a la etapa acidogénica, pero los intentos para abarcar el proceso global han sido bastante exitosos. En estos modelos, la cinética global del proceso suele responder a la cinética de la etapa de hidrólisis, que en la degradación anaerobia seca es la etapa controlante de la velocidad global del proceso, pero también se amplían con sub-modelos de producción de metano e hidrógeno.

El metano producido en un proceso de digestión seca de FORSU sigue un patrón de producción típicamente sigmoideal y ha sido modelizado por algunos autores utilizando

una cinética tipo Monod (Kayhanian, 1996). Con menos frecuencia, se han aplicado modelos empíricos como la ecuación de Gompertz para obtener parámetros como la duración de la fase de latencia, la máxima velocidad de producción de metano y el rendimiento de metano (Lay, 1998).

La bibliografía indica que el modelo de Monod provee de buenos resultados para todas las etapas del proceso excepto para la hidrólisis, para la que los modelos de cinética de primer orden parecen más apropiados (Vavilin, 1996).

Los modelos de Monod y de Chen-Hashimoto han sido aplicados por Martínez-Viturtia y Mata-Álvarez (1996) a un sistema continuo de fases separadas (reactor hidrolítico + reactor metanogénico) para la degradación de FORSU seleccionado en origen en mercados, y consistentes fundamentalmente en residuos de frutas y verduras. El modelo de Chen-Hashimoto resultó el más adecuado y de su aplicación se obtuvo una μ_{MAX} de 0,2887 días⁻¹ y K de 1,227 que son del orden de las observadas en bibliografía.

Para un proceso similar, aunque desarrollado en dos fases temporales consecutivas, Viéitez (2000) ha aplicado un modelo tipo Monod para la formación de metano, pero aplicando un modelo de primer orden a la fase hidrolítica. La constante de hidrólisis obtenida en la cinética de primer orden resultó 0,017 días⁻¹.

El sistema ensayado por Viéitez ha permitido el estudio extendido en el tiempo de cada una de las etapas del proceso. En una primera fase, se utilizó un reactor estático, tipo *landfill*, que se sometió a la recirculación de sus propios lixiviados constituyéndose en un reactor hidrolítico y acidogénico. Posteriormente, se acopló su recirculación a la de otro reactor, ya en fase metanogénica obteniéndose mediante la modelización tipo Monod una velocidad máxima de crecimiento de 0,24 días⁻¹.

La aplicación de un modelo de cinético de primer orden ha permitido a Christ (2000) obtener las constantes de hidrólisis correspondientes a los componentes químicos de la FORSU (lípidos, proteínas e carbohidratos). Los resultados de la aplicación de esta modelización se muestran en la tabla II.16.

TABLA II.16. Constantes de hidrólisis por componentes químicos de la FORSU

| Proceso | Valor mínimo (días ⁻¹) | Valor máximo (días ⁻¹) |
|-----------------------------|------------------------------------|------------------------------------|
| Hidrólisis de lípidos | 0,005 | 0,010 |
| Hidrólisis de proteínas | 0,015 | 0,075 |
| Hidrólisis de carbohidratos | 0,025 | 0,200 |

La degradación de la FORSU está fuertemente afectada por la composición del residuo, como se observa en la tabla II.15, y por el porcentaje de materia orgánica biodegradable presente. Cuando este porcentaje es muy alto se puede producir una importante acumulación de ácidos con el correspondiente descenso del pH hasta valores anormalmente bajos, que terminan inhibiendo el proceso tras la hidrólisis. Las constantes de hidrólisis obtenidas por Borzacconi (1997) en condiciones de inhibición son del orden de 10^{-3} días⁻¹, que son muy similares a las observadas en el comportamiento hidrolítico presente en vertederos reales (Barlaz, 1989).

En los sistemas hidrolíticos y acidogénicos que han sido conducidos para favorecer la producción de hidrogeno frente a la producción de metano por su alto poder calorífico como combustible gaseoso (Sans, 1995; Sparling, 1997) se ha ensayado la aplicación de modelos empíricos, para predecir las características cinéticas del sistema, por parte de Lay et al. (1999). El modelo empírico basado en la ecuación de Gompertz y en la ecuación modificada de Haldane se ha empleado para el cálculo del potencial y la velocidad de producción de hidrógeno. Cada gramo de FORSU produjo entre 140-180 mL de H₂ en condiciones normales, con porcentajes de H₂ en el biogás de más del 60%.

Otra interesante aportación es la modelización realizada por Cecchi, Pavan y Mata-Álvarez (1997) los cuales aplicaron un modelo difusional por etapas, basándose en los patrones de generación de biogás producidos en los momentos posteriores a la alimentación del digestor. Los componentes químicos de la FORSU han sido agrupados en cuatro grupos de compuestos, de modo que la degradación de cada uno de estos grupos es asimilable a un modelo de primer orden con parámetros diferentes en cada grupo. En la figura II.16, se puede observar el planteamiento por etapas del modelo, con los cuatro grupos de compuestos que se citan a continuación:

- Grupo A: Acetato y metanol.
- Grupo B: Etanol y ácidos orgánicos volátiles de más de 3 átomos de carbono.

- Grupo C: Materia orgánica simple.
- Grupo D: Materia orgánica compleja.

Este modelo explica convenientemente el patrón de producción de biogás después de la alimentación, en un reactor continuo que digiere un residuo mixto consistente en la FORSU seleccionada mecánicamente y la FORSU parcialmente degradada por compostaje aerobio.

En el proceso denominado SEBAC, Clarke y Pullammanappallil (1995) han desarrollado un modelo basado en una expresión cinética tipo Monod para obtener el valor de la velocidad máxima de crecimiento de las bacterias hidrolíticas, fijando el valor de la constante K_S y asignándole un valor muy pequeño al considerarse despreciable frente a la concentración inicial de sustrato insoluble durante la fase de hidrólisis, que es muy superior en los sistemas de digestión seca o tipo *landfill*. El valor obtenido de μ_{MAX} es de $0,015 \text{ días}^{-1}$, bastante inferior al observado por Giraldo-Gómez (1991) para un proceso similar ($0,12-0,17 \text{ días}^{-1}$).

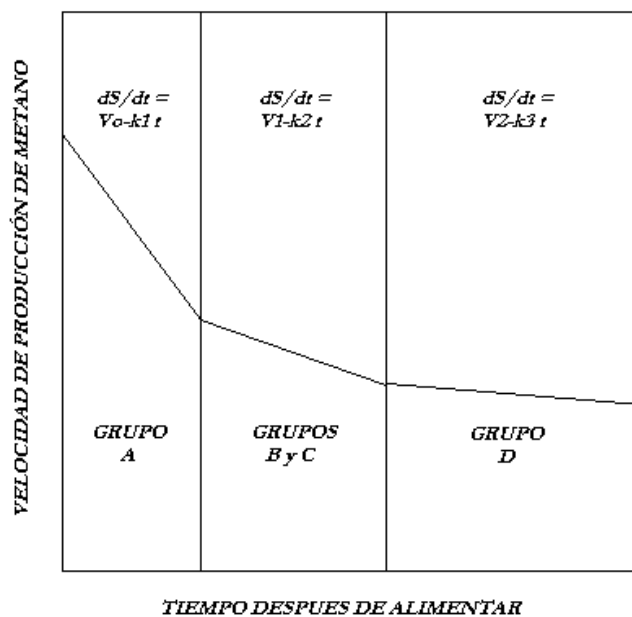


FIG II.16. Esquema de degradación de los principales grupos de compuestos de acuerdo a un modelo difusional por etapas

6. PRETRATAMIENTOS DE FORSU

Para el caso de los residuos líquidos se plantea que la etapa que controla el proceso de digestión es la etapa metanogénica (Soto, 1993). Sin embargo, estudios llevados a cabo con lodos primarios y sustratos orgánicos complejos concluyeron que la etapa limitante en la conversión de los residuos sólidos durante el proceso de digestión, es la hidrólisis de las partículas orgánicas a sustratos solubles (Eastman y Ferguson, 1981; Pavlostathis, 1991; Soto, 1993).

Para los residuos complejos el transporte de los compuestos hidrolizados, asimilables por los microorganismos, no constituye la etapa limitante del proceso. En este sentido Pavlostathis (1988) encontró una acumulación no significativa de productos de la hidrólisis en el reactor y concluyó que la conversión de las partículas de celulosa a productos solubles determinaba la velocidad del proceso de digestión. Lee y Donaldson (1984) también observaron una baja concentración de compuestos solubles en la fermentación de celulosa. La velocidad de hidrólisis de polímeros como la celulosa o las grasas, discutido por Soubes (1994), resultó menor que la velocidad de catabolismo de los productos resultantes de la hidrólisis. De ahí que plantee la etapa hidrolítica como la limitante del proceso de digestión. Galisteo (1998) comprobó a través de ensayos de actividad de la fracción soluble e insoluble de efluentes de mataderos (considerados residuos complejos por su contenido de restos de rumiantes y grasas), que la etapa limitante del proceso de degradación era la hidrólisis del material orgánico complejo.

Todos estos resultados constituyen una razón de peso para estudiar el pretratamiento de la FORSU, poniendo de manifiesto, el énfasis particular que debe hacerse en la etapa de hidrólisis de residuos complejos, para incrementar la velocidad de degradación de estos materiales, aspecto que deberá tenerse en cuenta para mejorar el comportamiento en la siguiente etapa de la digestión.

6.1 Pretratamiento de residuos complejos

El tratamiento de lodos constituye una de las partes fundamentales en una planta de tratamiento de aguas residuales. Esta etapa contribuye en un 30 - 40 % al costo total de la instalación (Bill y Rajan, 1990).

Hasta el presente, muchos de estos lodos se estabilizan en uno o dos digestores anaerobios conectados en serie, sin ningún pretratamiento. Las deficiencias principales que se reportan son los largos tiempos de retención, las bajas eficiencias de eliminación de materia orgánica y la inestabilidad del proceso de digestión.

Los lodos procedentes de las depuradoras de aguas residuales urbanas no resultan un buen sustrato para los microorganismos, ya que la mayor parte de la fuente de carbono no se encuentra en forma soluble, dificultándose el acceso de los compuestos orgánicos al interior de las células, siendo éste el principal factor que incide en la eficiencia de operación en este tipo de plantas de tratamiento.

Existen varios métodos que contribuyen a mejorar la biodegradabilidad de residuos complejos, tal es el caso de los pretratamientos físicos, químicos y biológicos (*Pavlostathis, 1985; Rajan et al., 1989; Rodríguez-Vázquez et al., 1992; Ropars et al., 1992; Hwang, 1997; Ying-Chih, 1997*).

El objetivo que se persigue con la inclusión de la alternativa de pretratamiento es la de modificar la estructura de los materiales complejos (generalmente lignocelulósicos), con la disminución del grado de polimerización, el debilitamiento de los enlaces de la lignina con los carbohidratos y el incremento del área superficial de las partículas que constituyen el residuo. La naturaleza de la aparente asociación de la lignina y los carbohidratos se encuentra aún en discusión (*Rodríguez - Vázquez, 1992*).

El empleo de los residuos sólidos procedentes de la fabricación de azúcar, tales como el meollo, el bagazo y la propia cachaza, ha dado lugar al estudio de Pretratamientos para la obtención de proteína de consumo animal, así como para otros usos industriales (*ICIDCA, 1990; Rodríguez - Vázquez, 1992*).

6.1.1 Pretratamientos físicos

Dentro de los pretratamientos físicos se encuentran los pretratamientos mecánicos y térmicos (*Haug, 1983; Pinnekamp, 1989; Battistoni, 1997; Hwang, 1997; Ying-Chih, 1997*).

6.1.1.1 Pretratamientos mecánicos

El pretratamiento mecánico puede llevar en algunos casos a la disminución del tamaño de los sólidos presentes en el residuo y en otros a la destrucción de las células, tal y como sucede durante el tratamiento previo de los lodos activos que son finalmente estabilizados por vía anaerobia.

La técnica de reducción de tamaño incrementa la accesibilidad de los microorganismos a las partículas del residuo, debido a la ruptura de grandes estructuras en cadenas más cortas, de ahí que por esta vía se pueda esperar una mejora de la velocidad y del rendimiento de la hidrólisis. Estudios basados en este principio fueron llevados a cabo por Jerger et al. (1983). Estos autores encontraron que la velocidad de producción de gas CH₄ está significativamente afectada por el tamaño de partículas (0,003 - 8 mm).

Como se comentó anteriormente, a través del Pretratamiento mecánico es posible la ruptura de la pared celular. Hwang (1997) registro un incremento de la solubilidad del residuo (medida en base a la demanda química de oxígeno, DQO) que conllevó a una mejora sustancial en la eficiencia del proceso en las etapas posteriores de digestión.

6.1.1.2 Pretratamiento térmico

El pretratamiento *térmico*, otra de las alternativas dentro de esta categoría, conduce a una mejora en la eficiencia del proceso de digestión. Hay autores que hacen referencia a los problemas que conlleva el uso de esta opción, asociado a los requerimientos excesivos de energía para el calentamiento y enfriamiento del residuo (*Pinnekamp, 1989; Hwang, 1997*).

El pretratamiento previo de lodos activos entre 60 - 80°C y la posterior digestión a 35°C, para tiempos hidráulicos de retención (THR) de 1 hora, permite incrementar el rendimiento de gas CH₄ en más de un 30% cuando se aplican velocidades de carga orgánica no mayores de 3 kgSVT/ m³.d. Incrementos de temperatura por encima de 100°C aumentan en más de un 50% la producción de biogás (*Hiraoka, 1984*).

La aplicación de temperaturas superiores a 200°C durante el pretratamiento, provoca un efecto inhibitorio en el proceso de digestión (*Stuckey y McCarty, 1978; Hiraoka, 1984; Bill, 1990*), debido a la hidrólisis de componentes de las células microbianas. En este sentido, el ADN y el ARN pueden hidrolizarse a sus bases y azúcares, aumentando la concentración de nitrógeno y fósforo en la solución. Las reacciones intermoleculares que involucran la polimerización de los azúcares y aminoácidos se llevan a cabo bajo condiciones extremas de pH y temperatura. Estas condiciones críticas no existen bajo los procesos de pretratamiento alcalino.

Otros estudios demuestran que el empleo del autoclave, como alternativa de pretratamiento térmico, incrementa la digestibilidad en un 29% (*Pavlostathis, 1988*). En estudios de pretratamiento térmico de lodos procedentes de EDAR, se han alcanzado incrementos de la producción de biogás del 14%, cuando el residuo fue previamente tratado a 100°C y del 70% cuando se pretrató a 175°C. Temperaturas superiores a 175°C dan lugar a la formación de sustancias inhibitorias que afectaron el proceso de digestión (*Haug, 1983*).

En general, los valores más frecuentemente ensayados de T^a, presión y THR recogidos en bibliografía, en función de la naturaleza del residuo son:

Residuos alimentarios (≈ 10% en ST):

- 175°C, 4 Mpa, 1 hora (*Sawayama et al., 1997*).
- 175°C, 2 Mpa, 1 hora (*Tsukahara et al., 1999*).

Lodos activos (≈ 96-99% en ST):

- 175°C, 4 Mpa, 1 hora (*Sawayama et al., 1996*).
- 175°C, 1,5 horas. No establece presión de trabajo (*Lin et al., 2002*).
- 121°C, 1,5 Mpa y 30 minutos (*Kim et al., 2003*).
- 120°C. No establece presión ni THR (*Wang et al., 1999*).

6.1.1.3 Pretratamiento con energía ultrasónica

Otra de las variantes de pretratamiento físico lo constituye el empleo de métodos ultrasónicos, por ejemplo a una frecuencia de 20KHz y 375W/h. El incremento repentino de la energía ultrasónica provoca la ruptura física de la estructura del residuo dando lugar al incremento de la DQO soluble (*Ying-Chin, 1997*).

En general, los métodos de pretratamiento físico necesitan equipos y condiciones de operación especiales que deben ser valoradas. Por otra parte implican la puesta a punto de tecnologías poco convencionales que requieren de una operación cuidadosa, de ahí que su aplicación al tratamiento de residuos sólidos dependa de cada caso en particular.

6.1.2 Pretratamiento Químico

Se han estudiado diferentes tipos de agentes alcalinos, como el NaOH, KOH, Mg(OH)₂ y Ca(OH)₂, y se ha concluido que la sosa es quien consigue mejores resultados en cuanto a solubilización de la DQO con pequeñas dosis. Para el caso de lodos se incrementa la solubilización por encima del 46% (*Rajan et al., 1989*), además, se ha demostrado que consigue solubilizar el material nitrocelulósico hacia carbono orgánico soluble (*Allegan et al., 1994*). El procedimiento consiste en adicionar la dosis de sosa sobre el residuo a T^a ambiente (25°C), con un tiempo de contacto de 24 horas (*Lin et al., 1997*). Tras este periodo de tiempo, se sacan las muestras y se filtran con una malla de Nylon de 20 micras de tamaño de poro (*Sawayama et al., 1997; Tsykahara et al., 1999*) o se centrifuga (*Sawayama y col, 1996*), obteniéndose una fracción líquida (sobrenadante) y otra sólida (precipitado). La dosis de NaOH ensayadas en bibliografía varían de un autor a otro:

- 20 meq/L = 0,8 g/L (*Lin et al., 1997*).
- 20-80 (60) meq/L = 2,4 g/L (*Lin, C. and Lee Y., 2002*).
- 175 meq/L = 7 g/L (*Kim et al., 2003*).

Algunos autores señalan que cuanto mayor es la proporción de ST entre dos lodos diferentes, mayor es la eliminación de la materia orgánica para una misma dosis de

NaOH e igual tiempo de retención. De hecho, un lodo con una concentración de ST del 2%, presenta una reducción de la DQO del 47%, frente al 39% de otro lodo con una concentración en ST del 1%; el THR era de 7,5 días y la dosis de NaOH empleada, 20 meq/L (Rajan et al., 1989; Lin et al., 1997).

El pretratamiento alcalino se ha estudiado principalmente en residuos celulósicos para diversos fines (ICIDCA, 1990; Rodríguez - Vázquez, 1992). La aplicación de álcalis como el NaOH, produce la ruptura de la lignina. De esta forma se incrementa el área superficial de la celulosa, además de producirse una disminución en su cristalinidad. Jerger et al. (1983) registraron una mejora de la velocidad de producción de gas CH₄ utilizando tres especies diferentes de residuos forestales, tratados previamente con una disolución de NaOH al 17%.

Estudios realizados con Jacinto de Agua en sistemas discontinuos y continuos, mostraron igualmente un incremento de un 10–15% en el rendimiento de gas CH₄, después de una etapa de solubilización con álcalis (Tsao, 1983).

Con el pretratamiento químico puede alcanzarse un nivel de solubilización de hasta un 46%, adicionando entre 5-40 meq/L de NaOH. El empleo de NaOH produce mayor nivel de solubilización si se compara con otros álcalis como por ejemplo la cal.

Según Pavlostathis (1985), el pretratamiento alcalino a temperatura ambiente de residuos de paja de trigo, con una dosis de NaOH de 50 meq/L, provoca un incremento de la biodegradabilidad por encima del 100%.

La solubilización alcalina también se ha aplicado con éxito en materiales lignocelulósicos como el bagazo de caña, mostrándose una mejora en la eficiencia de producción de proteína unicelular (Rodríguez-Vázquez, 1992). El medio alcalino produce un hinchamiento en las partículas orgánicas, haciéndolas más susceptibles al ataque enzimático. Tal efecto mejora la biodegradabilidad en la fase sólida, en contraste con la hidrólisis ácida, donde el primer mecanismo es la solubilización del material orgánico (Baccay, 1984).

La capacidad buffer adicional, producto de la incorporación de álcalis, podría ayudar a la neutralización de ácidos orgánicos (AGV) durante la etapa de digestión, atenuando el efecto inhibitor que podrían causar.

Por otro lado, según Ray (1989), el pretratamiento alcalino de lodos en reactores de bio-película, permite reducir el Tiempo Hidráulico de Retención (THR) de 15 a 2 días.

En resumen, puede afirmarse que los principales estudios de solubilización química se llevan a cabo con el empleo de NaOH.

6.1.3 Pretratamiento Biológico

Hoy en día se realizan diversos estudios para el pretratamiento de residuos lignocelulósicos, con el empleo e inoculación de enzimas específicas capaces de hidrolizar este tipo de material (Ropars, 1992). También se han llevado a cabo estudios (Coulbaly, 2003) en los que, dependiendo del tipo residuo (residuos domésticos, aguas residuales de la industria maderera, aguas residuales de destilería, etc...), el ataque enzimático se realiza con distintos tipos de hongos o combinaciones entre ellos (*Aspergillus niger*, *Aspergillus awamori*, *Aspergillus oryzae*, *Aspergillus terreus*, etc.). En estos pretratamientos es necesaria una etapa previa que garantice el ataque enzimático, de ahí que esta alternativa pudiera utilizarse después de uno de los pretratamientos anteriormente abordados. Las variables de operación suelen ser el tipo de inóculo, el porcentaje de inoculación y el tiempo de contacto.

6.1.4 Combinaciones de pretratamientos

El pretratamiento termo-químico de residuos sólidos urbanos mostró un ligero incremento de la DQO (demanda química de oxígeno) soluble al aplicarse temperaturas comprendidas entre 150-225°C, disminuyendo marcadamente la hidrólisis por encima 225°C (Stuckey y McCarty, 1978).

Ying-Chih (1997), registró velocidades de hidrólisis máximas (211,9 mg/ L·min) combinando de manera simultánea el pre-tratamiento por vibración ultrasónica (120 W/ h y 20KHz) y el alcalino (40 meq/ L). La combinación de los pretratamientos resultó más

efectiva que el pretratamiento alcalino por sí solo a igualdad de condiciones, con el que se alcanzó una velocidad de hidrólisis de 97,8 *mg/L·min*.

En resumen, puede afirmarse que los pretratamientos químicos y/o térmicos reportan un incremento de la biodegradabilidad de residuos con alto contenido de sólidos (Rodríguez-Vázquez, 1992), sin embargo, el alcance de estos estudios es limitado. Los sustratos más comúnmente empleados en la bibliografía son lodos de depuradoras de aguas residuales urbanas, con concentraciones de sólidos totales no mayores de un 2%.

De acuerdo a la bibliografía consultada, resulta de particular interés la aplicación de alternativas de pretratamiento para la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos, lo que reportaría beneficios económicos derivados por una disminución del volumen del digestor y por consiguiente, de los costes de tratamiento.

CAPÍTULO III:
Estudio semicontinuo
con FORSU sintética.
Determinación de TRS mínimo y óptimo
y caracterización cinética del proceso

1. MATERIAL Y MÉTODOS

El objetivo global del presente capítulo es optimizar la etapa de arranque y el TRS de un reactor semicontinuo para la Digestión Anaerobia Termofílica y Seca (DATS) de la FORSU sintética. La composición del residuo se detalla en la tabla A.1 ubicada en la página 4 del Anexo “*Técnicas analíticas*” del presente trabajo.

Considerando este objetivo global, en el siguiente epígrafe se desglosan las distintas etapas experimentales programadas, los objetivos perseguidos en cada una de ellas, así como la metodología adoptada para su ejecución.

1.1 Plan de trabajo

La hipótesis de partida de este trabajo se fundamentan en la posibilidad de mejorar el protocolo de arranque de un reactor semicontinuo para el tratamiento de la FORSU, empleando un inóculo previamente adaptado a las condiciones de operación de la digestión seca (30% ST) y termofílica (55°C). Este cambio operativo supondría una disminución notable del tiempo necesario para el arranque y la estabilización del digestor.

Por otro lado, una vez estabilizado el reactor, se pretende determinar el TRS mínimo (TRS_{MIN}) y el TRS óptimo (TRS_{OPT}) con el que puede trabajar el sistema sin llegar a la desestabilización del proceso. En el presente trabajo se define TRS_{MIN} como el tiempo de residencia ensayado a partir del cual la producción de metano desciende drásticamente hasta valores próximos a cero. Asimismo, el TRS_{OPT} se define como el tiempo de residencia ensayado en el que la producción de metano es máxima.

Por tanto, los objetivos que se persiguen en el presente capítulo serán, por un lado, establecer un nuevo protocolo para llevar a cabo el arranque del digestor y reducir el tiempo necesario para su puesta en marcha y alcanzar, posteriormente, su estabilidad. Por otro lado, se persigue también, establecer la Velocidad de Carga Orgánica (VCO) máxima y óptima con la que puede trabajar el digestor y, finalmente, caracterizar la cinética global del proceso.

A partir del objetivo global planteado se establecen las siguientes etapas experimentales:

- 1) Obtener, de forma rápida, un inóculo adecuado utilizando el procedimiento SEBAC.
- 2) Arrancar y estabilizar un reactor semicontinuo para la degradación anaerobia termofílica y seca de la FORSU, empleando el inóculo obtenido en la etapa anterior.
- 3) Determinar del $TR_{S_{MIN}}$ y el $TR_{S_{OPT}}$ empleando FORSU sintética.
- 4) Caracterizar la cinética del proceso.

1.1.1 Obtención del inóculo

El sistema SEBAC (Sequential Batch Anaerobic Composting) ha sido utilizado con éxito para desarrollar eficazmente la degradación anaerobia de la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos (*SEBAC Homepage, 2003*). Entre sus ventajas puede indicarse que permite eludir los problemas de agitación, inoculación e inestabilidad de los sistemas convencionales a través de un procedimiento de intercambio de los lixiviados generados. Además, es el único proceso descrito en la bibliografía que permite eliminar los efectos transitorios de inhibición y de “no balance” durante la etapa de arranque (*Chynoweth, 2000*), llegando a alcanzar conversiones adecuadas en periodos de tan solo 30 días. El proceso SEBAC ha sido empleado en este trabajo para la obtención del inóculo y se basa en la interconexión de dos reactores en paralelo, denominados A y B. Diariamente se procede a la alimentación de los dos digestores mediante la recirculación del lixiviado de un reactor a otro. De esta forma, el residuo orgánico fresco a digerir se inocula mediante la recirculación del lixiviado o efluente del reactor con residuo digerido (B), mientras que el lixiviado generado por el reactor de residuo fresco (A) se recircula al reactor con residuo digerido (B). De este modo se establece un flujo de microorganismos hacia el residuo sin digerir y de materia orgánica hacia el residuo digerido (*Angenent et al, 2002*). La estructura de ambos reactores y el flujo de lixiviado entre ellos se esquematiza en la Figura III.1.

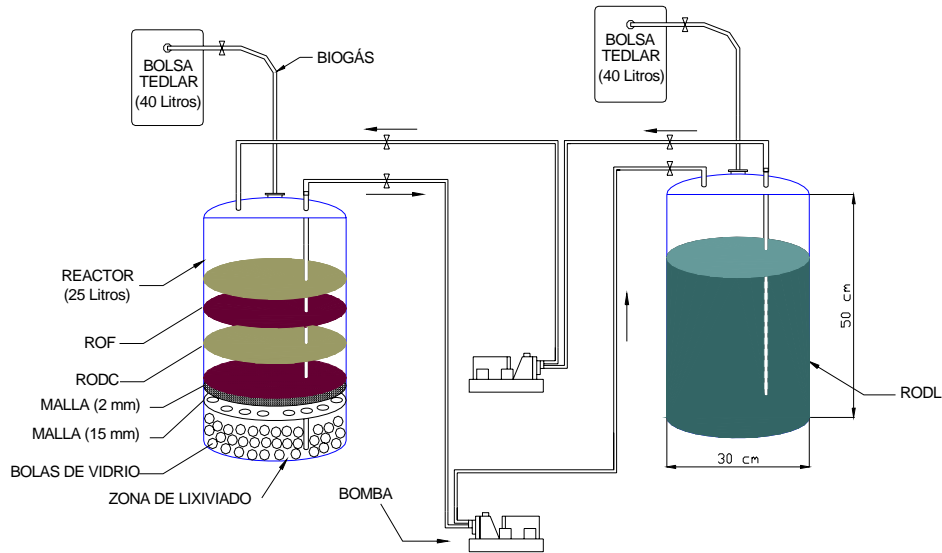


FIG. III.1. Estructura y ciclo de intercambio de lixiviado en el sistema SEBAC

En este trabajo se ha utilizado un protocolo específico, desarrollado en trabajos previos (Forster, 2003), para conseguir un arranque rápido de los reactores y su estabilización en condiciones termofílicas y alto contenido en sólidos (30%) que consiste en:

- El Reactor A se constituye a partir de dos capas de Residuo Orgánico Fresco (1 kg de ROF por capa) y dos capas de Residuo Orgánico Digerido de Cerdo (1,5 kg de RODC por capa) alternadas horizontalmente, ambos mezclados con agente estructurante orgánico en una proporción del 15% en peso. Como agente estructurante se empleó cáscara de arroz procedente de la Explotación ganadera García de Quirós, ubicada en la Cañada del Verdugo, El Puerto de Santa María (Cádiz). Con este agente se consiguen solventar los problemas de percolación, típicos en este tipo de reactores, dada la baja porosidad que presenta el residuo orgánico una vez acondicionado. El RODC empleado, procedente de experimentos previos realizados en el grupo de investigación, presentaba una composición homogénea y un grado de humedad próximo al 50%. El empleo de los purines de cerdo y su disposición en capas es para facilitar la colonización de la FORSU, ya que, tanto éste como el lodo procedente del Reactor B, son fuentes potenciales de

microorganismos anaerobios. Lo que se persigue es acelerar el arranque del SEBAC y por consiguiente la obtención del inóculo para la puesta en marcha del reactor semicontinuo.

- En el Reactor B, generalmente se emplea un residuo estabilizado o digerido anaeróbicamente con una elevada concentración de microorganismos viables y activos (*Chug et al., 1999*). Al no disponer de basura digerida anaeróbicamente para su uso como fuente de microorganismos, se optó por utilizar lodos procedentes de la digestión anaerobia, en rango mesofílico, de una EDAR convencional. La elección de esta fuente de microorganismos responde a que los lodos digeridos de EDAR presentan una alta concentración de biomasa anaerobia con una elevada actividad y han demostrado su capacidad como inóculo para la degradación de una amplia variedad de residuos, en diferentes condiciones de operación (*Van den Berg, 1980*) como atestiguan los ensayos realizados con purines de cerdo (*Rodríguez Andara, 1995*), residuos de ganado vacuno (*Borja, 1996*), residuos de matadero avícola (*Salminen, 1999*) y otros tipos de residuos sólidos de los que queda amplia constancia en la bibliografía sobre el tema. En concreto, los estudios desarrollados por Forster (2006), aseguran que el lodo anaerobio mesofílico procedente de una EDAR convencional, es una de las mejores fuentes de inóculo para el desarrollo de la digestión anaerobia termofílica y seca de FORSU.

Por otro lado, cabe señalar que, en el arranque de un digestor termofílico a partir de un inóculo mesofílico, es muy importante usar una estrategia que permita el crecimiento óptimo de la microbiota termofílica minoritaria (*Ahring et al., 2001*). Los aspectos de estabilidad llegar a ser muy importantes en la fase de transición, entre las condiciones mesofílicas y termofílicas (*Garber et al., 1975; Rimkus et al., 1982*). Algunos autores proponen tiempos cortos de transición (*Glauser et al., 1987; De Baere et al., 1987; Rimkus et al., 1982; Chen, 1987; Cecchi et al., 1993; De la Rubia et al., 2002*).

Por este motivo se optó por utilizar como inóculo lodo anaerobio mesofílico procedente de la EDAR Guadalete, ubicada en Jerez de la Frontera (Cádiz), y aclimatarlo directamente a condiciones termofílicas.

1.1.2 Puesta en marcha y estabilización del reactor semicontinuo

El reactor semicontinuo, de 5 litros de volumen total (4,5 litros de volumen útil), fue cargado con 1,5 kg de FORSU sintética seca (10% humedad) y triturada a la que se le ajustó la humedad al 30% en ST directamente con inóculo. Este inóculo consistió en una mezcla líquida en proporción 1:1 v/v (Lin et al, 2002; Wang et al., 1999; Kim et al., 2003) de lodo y lixiviado termofílicos, procedentes ambos, del sistema SEBAC. La hidratación del residuo seco requirió 4.000 mL de inóculo (2.000 mL de lodo + 2.000 mL de lixiviado). De esta forma se pretende conseguir un arranque rápido, fiable y una gran estabilidad en el sistema. A continuación se inició la etapa de puesta en marcha del digestor realizando un seguimiento exhaustivo de las principales variables del proceso. Se determinó, diariamente, el volumen de biogás generado y su composición (H_2 , O_2 , N_2 , CH_4 y CO_2), Ácidos Grasos Volátiles (AGV), Sólidos Totales (ST), Sólidos Volátiles (SV), alcalinidad, pH, Carbono Orgánico Disuelto (COD) y nitrógeno amoniacal. Los procedimientos analíticos así como la composición de la FORSU sintética se describen en el Anexo “*Técnicas analíticas*” del presente trabajo.

1.1.3 Determinación del TRS mínimo y óptimo (TRS_{MIN} y TRS_{OPT})

Aprovechando que la etapa anterior finalizó con la estabilización del reactor semicontinuo, se sometió al sistema a una secuencia decreciente de TRS con el objeto de determinar la velocidad de carga orgánica máxima y óptima con la que se puede desarrollar el proceso. El seguimiento del digestor, desde el punto de vista físico-químico, se llevó a cabo mediante las mismas técnicas analíticas comentadas en el epígrafe anterior.

1.1.4 Caracterización cinética del proceso

La utilización de FORSU sintética permite disponer de un residuo con una carga orgánica constante. Así, modificando el TRS aplicado al sistema podrá estudiarse el efecto de la velocidad de carga orgánica sobre el comportamiento del proceso. Si no se empleara FORSU sintética, podrían producirse variaciones en la carga orgánica del residuo que darían lugar a modificaciones de la velocidad de carga orgánica

independientemente del TRS utilizado dificultando, por tanto, la interpretación de los resultados.

1.2 Equipos empleados

1.2.1 Tecnología SEBAC para la obtención del inóculo

A. Reactores SEBAC

Cada reactor es un bidón de plástico con una capacidad total de 25 litros, compuesto por un cuerpo central de forma cilíndrica de 50 cm de longitud y 30 cm de diámetro interno y sellado para mantener las condiciones anaerobias del medio (figura III.2a). El Reactor A presenta la particularidad de que en la parte inferior existe una cámara, de 14 cm de profundidad, rellena de bolas de vidrio y con un volumen útil de 1,5 litros, suficiente para almacenar el lixiviado generado diariamente. La tapa de ambos reactores contiene tres aberturas: una permite la salida del biogás, otra se utiliza para introducir la alimentación en el sistema y una tercera para la recogida de lixiviado a través de un conducto interno que alcanza la base del reactor y que está acoplado a una bomba. Estas dos últimas aberturas están dotadas de válvulas que impiden la salida del biogás. Una bomba peristáltica marca Selecta, modelo PERCOM 1, fue empleada para extraer diariamente el lixiviado generado por el Reactor A y realizar los ciclos de intercambio entre ambos reactores.

B. Cámara Termostatizada

La temperatura de operación seleccionada en todos los ensayos fue la óptima en el rango termofílico, es decir, 55°C. Para mantener dicha temperatura, los ensayos se desarrollaron en una cámara termostatizada, modelo REMSA M4 de 4 m x 2,44 m de planta, construida en chapa de acero galvanizado (0,5 mm) con una zona intermedia de poliuretano expandido de 40 kg/ m³ de densidad y con un coeficiente de transmisión térmica de 0,554 kcal/ h m² °C (figura III.2b). Esto supone una pérdida de calor máxima de 1,7 kW con una diferencia de 50 °C entre el interior y el exterior.



FIG. III.2. a) Reactores SEBAC



b) Habitación especial REMSA M4

A continuación en detalle los demás componentes de la cámara termostatzada:

- Sistema de calefacción: la temperatura se controló mediante 3 paneles de convección eléctricos S&P, modelo PC-2.000N, con una potencia de 2.000W cada uno. El control de la temperatura fue realizado con un medidor termo-digital modelo TFFI.
- Sistemas de detección de gases explosivos: el sistema esta dotado de un detector modelo DRAGGER POLYTRON II-EX, específico para mezclas explosivas por infrarrojo. También está dotado de un sistema de alarma que contiene un sensor acústico tipo bobina y otro sensor tipo visual (luz de gálibo giratoria). Además, la instalación eléctrica original había sido substituida por una instalación eléctrica que cumple con normas de seguridad (IP67) válida para ambientes explosivos.
- Sistema de evacuación de los gases explosivos: este sistema está dotado de un ciclón de extracción de gases, optimizado para un límite inferior de inflamabilidad del gas hidrógeno, de forma que el sistema de alarma acústica se activa con un umbral de 10% del límite, y el sistema de evacuación de gases con un umbral de 20% del límite de inflamabilidad del gas.
- Sistema de homogeneización de la temperatura: para la homogeneización de la temperatura en el interior de la cámara se utilizó un ventilador industrial modelo S&P TURBO 3.000 programado para funcionar en ciclos de cuatro minutos de operación y uno de reposo.

1.2.2 Reactor semicontinuo de tanque agitado de 5 litros

Para realizar los ensayos de biodegradación anaerobia termofílica de RSU en condiciones secas, se utilizó un reactor a escala laboratorio operando en régimen de alimentación semicontinuo, diseñado específicamente por el Grupo de Investigación.

El equipo consta de un reactor agitado, calefactado mediante la recirculación de agua a través de una camisa termostática. Se utilizó un baño modelo PRECISTERM 6000142/6000389 SELECTA S.A. con capacidad para 5 litros de agua. El control de pH se consigue mediante disoluciones de NaOH 5 N y H₃PO₄ 1 N que se dosifican a razón de 0,2 L/h mediante bombas Cole Palmer. El sistema posee, además, un sistema de recogida de biogás mediante bolsas TEDLAR de 40 litros de capacidad.

El reactor consiste de un vaso de acero inoxidable con una capacidad total de 5.000 mL, y se dotó de los siguientes componentes:

- Sistema de Cierre: el reactor posee cuatro cierres de rosca en acero que permiten la estanqueidad del mismo.
- Sistema de Agitación: está compuesto por un motor de agitación modelo IKA EUROSTART Power Control P4 que permite la homogenización del residuo a una velocidad de 14-530 rpm. Posee una pala de acero inoxidable con rascadores de PTFE.
- Sistema de aberturas: la tapa es de acero inoxidable de 200 mm de diámetro, con 7 salidas (salida del biogás, sonda de pH, sonda de temperatura, dos entradas para corrección de pH (ácido/base), entrada de la alimentación y sistema de agitación); la parte inferior del reactor contiene una llave de descarga de 20 mm de paso de luz, utilizada para toma de muestra.



FIG. III.3. Reactor semicontinuo de tanque agitado

El pH inicial de la mezcla FORSU_{SINT} -Inóculo fue de 7,2. El rango de operación del controlador de pH se sitúa entre 6,5-8, idóneo para la microbiota metanogénica.

1.2.3 Recogida del biogás

El biogás es almacenado diariamente a presión atmosférica y temperatura ambiente en una bolsa Tedlar (polímero plástico de fluoruro de polivinilo) de 40 litros, marca SKC inc., serie 232. Cada bolsa dispone de un ojal metálico central situado en la parte inferior para facilitar su instalación y en la parte superior, se encuentra una válvula de polipropileno, con septum de Teflón, para la toma de muestras mediante una jeringa para gases de 1mL, marca Dynatech Gastight. Las dimensiones de la bolsa son 29,8 cm de ancho y 45,7 cm de largo (Figura III.4a, b y c).



FIG. III.4 a) Bolsa Tedlar

b) Detalle de la válvula

c) Jeringa Dynatech Gastight

2. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

2.1 Obtención del inóculo. Sistema SEBAC

Con el montaje del sistema SEBAC el objetivo que se pretende es la obtención rápida de un inóculo adaptado a las siguientes condiciones de trabajo: temperatura termofílica (55°C) y digestión seca (30% en ST). Resultados previos obtenidos en el Grupo de Investigación (Forster, 2003), muestran que la configuración más adecuada del sistema SEBAC para la consecución de este objetivo es la que se detalla en la tabla III.1. Las características físico-químicas de los residuos empleados en el montaje de los digestores, así como la caracterización físico-química inicial y final los lixiviados generados por el sistema, quedan recogidas en las tablas III.2 y III.3.

TABLA III.1. Caracterización inicial de los reactores del sistema SEBAC

| | REACTOR A (FORSU/Purines) | REACTOR B (Lodo) |
|-----------------------------------|--|------------------|
| Número de capas | 2 capas 85% FORSU + 15% CA 2 capas 85% PURINES + 15% CA | 0 |
| Peso por capa (kg) | | |
| 1. FORSU + CA | (1,0 kg FORSU + 0,225 kg CA)/ capa | 21 |
| 2. PURINES +CA | (1,5 kg PURINES + 0,225 kg CA)/ capa | |
| Peso total de residuo (kg) | 5,75 | 21 |
| Volumen de agua (L) | 7 | 0 |
| Peso total (kg) | 12,75 | 21 |

NOTA. CA es el agente estructurante empleado: Cáscara de Arroz

La FORSU presenta una concentración media de COD de 55,82 g/ L, semejante a los valores obtenidos por Cecchi et al. (1991) para la FORSU procedente de la Planta S. Giorgio di Nagaro (Italia), que están comprendidos entre 42,8 y 45,0 g/ L.

En cuanto a las concentraciones de nitrógeno total, presenta un 1,5%, porcentaje similar al encontrado por Rao y Singh (2004) para los residuos de cocina utilizados en ensayos de digestión anaerobia mesofílica, con valores de nitrógeno total inicial del 1,1% y relaciones C:N de 36,3. No obstante son superiores a otros valores indicados en

bibliografía, como por ejemplo los valores observados por Bouallagui et al. (2004) para los residuos de frutas y vegetales procedentes del mercado de Narbonne (Francia), con un 0,3% de nitrógeno total. Cabe señalar que, según Bhoyard et al. (1979) y Kujawa-Roeleveld et al. (2004), la FORSU presenta una relación C:N adecuada para la digestión anaerobia (C:N = 37,04), la cual debe estar comprendida entre 25 y 45 ya que, en general, los microorganismos utilizan aproximadamente en su metabolismo entre 25 y 45 partes de carbono por cada parte de nitrógeno.

TABLA III.2. Caracterización físico-química de los residuos empleados en el montaje del SEBAC

| Parámetros Analíticos | FORSU | PURINES | LODO |
|--|--------|---------|-------|
| Densidad (kg/ m ³) | 507 | 1.200 | 1.083 |
| Materia orgánica (%) | 85,31 | 72,80 | 54,20 |
| Humedad (%) | 15,14 | 43,00 | 96,40 |
| Sólidos (%) | 84,86 | 57,00 | 3,60 |
| ST (g/ kg) | 848,6 | 570,0 | 36,0 |
| SV (g/ kg) | 724,09 | 415,00 | 19,50 |
| SF (g/ kg) | 124,55 | 40,00 | 15,70 |
| STS (g/ L) | 4,4 | 4,0 | 8,0 |
| SVS (g/ L) | 4,24 | 3,50 | 5,20 |
| SFS (g/ L) | 0,16 | 0,50 | 2,80 |
| pH | 6,7 | 7,4 | 7,9 |
| Alcalinidad (gCaCO ₃ / L) | 0,27 | 0,73 | 0,7 |
| Acidez total (g/ L) | 0,49 | 0,44 | 2,94 |
| N-NH ₄ (g/ L) | 0,13 | 0,37 | 1,79 |
| N-total (g/ kg) | 14,94 | 23,00 | 37,50 |
| COD (g/ L) | 55,82 | 75,40 | 24,20 |
| DQO (g/ L) | 47,19 | 87,30 | 29,20 |
| P-Total (g/ KgTS) | 3,9 | 2,3 | 13,2 |
| P-Total (%) | 0,39 | 0,23 | 1,30 |
| P (P ₂ O ₅) (g/ KgTS) | 0,16 | 0,10 | 0,50 |
| Carbono (%) (M. O.) | 49,48 | 46,90 | 31,50 |
| C : N | 37,04 | 20,40 | 9,20 |

TABLA III.3. Caracterización físico-química del lixiviado utilizado en el sistema SEBAC al inicio y al final de la experimentación tras 100 días de ensayo

| Parámetros Analíticos | REACTOR A | | REACTOR B | |
|-----------------------------|-----------|-------|-----------|-------|
| | Inicio | Fin | Inicio | Fin |
| Densidad (kg/m^3) | 1.020 | 1.015 | 1.080 | 1.050 |
| Materia Orgánica (%) | 87,90 | 63,23 | 64,00 | 43,40 |
| Humedad (%) | 97,86 | 98,45 | 95,78 | 97,65 |
| Sólidos (%) | 2,14 | 1,55 | 4,22 | 2,35 |
| ST (g/kg) | 21,37 | 15,50 | 42,20 | 23,50 |
| SV (g/kg) | 18,80 | 9,80 | 27,00 | 10,20 |
| SF (g/kg) | 2,57 | 5,70 | 15,20 | 13,30 |
| STS (g/L) | 9,55 | 4,50 | 19,23 | 5,70 |
| SVS (g/L) | 9,00 | 3,70 | 11,00 | 3,70 |
| SFS (g/L) | 0,55 | 0,80 | 7,70 | 2,00 |
| pH | 4,80 | 8,10 | 7,90 | 8,23 |
| Alcalinidad (g/L) | 0,13 | 0,91 | 0,61 | 0,65 |
| N-NH ₄ (g/L) | 0,28 | 1,79 | 2,24 | 1,23 |
| N-total (g/kg) | 23,5 | 33,0 | 33,2 | 27,6 |
| DQO (g/L) | 67,55 | 25,90 | 48,58 | 13,60 |
| Carbono (%) (M.O.) | 50,3 | 36,7 | 37,1 | 25,2 |
| C:N | 21,40 | 11,11 | 11,20 | 9,14 |

Por otro lado, el lodo digerido de EDAR empleado en el Reactor B como fuente de microorganismos, presenta un contenido de nitrógeno total del 3,75%. De la Rubia (2003), en sus trabajos de puesta en marcha y optimización de la degradación anaerobia termofílica de lodos de EDAR, se cuantificó una concentración variable de nitrógeno total comprendida entre el 2 y 6% para los lodos de la EDAR Guadalete, que también han sido utilizados en este trabajo.

La sistemática de operación del proceso SEBAC requiere, como se indicó anteriormente en el epígrafe "1.1.1 Obtención del inóculo" del presente capítulo, la transferencia de lixiviados entre los dos reactores implicados.

El volumen de lixiviado transvasado diariamente de un reactor a otro, según la literatura, debe oscilar entre el 5 y 10% del volumen inicial de FORSU a digerir, convirtiéndose el

Reactor A en el que controla la fase de arranque, que es a su vez la etapa limitante del proceso (Lai et al., 2001). Haciendo uso de la estimación bibliográfica citada anteriormente, los cálculos teóricos indican que la cantidad de lixiviado a transferir debe situarse en el rango 592-1.185 mL/día.

Con la configuración utilizada en el ensayo, la cantidad de lixiviado producida es suficiente para producir el intercambio requerido. Los volúmenes de lixiviados generados por ambos digestores son los que se muestran en la Tabla III.4.

TABLA III.4. Volumen de lixiviado intercambiado en el SEBAC durante los 10 primeros días. Posteriormente se intercambiaron cada día 600 mL de lixiviado

| Día | SEBAC | | | |
|-----|---------------------------|-----------------|------------------|-----------------|
| | Reactor A (FORSU/Purines) | | Reactor B (Lodo) | |
| | Lixiviado (mL) | Alimentado (mL) | Lixiviado (mL) | Alimentado (mL) |
| 1 | 2.700 | 600 | 600 | 2.700 |
| 2 | 1.650 | 500 | 500 | 1.650 |
| 3 | 750 | 600 | 600 | 750 |
| 4 | 750 | 500 | 500 | 750 |
| 5 | 600 | 600 | 600 | 600 |
| 6 | 600 | 600 | 600 | 600 |
| 8 | 600 | 600 | 600 | 600 |
| 9 | 600 | 600 | 600 | 600 |
| 10 | 600 | 600 | 600 | 600 |

Durante los cuatro primeros días del ensayo, el Reactor A produce una gran cantidad de lixiviado debido a la adición inicial de agua para forzar la percolación. Desde el día 4 hasta la conclusión del experimento en el día 100, el flujo de lixiviado establecido entre ambos reactores fue de 600 mL (límite inferior), para evitar posibles problemas de inundación del digestor por saturación.

Como se expuso en el epígrafe “2.1 Etapas de la degradación anaerobia de los RSU”, del Capítulo II “Antecedentes generales”, en el proceso coexisten diferentes grupos microbianos cuyas actividades metabólicas están profundamente interrelacionadas. Así, los microorganismos acidogénicos provocan la hidrólisis y fermentación de la materia orgánica hasta AGV, produciendo también CO₂ e H₂. Los microorganismos

acetogénicos transforman los AGV en ácido acético, generando también CO_2 e H_2 . Finalmente los microorganismos metanogénicos transforman estos productos (acético y CO_2 e H_2) en metano. Esta actividad microbiana coordinada es la que estabiliza el proceso global ya que tanto los AGV como el H_2 son inhibidores del proceso. Por ello el inóculo anaerobio debe contener un ecosistema microbiano definido, en el que las proporciones de los diferentes grupos de microorganismos permitan que el proceso se desarrolle de forma equilibrada.

Teniendo en cuenta todo lo anterior y de cara a determinar el momento en el que el inóculo presenta las características adecuadas para ser utilizado en la puesta en marcha de un nuevo sistema, en nuestro caso un reactor semicontinuo de tanque agitado, se ha considerado que la ausencia de H_2 en el biogás puede ser un buen índice.

A partir de los resultados experimentales, como se puede observar en la figura III.5, el arranque de los reactores SEBAC se produce en el día 14, donde empieza la fase de Hidrólisis caracterizada por la generación de H_2 y CO_2 y por producirse un importante incremento en la generación diaria de biogás y metano, más acusado en el Reactor B (figura III.6).

El nivel de H_2 en el biogás de ambos digestores decae a cero aproximadamente en el día 60 (tabla III.5), por lo que el inóculo fue tomado en el día 80 de ensayo para asegurar la madurez y estabilidad del mismo. La producción total de biogás y metano en ambos digestores se muestra en la figura III.7.

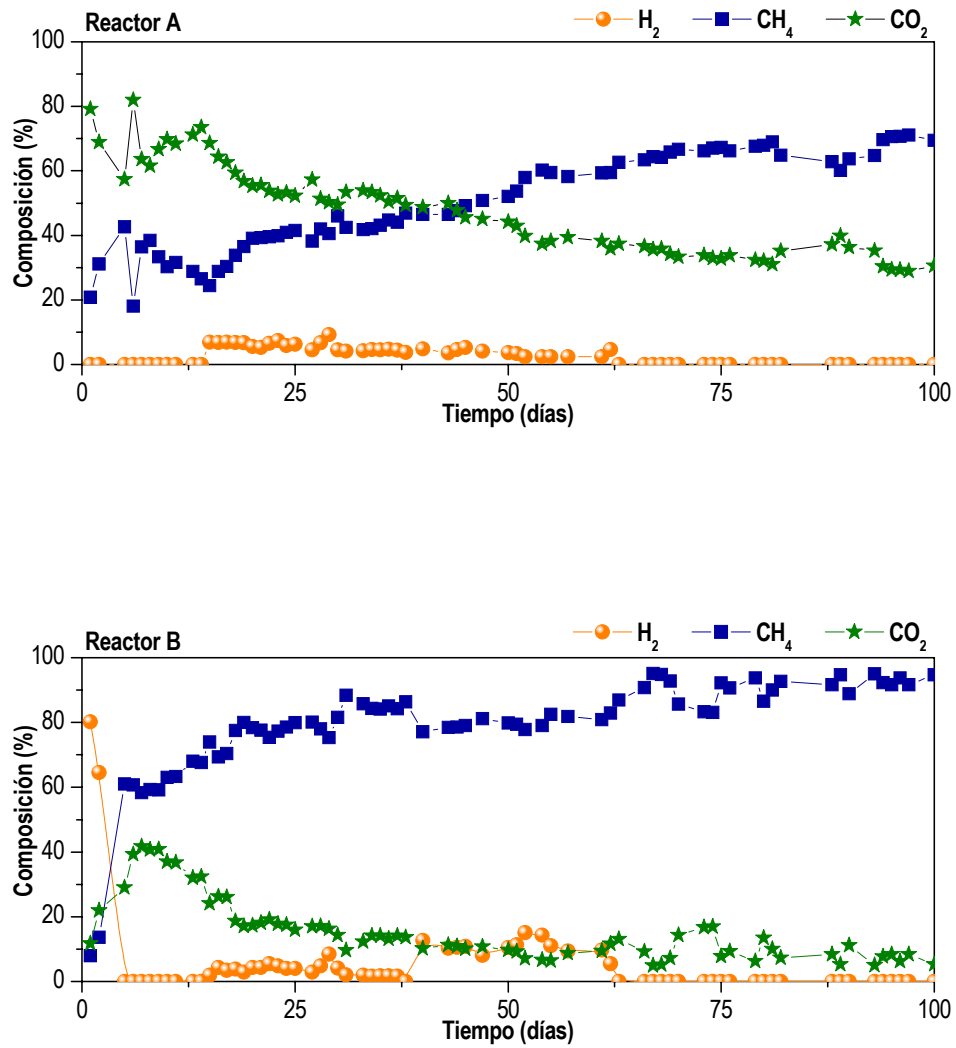


FIG. III.5. Porcentaje de H₂, CH₄ y CO₂ en el Reactor A (FORSU/Purines) y Reactor B (Lodo) del sistema SEBAC

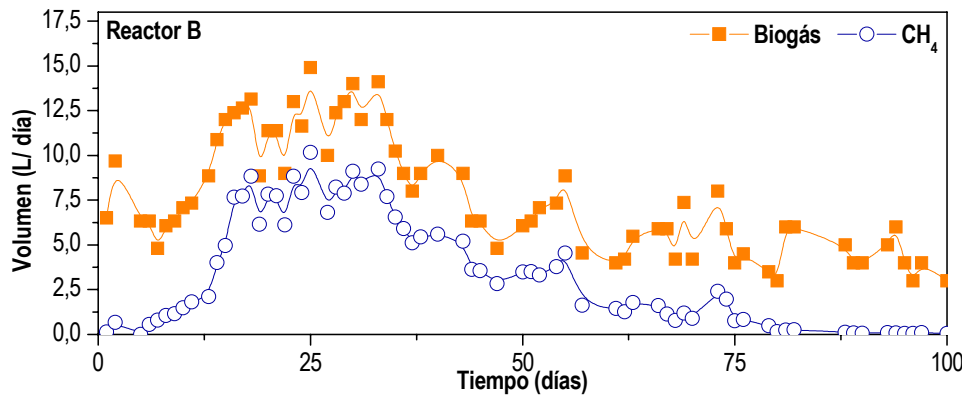
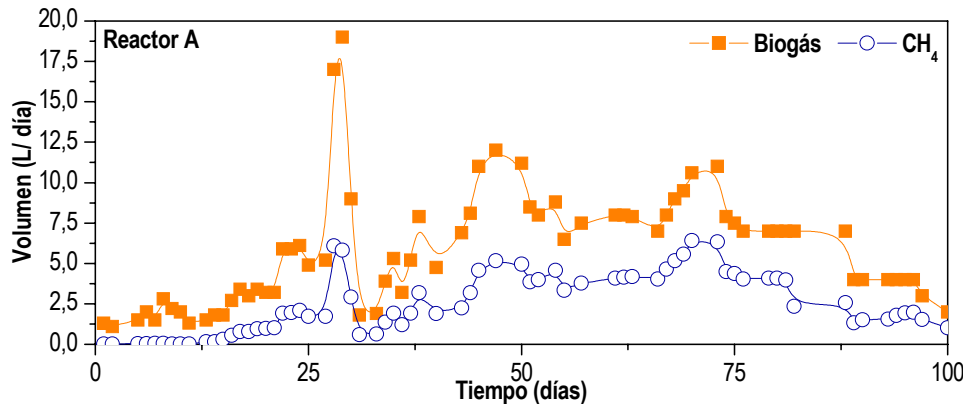


FIG.III.6. Volúmenes de biogás y CH₄ generados en el sistema SEBAC

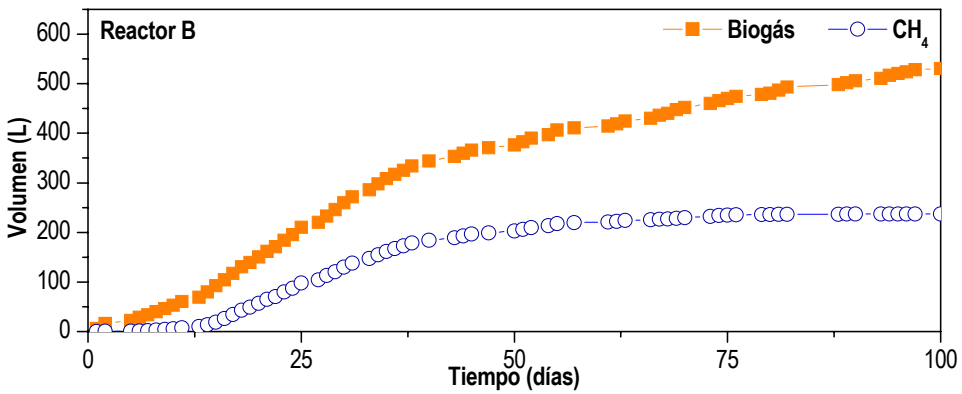
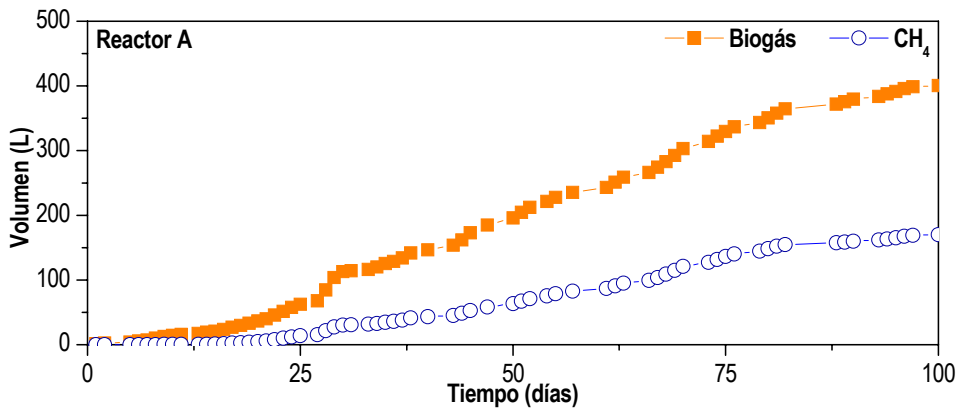
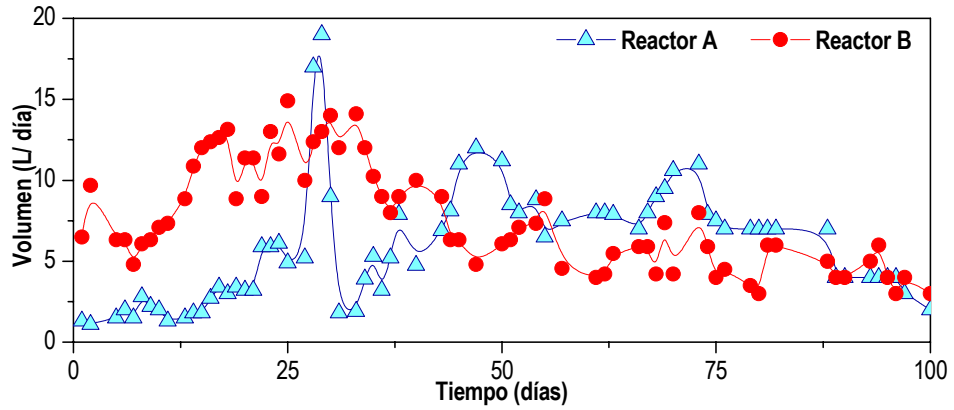


FIG.III.7. Producción diaria de biogás y producciones acumuladas de biogás y metano en el sistema SEBAC

En cuanto a las producciones diarias de metano, se incrementan hasta 6 L/d y 8,3 L/d para los Reactores A y B en el día 28, resultados concordantes con los obtenidos por Chynoweth (1991), Nopharatana et al. (1998) y Álvarez (2005). A continuación el volumen de metano generado comienza a descender hasta hacerse cero en el Reactor B en el día 80 mientras que en el Reactor A, el volumen de metano se mantiene entre 2 y 5 L/d durante el mismo periodo. A partir de este momento la producción de biogás en el Reactor A debe corresponderse con la degradación del propio material sólido ya que el lixiviado adicionado al Reactor B no lo genera. En la figura III.7 se muestra, en primer lugar, las producciones diarias de biogás en ambos digestores y, a continuación, las producciones acumuladas de biogás y metano. En el primer gráfico se observa claramente como entre los días 28 y 30 ambos digestores presentan las máximas producciones de biogás.

TABLA III.5. Evolución de la producción y composición del biogás en el sistema SEBAC

| Día | REACTOR A | | | Biogás (L) | REACTOR B | | | Biogás (L) |
|-----|-----------------|-----------------|-----------------|------------|-----------------|-----------------|-----------------|------------|
| | Composición (%) | | | | Composición (%) | | | |
| | H ₂ | CH ₄ | CO ₂ | | H ₂ | CH ₄ | CO ₂ | |
| 1 | 0,00 | 20,83 | 79,17 | 1,3 | 80,25 | 8,02 | 11,73 | 6,50 |
| 2 | 0,00 | 31,15 | 68,85 | 1,1 | 64,52 | 13,62 | 21,86 | 9,69 |
| 5 | 0,00 | 42,62 | 57,38 | 1,5 | 0,00 | 61,00 | 29,00 | 6,32 |
| 6 | 0,00 | 18,07 | 81,93 | 2,0 | 0,00 | 60,71 | 39,29 | 6,32 |
| 7 | 0,00 | 36,36 | 63,64 | 1,5 | 0,00 | 58,27 | 41,73 | 4,80 |
| 8 | 0,00 | 38,46 | 61,54 | 2,8 | 0,00 | 59,23 | 40,77 | 6,07 |
| 9 | 0,00 | 33,33 | 66,67 | 2,2 | 0,00 | 59,16 | 40,84 | 6,32 |
| 10 | 0,00 | 30,30 | 69,70 | 2,0 | 0,00 | 63,02 | 36,98 | 7,08 |
| 11 | 0,00 | 31,58 | 68,42 | 1,3 | 0,00 | 63,34 | 36,66 | 7,33 |
| 13 | 0,00 | 28,80 | 71,20 | 1,5 | 0,00 | 68,00 | 32,00 | 8,85 |
| 14 | 0,00 | 26,52 | 73,48 | 1,8 | 0,00 | 67,62 | 32,38 | 10,87 |
| 15 | 6,96 | 24,43 | 68,61 | 1,8 | 1,90 | 73,95 | 24,14 | 12,00 |
| 16 | 6,79 | 28,81 | 64,40 | 2,7 | 4,36 | 69,39 | 26,25 | 12,38 |
| 17 | 6,92 | 30,40 | 62,68 | 3,4 | 3,50 | 70,44 | 26,06 | 12,64 |
| 18 | 6,83 | 33,85 | 59,32 | 3,0 | 3,84 | 77,51 | 18,66 | 13,14 |
| 19 | 6,68 | 36,50 | 56,82 | 3,4 | 2,84 | 80,02 | 17,14 | 8,85 |
| 20 | 5,59 | 39,10 | 55,31 | 3,20 | 4,37 | 78,38 | 17,25 | 11,37 |
| 21 | 5,24 | 39,26 | 55,50 | 3,20 | 4,32 | 77,62 | 18,05 | 11,37 |
| 22 | 6,54 | 39,62 | 53,84 | 5,90 | 5,46 | 75,45 | 19,10 | 9,00 |
| 23 | 7,44 | 39,88 | 52,68 | 5,90 | 4,85 | 77,35 | 17,80 | 13,00 |
| 24 | 5,88 | 40,94 | 53,18 | 6,10 | 3,99 | 78,56 | 17,46 | 11,63 |
| 25 | 6,21 | 41,53 | 52,27 | 4,90 | 4,05 | 79,96 | 15,99 | 14,91 |
| 27 | 4,55 | 38,20 | 57,25 | 5,20 | 2,90 | 80,07 | 17,04 | 10,00 |
| 28 | 6,72 | 41,96 | 51,32 | 17,00 | 4,85 | 78,02 | 17,13 | 12,38 |
| 29 | 9,20 | 40,57 | 50,24 | 19,00 | 8,43 | 75,34 | 16,23 | 13,00 |

| Día | REACTOR A | | | | REACTOR B | | | |
|-----|-----------------|-----------------|-----------------|------------|-----------------|-----------------|-----------------|------------|
| | Composición (%) | | | Biogás (L) | Composición (%) | | | Biogás (L) |
| | H ₂ | CH ₄ | CO ₂ | | H ₂ | CH ₄ | CO ₂ | |
| 30 | 4,50 | 46,03 | 49,48 | 9,00 | 4,11 | 81,56 | 14,33 | 14,00 |
| 31 | 4,12 | 42,45 | 53,43 | 1,80 | 2,06 | 88,38 | 9,56 | 12,00 |
| 33 | 4,25 | 41,83 | 53,92 | 1,9 | 1,96 | 85,77 | 12,27 | 14,11 |
| 34 | 4,57 | 42,03 | 53,40 | 3,9 | 1,61 | 84,30 | 14,09 | 12,00 |
| 35 | 4,48 | 43,16 | 52,36 | 5,30 | 1,76 | 84,15 | 14,09 | 10,24 |
| 36 | 4,73 | 44,80 | 50,46 | 3,20 | 1,74 | 85,12 | 13,14 | 9,00 |
| 37 | 4,43 | 44,07 | 51,50 | 5,20 | 1,63 | 84,26 | 14,11 | 8,00 |
| 38 | 3,73 | 46,92 | 49,36 | 7,90 | 0,00 | 86,40 | 13,60 | 9,00 |
| 40 | 4,85 | 46,45 | 48,70 | 4,75 | 12,72 | 77,10 | 10,18 | 10,00 |
| 43 | 3,56 | 46,51 | 49,93 | 6,90 | 10,30 | 78,51 | 11,20 | 9,00 |
| 44 | 4,63 | 47,61 | 47,76 | 8,10 | 10,60 | 78,54 | 10,86 | 6,32 |
| 45 | 5,29 | 49,14 | 45,57 | 11,00 | 10,85 | 79,10 | 10,04 | 6,32 |
| 47 | 4,16 | 50,83 | 45,01 | 12,00 | 8,09 | 81,13 | 10,78 | 4,80 |
| 50 | 3,69 | 52,11 | 44,20 | 11,20 | 10,47 | 79,84 | 9,69 | 6,07 |
| 51 | 3,36 | 53,69 | 42,95 | 8,50 | 11,35 | 79,43 | 9,22 | 6,32 |
| 52 | 2,37 | 57,89 | 39,74 | 8,00 | 15,04 | 77,82 | 7,14 | 7,08 |
| 54 | 2,41 | 60,24 | 37,35 | 8,80 | 14,34 | 79,03 | 6,63 | 7,33 |
| 55 | 2,39 | 59,43 | 38,19 | 6,50 | 11,03 | 82,54 | 6,43 | 8,85 |
| 57 | 2,39 | 58,23 | 39,38 | 7,50 | 9,41 | 81,88 | 8,71 | 4,55 |
| 61 | 2,38 | 59,36 | 38,26 | 8,00 | 9,66 | 80,92 | 9,42 | 4,00 |
| 62 | 4,62 | 59,47 | 35,91 | 8,00 | 5,52 | 82,87 | 11,60 | 4,21 |
| 63 | 0,00 | 62,60 | 37,40 | 7,90 | 0,00 | 86,92 | 13,08 | 5,48 |
| 66 | 0,00 | 63,40 | 36,60 | 7,00 | 0,00 | 90,81 | 9,19 | 5,90 |
| 67 | 0,00 | 64,37 | 35,63 | 8,00 | 0,00 | 95,12 | 4,88 | 5,90 |
| 68 | 0,00 | 64,13 | 35,87 | 9,00 | 0,00 | 94,85 | 5,15 | 4,21 |
| 69 | 0,00 | 65,85 | 34,15 | 9,50 | 0,00 | 92,78 | 7,22 | 7,37 |
| 70 | 0,00 | 66,70 | 33,30 | 10,60 | 0,00 | 85,71 | 14,29 | 4,21 |
| 73 | 0,00 | 66,17 | 33,83 | 11,00 | 0,00 | 83,33 | 16,67 | 8,00 |
| 74 | 0,00 | 67,03 | 32,97 | 7,90 | 0,00 | 83,12 | 16,88 | 5,90 |
| 75 | 0,00 | 67,26 | 32,74 | 7,50 | 0,00 | 92,23 | 7,77 | 4,00 |
| 76 | 0,00 | 66,16 | 33,84 | 7,00 | 0,00 | 90,69 | 9,31 | 4,50 |
| 79 | 0,00 | 67,61 | 32,39 | 7,00 | 0,00 | 93,75 | 6,25 | 3,50 |
| 80 | 0,00 | 67,94 | 32,06 | 7,00 | 0,00 | 86,54 | 13,46 | 3,00 |
| 81 | 0,00 | 69,00 | 31,00 | 7,00 | 0,00 | 90,00 | 10,00 | 6,00 |
| 82 | 0,00 | 64,86 | 35,14 | 7,00 | 0,00 | 92,68 | 7,32 | 6,00 |
| 88 | 0,00 | 62,84 | 37,16 | 7,00 | 0,00 | 91,67 | 8,33 | 5,00 |
| 89 | 0,00 | 60,15 | 39,85 | 4,00 | 0,00 | 94,74 | 5,26 | 4,00 |
| 90 | 0,00 | 63,72 | 36,28 | 4,00 | 0,00 | 88,89 | 11,11 | 4,00 |
| 93 | 0,00 | 64,72 | 35,28 | 4,00 | 0,00 | 95,00 | 5,00 | 5,00 |
| 94 | 0,00 | 69,66 | 30,34 | 4,00 | 0,00 | 92,31 | 7,69 | 6,00 |
| 95 | 0,00 | 70,65 | 29,35 | 4,00 | 0,00 | 91,67 | 8,33 | 4,00 |
| 96 | 0,00 | 70,69 | 29,31 | 4,00 | 0,00 | 93,75 | 6,25 | 3,00 |
| 97 | 0,00 | 71,10 | 28,90 | 3,00 | 0,00 | 91,67 | 8,33 | 4,00 |
| 100 | 0,00 | 69,48 | 30,52 | 2,00 | 0,00 | 94,74 | 5,26 | 3,00 |

Las gráficas de Alcalinidad, pH, Amonio, STS y SVS (figuras III.8, III.9 y III.10) para ambos reactores corroboran lo anteriormente expuesto. A partir del día 30 de ensayo los valores de estos parámetros se mantienen prácticamente estables, lo cual indica que se dispone de un inóculo estabilizado y adaptado tanto al residuo sólido como a las condiciones de operación del rango termofílico y digestión seca.

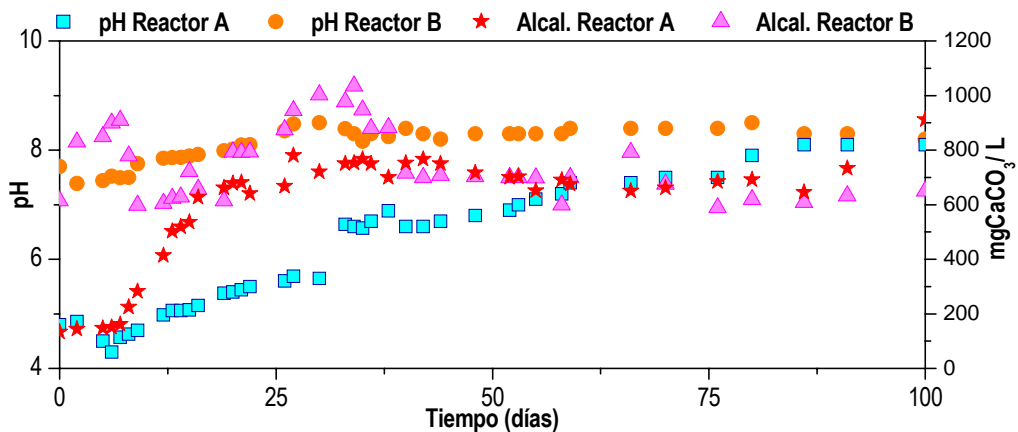


FIG. III.8. Evolución temporal de la alcalinidad y el pH en el sistema SEBAC

Con respecto a la evolución de la alcalinidad, en el Reactor A se observa una tendencia claramente creciente durante la fase de arranque, debido a un aumento del bicarbonato amónico procedente de la combinación del NH₃ y el CO₂ producido en la fermentación ácida. Estos dos componentes, bicarbonato en solución y dióxido de carbono, están directamente relacionados, de tal forma que si la concentración de bicarbonato cambia en el medio, la composición del biogás también (Hill y Jenkins, 1989). A partir del día 30 y hasta la toma del inóculo en el día 80 de ensayo, los valores de alcalinidad en ambos reactores son muy similares, situándose en el entorno de 600-700 mgCaCO₃/L.

Según la bibliografía, los digestores anaerobios que funcionan adecuadamente presentan alcalinidades típicas entre 2.000 y 4.000 mgCaCO₃/L. Según Fannin (1987), la alcalinidad al bicarbonato debe mantenerse por encima de 2.500 mgCaCO₃/L para asegurar la estabilidad del digestor, sin embargo no se han observado problemas de acidificación en los digestores. Aunque la alcalinidad haya convergido en ambos casos

hacia $625 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$, el pH de los Reactores A y B se sitúa entre 7,5 y 8,5, óptimo para la población de microorganismos metanogénicos.

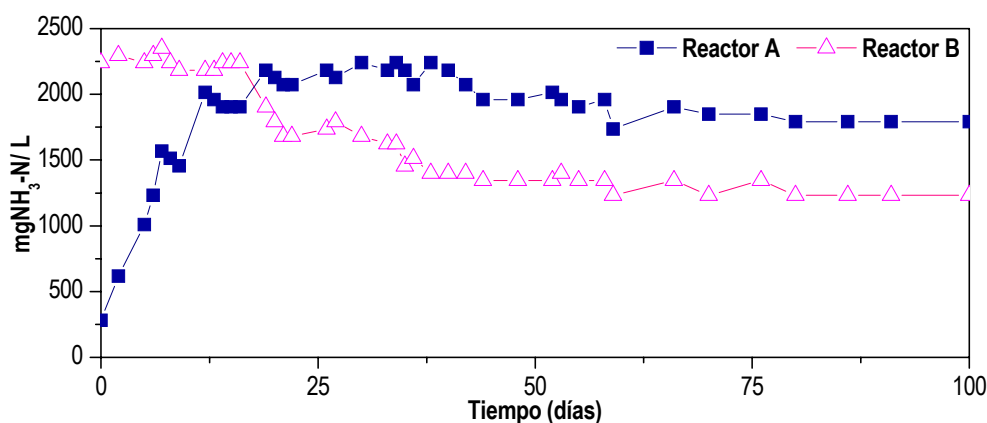


FIG. III.9. Evolución temporal del Nitrógeno Amoniacal en el sistema SEBAC

El Nitrógeno Amoniacal no presenta problemas en ninguno de los dos reactores una vez estabilizados, ya que su concentración se mantiene por debajo de 2.000 mg/L , que se considera como umbral inhibitorio de la actividad microbológica según la bibliografía (Shih *et al.*, 2003; Obaja *et al.*, 2003). No obstante, aunque durante los primeros días se han llegado a alcanzar valores de $2.400 \text{ mgN-NH}_3/\text{L}$, los reactores SEBAC no han presentado síntomas de inhibición. Cabe decir que en la bibliografía especializada existe una gran dispersión sobre los valores de concentración de amonio que se consideran inhibidores del proceso anaerobio. Hashimoto (1986), en reactores sin aclimatar, encontró signos de inhibición a una concentración de nitrógeno amoniacal de $2.500 \text{ mgN-NH}_4/\text{L}$, tanto en rango mesofílico como termofílico, aunque al trabajar con reactores adaptados previamente la concentración de inhibición fue de aproximadamente $4.000 \text{ mgN-NH}_4/\text{L}$ en rango termofílico. Angelidaki y Ahring (1993) observaron que, con una concentración de $650 \text{ mgN-NH}_4/\text{L}$, la velocidad de crecimiento de los microorganismos metanogénicos estaba relacionada más bien con la disminución del acético que con niveles de amonio. Además, concluyeron que, aunque es posible mantener un proceso estable con concentraciones de amonio por encima de $6.000 \text{ mgN-NH}_4/\text{L}$ en rango termofílico, a partir de esta concentración el volumen de gas generado se ve seriamente afectado, con reducciones del 50 al 90% en el biogás y

entre el 80 y 90% en el metano. Así, una concentración de amonio superior a 7.000-8.000 $mgN-NH_3/L$ puede inhibir la hidrólisis de proteínas (Krylova et al., 1997). No obstante, a 50°C una concentración de 1.700 $mgN-NH_3/L$ resultó inhibitoria para la digestión anaerobia de estiércol bovino (Zeeman et al., 1985). Además, Hansen et al. (1998), trabajando con purines de cerdo, observaron inhibición del proceso a partir de una concentración de 1.100 $mgN-NH_3/L$. Por otro lado, Robbins et al. (1989) y Krylova et al. (1997) no observaron inhibición con valores de 2.800 $mgN-NH_3/L$, al menos de forma permanente. No obstante, Flotats et al. (1999) observaron efecto inhibitorio sobre la producción de gas a partir de una concentración de 2.100 $mgN-NH_3/L$ en rango termofílico.

En cuanto a los STS y los SVS cabe resaltar que, transcurridos 30 días desde el arranque, los valores se estabilizan en torno a 5 g/L en ambos casos, indicando una eficacia depurativa del 53% en STS y del 55% en SVS referidos al Reactor A y del 75% en STS y del 58% en SVS referidos al Reactor B, resultados que se validan con los porcentajes de eliminación obtenidos por Forster (2005) y Álvarez (2005) en sus estudios con la misma tecnología y tipo de residuo.

Como conclusión puede afirmarse que, aunque la producción de biogás es máxima entre los días 28 y 30 y los rendimientos de eliminación así como los parámetros alcalinidad, pH, amonio, STS y SVS se estabilizan a partir de la cuarta semana desde el arranque, un buen momento para tomar el inóculo es a partir del día 60 de ensayo si se tienen en cuenta, como se dijo anteriormente, los niveles de H_2 en el biogás generado por ambos digestores.

En las tablas III.6 y III.7 se presentan las evoluciones de los principales parámetros de operación en el sistema SEBAC, STS, SVS, DQO, Alcalinidad, pH y Amonio.

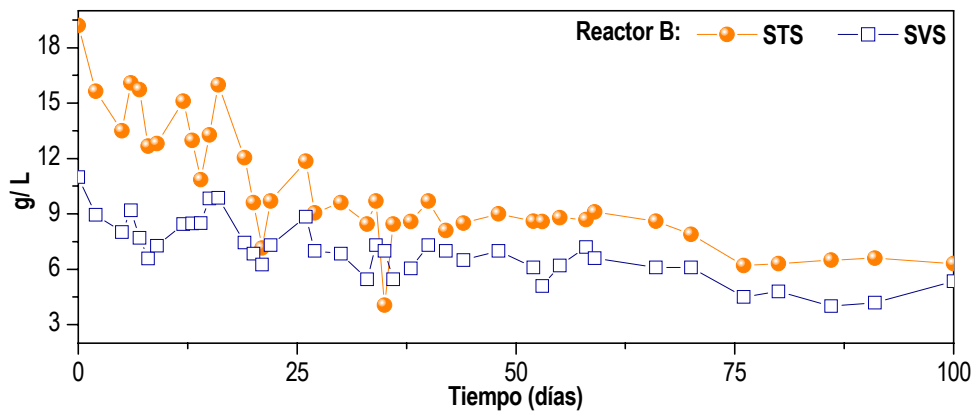
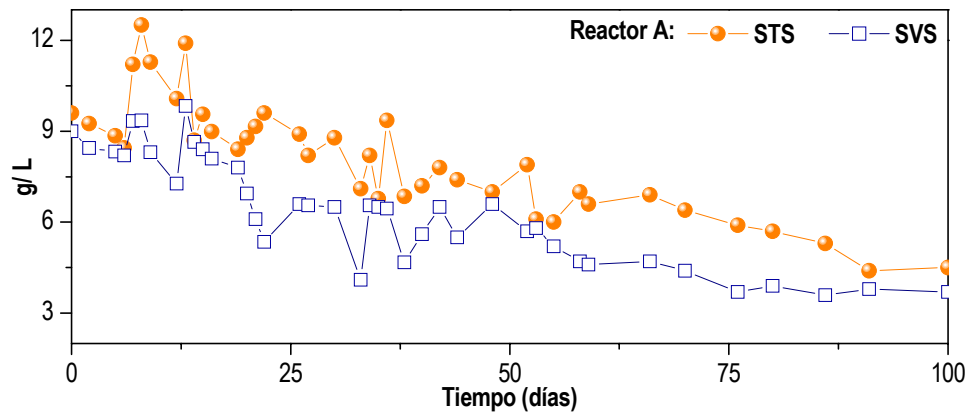


FIG. III.10. Evolución temporal de los STS y los SVS en el sistema SEBAC

TABLA III.6. Evolución de los principales parámetros de operación del Reactor A del SEBAC

| Reactor A | | | | | | |
|-----------|--------------|--------------|--------------|-----------------------|------|------------------|
| Día | STS (g/L) | SVS (g/L) | DQO (g/L) | Alcalinidad (mg/L) | pH | Amonio (mg/L) |
| 0 | 9,60 | 9,00 | 67,60 | 134,00 | 4,80 | 280,00 |
| 2 | 9,25 | 8,45 | 69,80 | 144,00 | 4,86 | 616,00 |
| 5 | 8,85 | 8,33 | 70,80 | 148,00 | 4,50 | 1008,00 |
| 6 | 8,45 | 8,20 | 72,30 | 151,50 | 4,30 | 1232,00 |
| 7 | 11,20 | 9,33 | 66,70 | 161,50 | 4,57 | 1568,00 |
| 8 | 12,50 | 9,35 | 68,90 | 225,00 | 4,63 | 1512,00 |
| 9 | 11,28 | 8,31 | 68,00 | 282,00 | 4,70 | 1456,00 |
| 12 | 10,07 | 7,27 | 60,20 | 413,50 | 4,98 | 2016,00 |
| 13 | 11,90 | 9,83 | 63,40 | 502,50 | 5,06 | 1960,00 |
| 15 | 9,55 | 8,40 | 56,20 | 536,00 | 5,07 | 1904,00 |
| 19 | 8,40 | 7,80 | 55,60 | 661,50 | 5,38 | 2184,00 |
| 20 | 8,78 | 6,95 | | 677,50 | 5,40 | 2128,00 |
| 21 | 9,15 | 6,10 | 54,10 | 681,00 | 5,44 | 2072,00 |
| 22 | 9,60 | 5,35 | | 641,00 | 5,50 | 2072,00 |
| 26 | 8,90 | 6,6 | | 668,00 | 5,60 | 2184,00 |
| 27 | 8,20 | 6,55 | 56,70 | 780,00 | 5,69 | 2128,00 |
| 30 | 8,78 | 6,50 | | 720,00 | 5,65 | 2240,00 |
| 33 | 7,10 | 4,10 | | 750,00 | 6,64 | 2184,00 |
| 34 | 8,20 | 6,55 | 58,20 | 752,50 | 6,60 | 2240,00 |
| 35 | 6,78 | 6,50 | | 766,50 | 6,57 | 2184,00 |
| 38 | 6,85 | 4,67 | | 700,00 | 6,89 | 2240,00 |
| 40 | 7,20 | 5,60 | 58,00 | 752,50 | 6,60 | 2184,00 |
| 42 | 7,80 | 6,50 | | 766,50 | 6,60 | 2072,00 |
| 44 | 7,40 | 5,50 | 47,40 | 750,00 | 6,70 | 1960,00 |
| 48 | 7,00 | 6,60 | | 716,50 | 6,80 | 1960,00 |
| 52 | 7,90 | 5,70 | 46,40 | 700,00 | 6,90 | 2016,00 |
| 53 | 6,10 | 5,80 | | 702,50 | 7,00 | 1960,00 |
| 55 | 6,00 | 5,20 | 39,00 | 651,00 | 7,10 | 1904,00 |
| 58 | 7,00 | 4,70 | | 690,00 | 7,20 | 1960,00 |
| 59 | 6,60 | 4,60 | | 675,00 | 7,40 | 1736,00 |
| 66 | 6,90 | 4,70 | 35,60 | 650,00 | 7,40 | 1904,00 |
| 70 | 6,40 | 4,40 | | 661,50 | 7,50 | 1848,00 |
| 76 | 5,90 | 3,70 | | 684,50 | 7,50 | 1848,00 |
| 80 | 5,70 | 3,90 | 32,50 | 692,00 | 7,90 | 1792,00 |
| 86 | 5,30 | 3,60 | 30,80 | 645,00 | 8,10 | 1792,00 |
| 91 | 4,40 | 3,80 | 27,40 | 733,00 | 8,10 | 1792,00 |
| 100 | 4,50 | 3,70 | 25,90 | 912,00 | 8,10 | 1792,00 |

TABLA III.7. Evolución de los principales parámetros de operación del Reactor B del SEBAC

| Reactor B | | | | | | |
|-----------|--------------|--------------|--------------|-----------------------|------|------------------|
| Día | STS (g/L) | SVS (g/L) | DQO (g/L) | Alcalinidad (mg/L) | pH | Amonio (mg/L) |
| 0 | 19,20 | 11,00 | 48,60 | 614,0 | 7,70 | 2240,00 |
| 2 | 15,65 | 8,95 | 48,20 | 829,50 | 7,39 | 2296,00 |
| 5 | 13,50 | 8,02 | 49,80 | 849,00 | 7,44 | 2240,00 |
| 6 | 16,10 | 9,20 | 51,20 | 899,50 | 7,52 | 2296,00 |
| 7 | 15,73 | 7,70 | 55,00 | 909,00 | 7,49 | 2352,00 |
| 8 | 12,66 | 6,58 | 55,70 | 779,00 | 7,50 | 2240,00 |
| 9 | 12,80 | 7,27 | 58,90 | 598,50 | 7,75 | 2184,00 |
| 12 | 15,10 | 8,45 | 59,80 | 605,00 | 7,85 | 2184,00 |
| 13 | 12,98 | 8,48 | 61,30 | 624,00 | 7,86 | 2184,00 |
| 15 | 13,27 | 9,83 | 63,40 | 721,50 | 7,89 | 2240,00 |
| 19 | 12,05 | 7,45 | 67,10 | 614,00 | 7,99 | 1904,00 |
| 20 | 9,60 | 6,85 | | 793,50 | 8,02 | 1792,00 |
| 21 | 7,15 | 6,25 | 63,50 | 791,50 | 8,09 | 1680,00 |
| 22 | 9,70 | 7,30 | | 793,00 | 8,10 | 1680,00 |
| 26 | 11,85 | 8,85 | | 875,00 | 8,35 | 1736,00 |
| 27 | 9,05 | 7,00 | 55,70 | 945,00 | 8,48 | 1792,00 |
| 30 | 9,60 | 6,85 | | 1002,50 | 8,50 | 1680,00 |
| 33 | 8,45 | 5,45 | | 977,25 | 8,39 | 1624,00 |
| 34 | 9,70 | 7,30 | 44,70 | 1035,50 | 8,30 | 1624,00 |
| 35 | 4,05 | 7,00 | | 947,50 | 8,16 | 1456,00 |
| 38 | 8,58 | 6,05 | | 883,50 | 8,25 | 1400,00 |
| 40 | 9,70 | 7,30 | 38,50 | 715,50 | 8,40 | 1400,00 |
| 42 | 8,10 | 7,00 | | 700,00 | 8,30 | 1400,00 |
| 44 | 8,50 | 6,50 | 29,20 | 707,50 | 8,20 | 1344,00 |
| 48 | 9,00 | 7,00 | | 703,00 | 8,30 | 1344,00 |
| 52 | 8,60 | 6,10 | 25,50 | 700,00 | 8,30 | 1344,00 |
| 53 | 8,58 | 5,10 | | 700,00 | 8,30 | 1400,00 |
| 55 | 8,80 | 6,20 | 19,00 | 699,00 | 8,30 | 1344,00 |
| 58 | 8,70 | 7,20 | | 600,00 | 8,30 | 1344,00 |
| 59 | 9,10 | 6,60 | | 700,00 | 8,40 | 1232,00 |
| 66 | 8,60 | 6,10 | 15,60 | 792,50 | 8,40 | 1344,00 |
| 70 | 7,90 | 6,10 | | 675,00 | 8,40 | 1232,00 |
| 76 | 6,20 | 4,50 | | 589,00 | 8,40 | 1344,00 |
| 80 | 6,30 | 4,80 | 15,90 | 619,50 | 8,50 | 1232,00 |
| 86 | 6,50 | 4,00 | 14,60 | 609,00 | 8,30 | 1232,00 |
| 91 | 6,60 | 4,20 | 14,90 | 633,00 | 8,30 | 1232,00 |
| 100 | 6,30 | 5,35 | 13,70 | 650,50 | 8,20 | 1232,00 |

2.2 Protocolo de puesta en marcha del reactor semicontinuo

Por lo general, según la bibliografía (*D. Bolzonella et al., 2003; Sebastien Michaud et al., 2002*), la estrategia que se sigue en la puesta en marcha de reactores anaerobios termofílicos, consiste en una primera etapa mesofílica (35°C), que suele durar 185 días aproximadamente, para posteriormente aplicar condiciones termofílicas (55°C), periodo que suele durar 60 días aproximadamente hasta alcanzar la estabilidad del sistema. Durante los primeros 8-10 días de la etapa mesofílica, no se alimenta el reactor con el objeto de que el inóculo, que suelen ser lodos anaerobios mesofílicos, se adapte al residuo sólido orgánico. Además, entre un rango de temperatura y otro el reactor se mantiene sin alimentar para prevenir posibles procesos de desestabilización. En consecuencia los protocolos de arranque descritos actualmente en la bibliografía tienen una duración aproximada de 250 días.

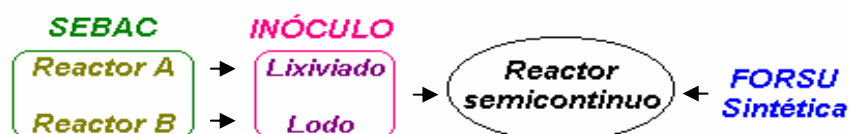
En el presente trabajo de investigación se pretende desarrollar un protocolo nuevo que permita reducir al máximo el tiempo necesario para la puesta en marcha y estabilización de un reactor anaerobio termofílico que opere en condiciones de alto contenido en sólidos (30% en ST).

El protocolo adoptado es el que se describe a continuación:

1. El inóculo consiste en una mezcla 1:1 de los efluentes de los Reactores A y B del sistema SEBAC (lixiviado de RSU y lodo mesofílicos de EDAR adaptado a condiciones termofílicas y secas respectivamente). La digestión previa según el protocolo SEBAC requiere como mínimo 60 días. El uso de una mayor cantidad de inóculo adaptado garantiza un mejor arranque del sistema (*Cecchi et al., 1992; De la Rubia et al., 2002*), que, a su vez, se traducirá en un mejor comportamiento depurativo del mismo.
2. El residuo a digerir se mezcla con el inóculo en una proporción 1:2,6 en peso y se imponen directamente condiciones termofílicas, evitando el periodo de transición entre condiciones mesofílicas y termofílicas.
3. El periodo inicial sin alimentación propuesto por otros autores se elimina, es decir, se impone el caudal de alimentación prefijado desde el comienzo de la etapa de puesta en marcha.

2.2.1 Caracterización de los residuos empleados para el arranque del reactor semicontinuo

Las materias primas empleadas en el montaje del reactor semicontinuo, se mezclaron entre sí según el siguiente esquema:



La caracterización físico-química inicial de los distintos residuos queda resumida en la tabla III.8.

TABLA III.8. Caracterización de los residuos empleados en el montaje del reactor semicontinuo

| Parámetro analítico | Lixiviado inóculo | Lodo inóculo | FORSU Sintética | Mezcla FORSU/Inóculo |
|---|-------------------|--------------|-----------------|----------------------|
| pH | 8,12 | 8,23 | 7,78 | 8,70 |
| Densidad (kg/ m ³) | 980 | 985 | 750 | 1.116 |
| Alcalinidad (gCaCO ₃ / L) | 0,912 | 0,650 | 4,290 | 5,140 |
| Amonio (gNH ₃ -N/ L) | 1,792 | 1,232 | 1,680 | 1,800 |
| Nitrógeno Total *(gNH ₃ -N/ L) ** (gNH ₃ -N/ kg) | 25,66 * | 21,46 * | 23,0 ** | 72,8 ** |
| STS (g/ L) | 4,5 | 6,3 | - | - |
| SVS (g/ L) | 3,70 | 5,35 | - | - |
| SFS (g/ L) | 0,80 | 0,95 | - | - |
| ST (g/ g muestra) | - | - | 0,90 | 0,31 |
| SV (g/ g muestra) | - | - | 0,71 | 0,25 |
| SF (g/ g muestra) | - | - | 0,19 | 0,07 |
| CD (mg/ g) | 80,78 | 35,27 | 112,60 | 65,07 |
| CID (mg/ g) | 2,07 | 0,96 | 0,29 | 0,30 |
| COD (mg/ g) | 78,41 | 34,31 | 112,30 | 64,75 |
| Acidez (mgACh/ L) | 12.403 | 17.353 | 1.440 | 356 |

Pavan et al., 2000 definen la biodegradabilidad de la FORSU a partir de la ratio SV/ ST. De este modo, si el cociente es superior a 0,7 el residuo es fácilmente biodegradable y no es aconsejable trabajar con velocidades de carga orgánica superiores a 6 gSV/ L · d cuando el TRS es de 12 días. Si la ratio es aproximadamente 0,7, es sustrato es de

biodegradabilidad media y en este caso se puede llegar a duplicar la velocidad de carga orgánica aplicada sin que se produzca inhibición del proceso por acumulación de AGV. La FORSU sintética empleada en la experimentación presenta una ratio SV/ ST de 0,78 siendo, por tanto, un residuo de alta biodegradabilidad y una posible causa de inhibición del proceso por acidificación cuando se trabaje con altas velocidades de carga. Por otro lado, el contenido en SV que presenta es muy próximo al descrito por Bouallagui et al. (2005) para un residuo de frutas y vegetales (0,75 gSV/ g), indicativo de una alta concentración de materia orgánica susceptible de tratamiento anaerobio. Referente a los ST, este residuo sintético presenta una concentración similar (superior al 80%) a la encontrada por Chugh et al. (1997) y Forster (2005) en sus trabajos de digestión anaerobia con FORSU.

2.2.2 El arranque del reactor

La puesta en marcha del reactor se llevó a cabo en condiciones termofílicas (55°C) estableciéndose una secuencia de cuatro etapas en las que se fue modificando la carga orgánica alimentada diariamente. La FORSU empleada en la alimentación del reactor fue sintética y la Velocidad de Carga Orgánica inicial (VCO_0), expresada como $mgCOD/L \cdot d$ y $mgSV/L_{REACTOR} \cdot d$, durante cada uno de los TRS impuestos queda recogida en la tabla III.9.

TABLA III.9. Velocidad de carga orgánica suministrada diariamente
 VCO_0

| Etapa | VCO_0 | | TRS (d) | Tiempo de operación (d) |
|-------|-------------------|------------------|---------|-------------------------|
| | $mgCOD/L \cdot d$ | $mgSV/L \cdot d$ | | |
| 1 | 702 | 4.431 | 40 | 14 |
| 2 | 803 | 5.069 | 35 | 17 |
| 3 | 938 | 5.920 | 30 | 25 |
| 4 | 1.120 | 7.090 | 25 | 82 |

Se ha comenzado con una carga orgánica en la alimentación relativamente baja, 702 $mgCOD/L \cdot d$, para comprobar si el sistema evoluciona adecuadamente. Dado que el resultado en los 14 primeros días fue favorable, se procedió a subir la carga orgánica a 803 $mgCOD/L \cdot d$ y así sucesivamente hasta los 106 días del ensayo. La VCO_0 utilizada en la etapa 1 contrasta con los datos bibliográficos (Bolzonella et al., 2003) ya que el arranque suele realizarse en mesofílico con una carga orgánica extremadamente baja, inferior a 0,16 $gCOD/L \cdot d$, que se mantiene aproximadamente 40 días antes de aumentar este parámetro y subir la temperatura.

Este hecho puede ser debido a que, en nuestro caso, el arranque se ha realizado empleando el inóculo SEBAC previamente adaptado al residuo, a rango termófilo y a condiciones secas, con lo que se consigue eliminar la fase de latencia que se presenta cuando el microorganismo no está adaptado a las condiciones del medio ni al sustrato.

Con relación a la velocidad de carga orgánica expresada en términos de SV señalar que, a partir de la etapa 3, se sobrepasa el límite establecido por Pavan et al. (2000) sin que se presenten problemas de desestabilización por acumulación de ácidos, debido fundamentalmente a que el sistema opera a un TRS muy superior a 12 días. Por otro lado, Angelidaki et al. (2006), sugieren que una buena estrategia de puesta en marcha es aquella en la que la velocidad de carga orgánica es progresivamente aumentada hasta valores próximos a $15 \text{ gSV/L} \cdot \text{d}$.

Cabe mencionar que en las tablas de resultados siguientes, los valores medios en los diferentes parámetros se han ponderado teniendo en cuenta el tiempo de operación de cada periodo.

La tabla III.10, ubicada en el “Anexo de Tablas” del presente capítulo, recoge la evolución temporal de los principales parámetros de biodegradación del proceso durante los cuatro TRS ensayados.

2.2.2.1 Seguimiento de la Velocidad de Carga Orgánica Consumida (VCO_c) y biogás generado

La evolución gráfica de la VCO_c frente al tiempo, expresada como $\text{mgCOD/L} \cdot \text{d}$ y $\text{mgSV/L} \cdot \text{d}$ se muestra en figuras III.11 y III.12. Comparando ambas gráficas se puede observar un comportamiento prácticamente análogo. Se aprecia una subida en las VCO_c , expresadas como $\text{mgSV/L} \cdot \text{d}$ y $\text{mgCOD/L} \cdot \text{d}$, a medida que disminuye el TRS aplicado, lo cual se debe a la paulatina estabilización del proceso.

VCO_c expresada en función del Carbono Orgánico Disuelto

Durante la etapa 1, tiene lugar un periodo de adaptación de 7 días en el que la VCO_c permanece prácticamente constante en un valor próximo a $150 \text{ mgCOD/L} \cdot \text{d}$. Esto es debido al periodo de adaptación de la microbiota del inóculo al residuo, ya que éste es

distinto al empleado en el sistema SEBAC. A partir del día 7 de operación y hasta el final de esta etapa, la VCO_C aumenta paulatinamente hasta estabilizarse en $235 \text{ mgCOD}/L \cdot d$ aproximadamente.

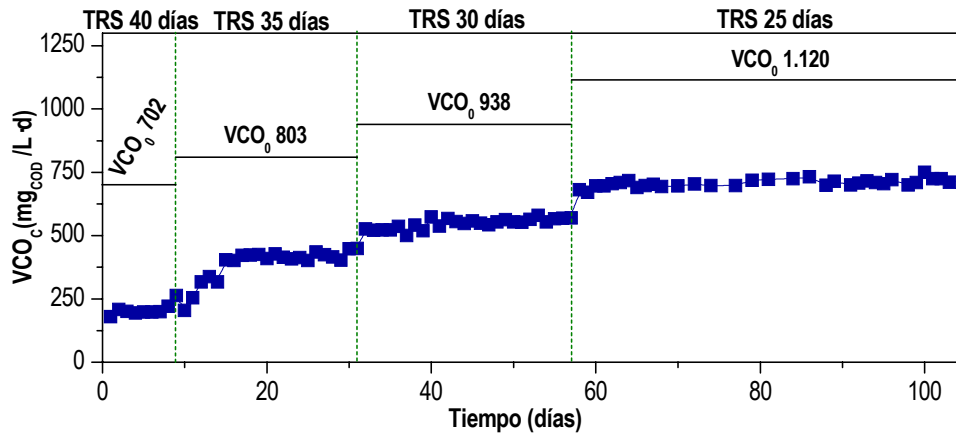


FIG. III.11. Evolución temporal de la Velocidad de Carga Orgánica Consumida en términos de $\text{mgCOD}/L \cdot d$

En la etapa 2, se incrementa la VCO_0 desde 702 hasta $803 \text{ mgCOD}/L \cdot d$, provocando un aumento de la biomasa global del sistema, que se traduce en un rápido incremento de la VCO_C hasta valores próximos a $400 \text{ mgCOD}/L \cdot d$, es decir, la microbiota es capaz de adaptarse rápidamente a los cambios aplicados en el TRS. Del día 16 al 25, la VCO_C se estabiliza entre 420 y $425 \text{ mgCOD}/L \cdot d$, por lo que se decide modificar nuevamente la carga orgánica en la alimentación.

Durante la etapa 3, se incrementa la VCO_0 hasta $938 \text{ mgCOD}/L \cdot d$ y al igual que en los casos anteriores, la VCO_C asciende rápidamente hasta $530 \text{ mgCOD}/L \cdot d$. Al cabo de ocho días y una vez estabilizado el reactor la VCO_C se sitúa entre 540 y $550 \text{ mgCOD}/L \cdot d$.

Finalmente, en la etapa 4, la VCO_0 se incrementa hasta $1.120 \text{ mgCOD}/L \cdot d$ y el sistema presenta nuevamente el mismo comportamiento. La VCO_C asciende inicialmente hasta $670 \text{ mgCOD}/L \cdot d$ y posteriormente se mantiene constante, hasta la conclusión del experimento, en torno a un valor medio de $715 \text{ mgCOD}/L \cdot d$.

La tabla III.11 recoge la diferencia entre la Velocidad de Carga Orgánica Consumida Media (VCO_{CM}) y alimentada (VCO_0) en los diferentes TRS estudiados. Cuanto menor sea esta diferencia mayor será la capacidad biodegradativa del sistema. La diferencia

$(VCO_0 - VCO_{CM})$ representa la Velocidad de Carga Orgánica No Consumida (VCO_{NC}) y, como puede observarse en la tabla III.11, su porcentaje respecto a la VCO_0 decrece desde el 66,52% hasta el 36,16% a medida que el TRS impuesto se reduce desde 40 a 25 días. Este hecho indica que, aunque el TRS no se ha mantenido para mantener condiciones pseudo-estacionarias, el sistema opera de forma estable y que la población microbiana se ha adaptado a las diferentes condiciones experimentales utilizadas.

TABLA III.11. VCO_{NC} en términos de mgCOD/L d

| Etapa | TRS (d) | VCO_0 | VCO_{CM} | VCO_{CM} (% respecto a VCO_0) | VCO_{NC} | VCO_{NC} (% respecto a VCO_0) |
|-------|---------|---------|------------|---------------------------------------|------------|---------------------------------------|
| 1 | 40 | 702 | 235 | 33,48 | 467 | 66,52 |
| 2 | 35 | 803 | 419 | 52,18 | 384 | 47,82 |
| 3 | 30 | 938 | 548 | 58,42 | 390 | 41,58 |
| 4 | 25 | 1.120 | 715 | 63,84 | 405 | 36,16 |

VCO_C expresada en función de los Sólidos Volátiles

La evolución gráfica es la misma que en el caso anterior, el sistema se adapta rápidamente a los cambios en los TRS llegando a la estabilización. Así para un TRS de 40 días, la VCO_C se establece en el rango 2.800-3.000 mgSV/L d; para un TRS de 35 días, entre 3.680-3.885 mgSV/L d; para un TRS de 30 días, entre 4.838-4.896 mgSV/L d y, finalmente, para un TRS del 25 días, la VCO_C se sitúa alrededor de 6.240 mgSV/L d.

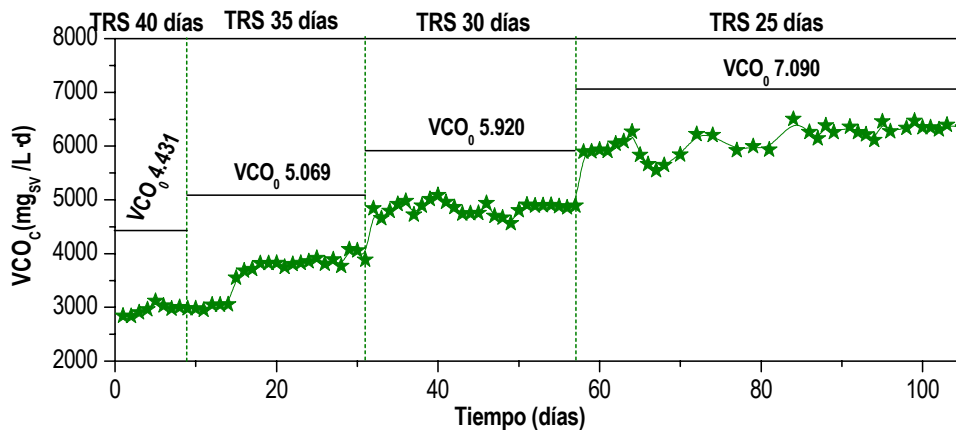


FIG. III.12. Evolución temporal de la Velocidad de Carga Orgánica Consumida en términos de mgSV/L d

En la tabla III.12 se recoge la diferencia entre la Velocidad de Carga Orgánica Consumida Media (VCO_{CM}) y alimentada (VCO_0) para los diferentes TRS estudiados.

TABLA III.12. VCO_{NC} en términos de $mgSV/L \cdot d$

| <i>Etapa</i> | <i>TRS (d)</i> | VCO_0 | VCO_{CM} | VCO_{CM} (% respecto a VCO_0) | VCO_{NC} | VCO_{NC} (% respecto a VCO_0) |
|--------------|----------------|---------|------------|---------------------------------------|------------|---------------------------------------|
| 1 | 40 | 4.431 | 2.980 | 67,25 | 1.451 | 32,75 |
| 2 | 35 | 5.069 | 3.826 | 75,48 | 1.243 | 24,52 |
| 3 | 30 | 5.920 | 4.840 | 81,76 | 1.080 | 18,24 |
| 4 | 25 | 7.090 | 6.237 | 87,97 | 853 | 12,03 |

Al igual que en caso anterior, la Velocidad de Carga Orgánica No Consumida (VCO_{NC}) no se estabiliza para los diferentes TRS estudiados y disminuye continuamente.

No obstante, lo que si se observa, al igual que en el caso anterior, es que los aumentos de VCO_0 aplicados inducen, en todos los casos, a incrementos en la Velocidad de Carga Orgánica Consumida Media (VCO_{CM}). Igualmente, el porcentaje de VCO_{NC} respecto a la VCO_0 disminuye desde el 32,75% hasta el 12,03% cuando el TRS se reduce desde 40 hasta 25 días (tabla III.12). Estos aspectos indican que el sistema se encuentra estabilizado y es capaz de admitir las VCO_0 impuestas.

Estudio del biogás generado

Haciendo un estudio del biogás generado (figuras III.13 y III.14), la etapa 1 del ensayo puede ser considerada como un periodo de latencia. En ella tiene lugar la solubilización de componentes al medio por hidrólisis del residuo a la vez que se produce su colonización y por este motivo, el rendimiento medio en metano, medido como $L CH_4/gCOD_c$ y $L CH_4/gSV_c$, es prácticamente nulo (tabla III.13).

Durante la etapa 2, el rendimiento en metano adquiere un valor máximo de $1,113 L CH_4/gCOD_c$ y $0,121 L CH_4/gSV_c$ debido a la biodegradación de los AGV acumulados en la etapa anterior.

Finalmente, durante las etapas 3 y 4, el rendimiento en metano se mantiene prácticamente constante, entre $0,817$ y $0,914 L CH_4/gCOD_c$, y entre $0,096$ y $0,103 L CH_4/gSV_c$, lo cual indica un comportamiento estable del reactor.

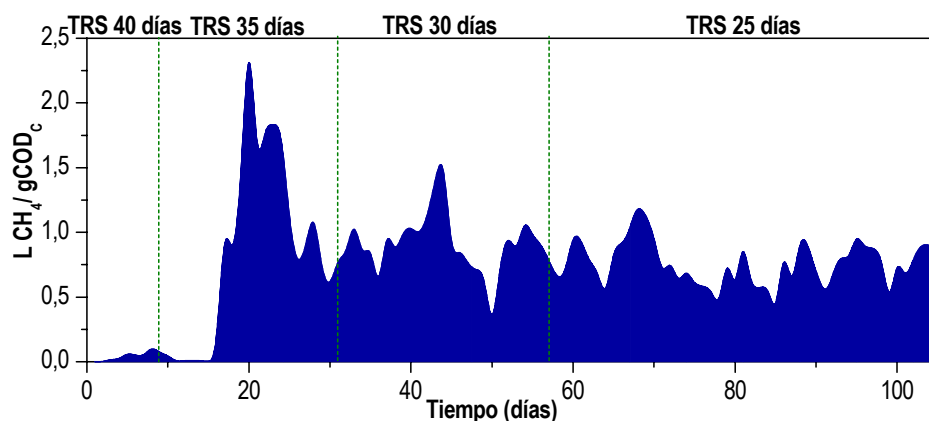


FIG. III.13. Evolución temporal del rendimiento en metano expresado como $L CH_4/gCOD_c$

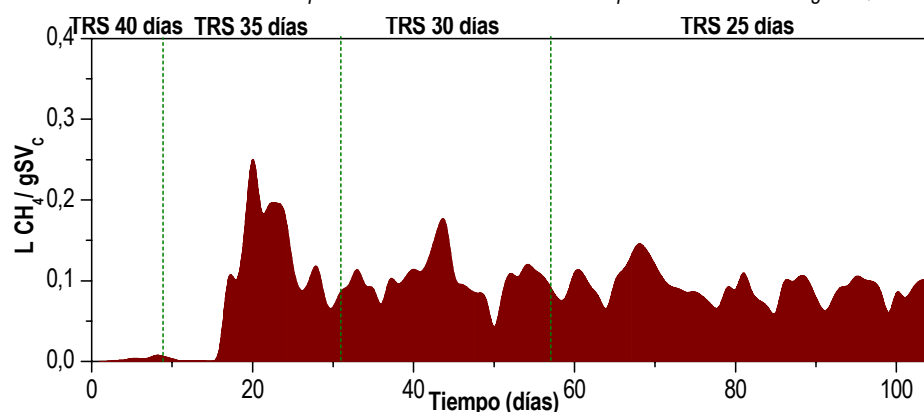


FIG. III.14. Evolución temporal del rendimiento en metano expresado como $L CH_4/gSV_c$

En la tabla III.13, el rendimiento medio global se ha calculado ponderando la producción específica de biogás y metano en función del tiempo de operación que se mantiene en cada TRS aplicado.

El rendimiento medio en metano para cada TRS probado, expresado como $L CH_4/gCOD_c$, puede ser transformado a $LCH_4/gDQO_c$ mediante el empleo de una correlación empírica obtenida experimentalmente para este residuo. El experimento consistió básicamente en determinar ambos parámetros (DQO y COD) para alícuotas de la misma muestra. La correlación indica que, aproximadamente, 1 gramo de DQO equivale a 0,335 gramos de COD. Esta aproximación puede admitirse porque la FORSU sintética es un residuo homogéneo y de composición estable. Los resultados de la transformación de unidades empleando esta equivalencia se detallan en la tabla III.14.

TABLA III.13. Rendimiento específico de metano y biogás para cada TRS ensayado y rendimiento medio global del experimento completo

| Etapa | TRS (d) | Tiempo de operación (d) | Rendimientos | | | |
|--------------------------|---------|-------------------------|-----------------|----------------|---------------------|--------------------|
| | | | $L CH_4/gCOD_c$ | $L CH_4/gSV_c$ | $L_{BIOGAS}/gCOD_c$ | L_{BIOGAS}/gSV_c |
| 1 | 40 | 14 | 0,034 | 0,002 | 3,283 | 0,222 |
| 2 | 35 | 17 | 1,113 | 0,121 | 4,658 | 0,508 |
| 3 | 30 | 25 | 0,914 | 0,103 | 2,121 | 0,240 |
| 4 | 25 | 82 | 0,817 | 0,096 | 1,982 | 0,233 |
| Rendimiento medio global | | | 0,792 | 0,091 | 2,469 | 0,267 |

TABLA III.14. Rendimiento medio en metano en términos de DQO y rendimiento medio global del experimento completo

| Etapa | TRS (d) | Tiempo de operación (d) | $L CH_4/gDQO_c$ |
|--------------------------|---------|-------------------------|-----------------|
| 1 | 40 | 14 | 0,011 |
| 2 | 35 | 17 | 0,373 |
| 3 | 30 | 25 | 0,306 |
| 4 | 25 | 82 | 0,274 |
| Rendimiento medio global | | | 0,265 |

Según describieron Bushwell y Mueler en 1952, el valor estequiométrico para la generación de metano, expresada como $L CH_4/gDQO_c$, es de 0,35. Teniendo en cuenta este valor teórico de referencia, se puede concluir que el reactor está trabajando con una eficacia de producción de metano próxima al valor máximo teórico. El valor obtenido para el TRS de 35 días es superior al máximo teórico, debido a que en este TRS se produce la transformación de la materia orgánica acumulada en el sistema y que procede del TRS anterior de 40 días, para el que la producción de metano fue prácticamente nula.

En resumen, el rendimiento medio global en metano, ponderado según el tiempo de operación de cada TRS, es de: $0,792 L CH_4/gCOD_c$; $0,091 L CH_4/gSV_c$ y $0,265 L CH_4/gDQO_c$. Como puede observarse en la tabla III.15, la producción específica de metano obtenida en términos de SV está en el entorno de los valores bibliográficos.

En cuanto a la generación diaria de biogás, como puede observarse en la figura III.15, durante los 3 primeros días de la etapa 1 tiene lugar una importante producción debida a la hidrólisis de la masa principal contenida en el reactor.

TABLA III.15. Valores de producción específica de metano

| $L\ CH_4/kgSV$ | Proceso | Referencia |
|----------------|--|---------------------------|
| 96-121 | Reactor semicontinuo de tanque agitado | Presente estudio |
| 153 | Reactor de lodos del SEBAC | (Álvarez, 2005) |
| 160-190 | SEBAC | (Chynoweth, 1991) |
| 180 | SEBAC | (Chugh, 1999) |
| 210-290 | Valorga | (Fruteau de Laelos, 1997) |
| 50-280 | Biodegradabilidad de FORSU | (Kayhanian, 1995) |
| 130-262 | Ensayos termofílicos FORSU | (Mata-Alvarez, 1998) |
| 113 | Residuos de comida | (Wang, 1997) |

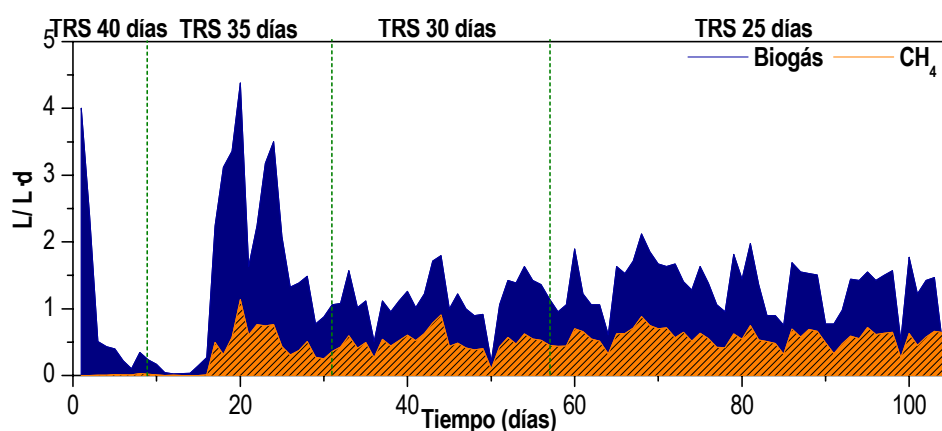


FIG. III.15. Producción diaria de biogás y metano (L / L-d)

Los gases predominantes en este intervalo y característicos de la etapa hidrolítica son H_2 y CO_2 en una proporción aproximada de 30-60 (tabla III.16). En esta fase tiene lugar la ruptura de moléculas complejas fácilmente biodegradables (carbohidratos especialmente), en otras más simples. Dado que la presencia de H_2 inhibe la metanogénesis a partir de AGV, la actividad metanogénica observada es escasa y corresponde al desarrollo de la población de *Archaeas* utilizadoras de H_2 , razón por la cual la etapa 1 ha sido considerada como de adaptación.

TABLA III.16. Producción y composición media del biogás

| Etapa | TRS(d) | Rendimientos | | | Composición del biogás (%) | | | |
|-----------|--------|------------------|--------------------|--------------------|----------------------------|-------|--------|--------|
| | | $L_{BIOGÁS}/L-d$ | $L_{BIOGÁS}/COD_c$ | $L_{BIOGÁS}/qSV_c$ | $L\ CH_4/L-d$ | H_2 | CH_4 | CO_2 |
| 1 | 40 | 0,638 | 3,283 | 0,222 | 0,007 | 28,09 | 11,257 | 60,653 |
| 2 | 35 | 1,944 | 4,658 | 0,508 | 0,465 | 6,57 | 25,274 | 68,153 |
| 3 | 30 | 1,160 | 2,121 | 0,240 | 0,499 | 0,00 | 47,887 | 52,113 |
| 4 | 25 | 1,396 | 1,982 | 0,233 | 0,582 | 0,00 | 45,665 | 54,335 |
| Promedios | | 1,344 | 2,469 | 0,267 | 0,494 | 3,659 | 40,065 | 56,276 |

En los últimos días de la etapa 2, correspondiente al TRS de 35 días, el nivel de H₂ es relativamente bajo y el porcentaje de CH₄ se estabiliza en torno al 25%, que es el valor típico de sistemas en los que la producción de CH₄ corresponde a la actividad de los microorganismos utilizadores de H₂. A partir de este momento, la concentración de H₂ se vuelve residual y desaparece totalmente hacia el día 22 de ensayo, comportamiento observado igualmente por Castrillon et al. (2002). Durante esta fase, que coincide con el aumento del pH del sistema, el porcentaje de CH₄ en el biogás aumenta como consecuencia de la mayor solubilización de CO₂ en el medio. Finalmente, a partir del día 22 de ensayo, el pH del sistema sigue aumentando progresivamente y permite la actividad metanogénica acetoclástica que se manifiesta claramente a partir del día 31 de ensayo, en el que se produce una gran cantidad de biogás con un porcentaje de CH₄ en el entorno del 50-55%, comportamiento característico de las fases de puesta en marcha (Bolzonella et al., 2003). En esta etapa, la producción media diaria y el rendimiento específico de biogás es de 1,944 L/L·d y 0,508 L/gSV_c respectivamente, resultados que se validan con los obtenidos por Cecchi and Traverso (1986) en sus estudios con lodo de depuradora. Estos autores obtuvieron un rendimiento en biogás de 0,35 L/gSV_c trabajando a un TRS de 33 días. En otras referencias bibliográficas (Cecchi et al., (1991); Mata-Álvarez ^(b) et al., (1993); Vallini et al., (1993); Pavan et al., (2000); Bolzonella et al., (2003)), en las que se trabaja con FORSU seca (20-25% en ST), la producción específica de biogás se sitúa en el intervalo 0,3-0,4 L/gSV_c.

En la etapa 3, la producción media diaria de biogás desciende a 1,160 L/L·d debido a que la mayor parte del residuo inicial con el que fue cargado el reactor ha sido degradado. No obstante, la composición del biogás se estabiliza con valores de CO₂ y CH₄ en torno al 50%, lo cual indica que en el reactor se ha alcanzado un equilibrio entre las distintas poblaciones microbianas implicadas en la digestión.

Por último, en la etapa 4, la producción media diaria de biogás asciende a un valor medio de 1,396 L/L·d, con una composición en CO₂ y CH₄ del 55% y 45% respectivamente. Este aumento en la producción media diaria de biogás, respecto a la etapa 3, se debe fundamentalmente al aumento en la VCO₀. Con relación a los resultados de rendimiento en biogás en términos de SV durante las etapas 3 y 4 (0,240 y 0,233 L/gSV_c respectivamente), se corresponden con los resultados medios obtenidos en los estudios de Fruteau de Laclous et al. (1997). Estos autores registraron

una producción de biogás comprendida entre 0,21 y 0,29 L/ gSV_c trabajando con FORSU semi-seca (20-30% en ST) a TRS comprendidos entre 13 y 55 días.

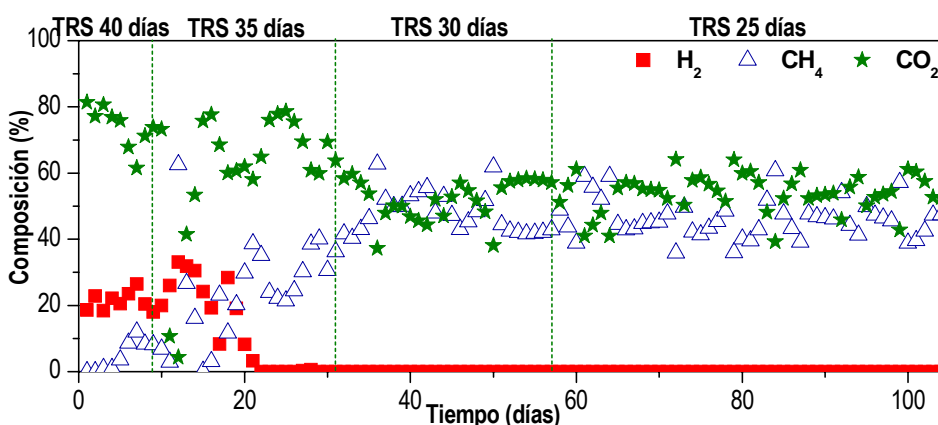


FIG. III.16. Evolución temporal del porcentaje de H₂, CH₄ y CO₂ en el biogás

2.2.2.2 Seguimiento de la acidez y la alcalinidad

Durante la etapa 1, la acidez total aumenta desde 860 a 6.300 mgAcH/ L en apenas 7 días, alcanzando un valor medio de 4.405 mgAcH/ L (figura III.17), comportamiento típico de un sistema acidogénico en el que tiene lugar la fermentación de sustancias fácilmente biodegradables (carbohidratos). Estos datos concuerdan con lo indicado anteriormente y se deben a la hidrólisis del residuo, durante la cual proteínas, carbohidratos y lípidos son transformados en productos intermedios (aminoácidos, azúcares y ácidos grasos de cadena larga) con liberación de H₂ y CO₂ por la microbiota acidogénica. Posteriormente, mediante una fermentación acidogénica, estos productos intermedios son transformados en compuestos orgánicos simples, ácidos grasos y alcoholes, dando lugar a una subida importante de la acidez, como muestran los datos. Por otra parte, a medida que aumenta la VCO₀, aumenta la acidez total en el sistema. De esta forma, en la etapa 2, la acidez total asciende hasta un valor medio de 5.761 mgAcH/ L, en la etapa 3 sube hasta 6.146 mgAcH/ L para finalmente estabilizarse, en la etapa 4, en torno a 7.250 mgAcH/ L (tabla III.10, Anexo de Tablas).

El aumento de acidez total que tiene lugar durante los primeros días de la etapa 1 es debido a incrementos en las concentraciones de acético (C2) y n-butírico (C4) fundamentalmente. Estos ácidos, con valores próximos a 850 mg/ L y 2.650 mg/ L

respectivamente, son fácilmente biodegradables y no suelen presentar problemas de inhibición en el reactor. Según Ahring et al. (1995), en procesos de digestión anaerobia son necesarias concentraciones de acético muy altas, por encima de 4.000 mgAcH/L , para que llegue a afectarse la producción de metano (Stafford, 1982). No obstante, estas concentraciones pueden ser toleradas por la *Archaeas* metanogénicas siempre que el pH sea superior a 7 (McCarty y Mosey, 1991), como ocurre en nuestro caso.

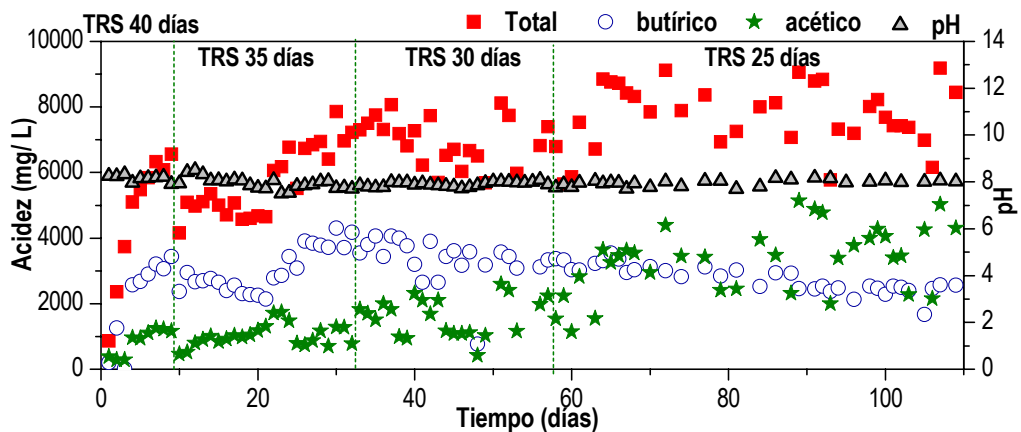


FIG. III.17. Evolución temporal de la acidez total y de los ácidos grasos mayoritarios (butírico y acético)

Los ácidos C3 (propiónico) y C5 (iso-valérico) presentan, durante todo el ensayo, valores de concentración media de 125 y 50 mg/L . Es importante que el propiónico no se acumule por encima de 3.500 mg/L porque implicaría fallo en el sistema (McCarty y Brosseau 1963; Hobson y Shaw 1976, Mosey 1983, Öztürk, 1991), siendo mucho más inhibitorio que el butírico. Esto se debe a que la conversión de butírico a acético e hidrógeno es lenta, pero se lleva a cabo en presencia de acético, sin embargo hasta que todo el butírico y el acético no han sido degradados el propiónico no se degrada a acético (Oztürk, 1991). En este trabajo no se han presentado problemas de inhibición por acumulación de propiónico (figura III.18). Por otra parte, como se puede observar en la Figura III.17, durante la etapa 4, el butírico comienza a transformarse en acético de forma que la concentración del primero disminuye constantemente en esta etapa mientras que se observa un ascenso en la concentración del segundo.

Los demás ácidos ácidos grasos volátiles analizados, C4 (iso-butírico), C5 (valérico), C6 (iso-caproico), C6 (caproico) y C7 (heptanoico) han permanecido prácticamente ausentes durante todo el proceso con concentraciones inferiores a 25 mg/L .

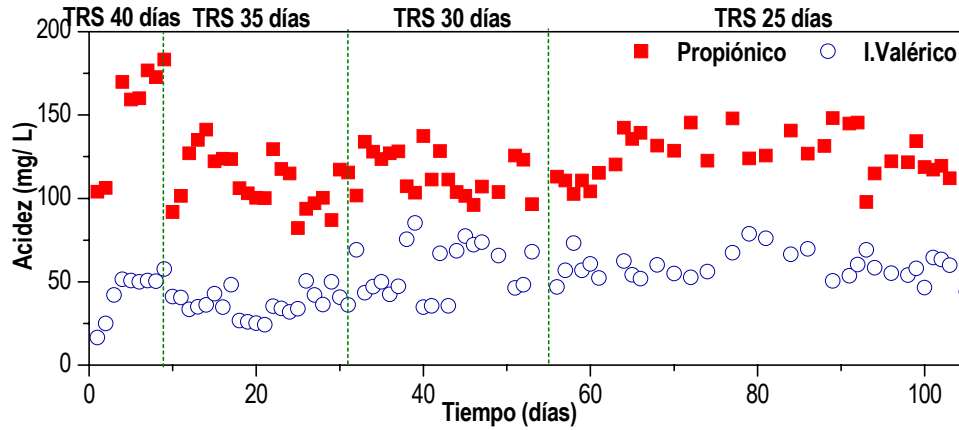


FIG. III.18. Evolución temporal en las concentraciones de propiónico e i.Valérico (mg/L)

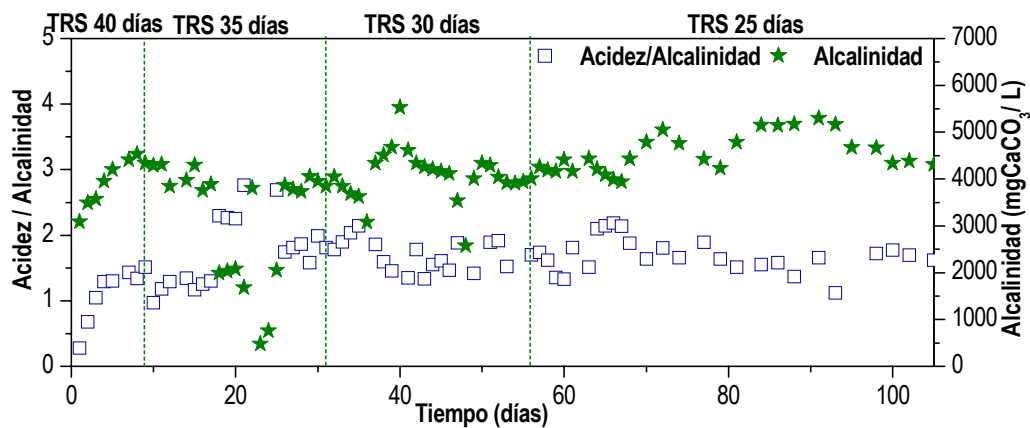


FIG. III.19. Evolución temporal de la alcalinidad y la ratio acidez/alcalinidad

En general, los valores de acidez total registrados durante el experimento son similares a los observados por Kayhanian y Rich (1995) en sus estudios de digestión anaerobia termofílica y seca de FORSU a escala de planta piloto, con valores comprendidos entre 10.000 y 16.000 mgAcH/L.

Por otro lado, ya que la relación acidez/ alcalinidad presenta un valor medio de 1,64 durante todo el ensayo, la capacidad tamponante del medio no es la más adecuada (figura III.19). La acumulación de ácidos grasos en el digestor no desencadena la inhibición del mismo por acidificación, gracias al control de pH ejercido, que ha permitido mantener este parámetro en valores superiores a 7,5. Si no se hubiera llevado a cabo el

control de pH, el reactor se habría inhibido rápidamente, teniendo lugar, única y exclusivamente, una hidrólisis parcial del residuo. Este hecho ha sido comprobado en ensayos previos en los que se empleó un conjunto de reactores discontinuos para estudiar el efecto de diferentes pretratamientos de la FORSU, observándose una parada del proceso por acidificación a las 36-48 horas del inicio del experimento.

2.2.2.3 Seguimiento del nitrógeno amoniacal

El Amonio es un parámetro que únicamente ha variado durante la etapa 1, coincidiendo con la fase Hidrolítica de la digestión. El nitrógeno amoniacal procede fundamentalmente de la hidrólisis de proteínas y en la bibliografía se recoge que valores superiores a los $2.000 \text{ mgN-NH}_3/\text{L}$ provocan inhibición de la actividad microbiana (*Shih Sung et al., 2003*). No obstante, autores como Forster (2003) o Álvarez (2005) no han detectado inhibición del sistema con concentraciones de amonio superiores a $2.700 \text{ mgN-NH}_3/\text{L}$ trabajando con el mismo tipo de residuos. En este trabajo, durante los 7 primeros días de la etapa 1, cuando la hidrólisis es más enérgica, la concentración media de amonio en el medio fue de $2.900 \text{ mgN-NH}_3/\text{L}$ y sin embargo esto no supuso inhibición en el sistema. Durante las etapas 2 y 3, los niveles medios de amonio aumentaron hasta 3.552 y $3.672 \text{ mgN-NH}_3/\text{L}$ respectivamente, alcanzándose la estabilidad en la etapa 4 con una concentración media de $3.248 \text{ mgN-NH}_3/\text{L}$.

2.2.2.4 Porcentajes globales de eliminación

Los porcentajes medios de eliminación de SV y ST durante la etapa 1 son del 67% y 11% respectivamente (figura III.20). A medida que se disminuye el TRS, los niveles de eliminación de ambos parámetros aumentan, mostrando el sistema una evolución favorable ya que, a pesar de incrementarse la VCO_0 , no se produce una disminución de la eficacia depurativa. Durante la etapa 2, los porcentajes medios de eliminación suben al 76% para SV y 33% para ST y progresan hasta unos valores estables de 88% en SV y 59% en ST a lo largo de la etapa 4 (tabla III.10, Anexo de Tablas). Los valores especialmente bajos de eliminación de ST en la etapa 1, están relacionados con la acumulación inicial de sólidos no biodegradables procedentes del inóculo con el que se llenó el reactor. Por ello, la alimentación al sistema provoca un aumento paulatino de esta variable.

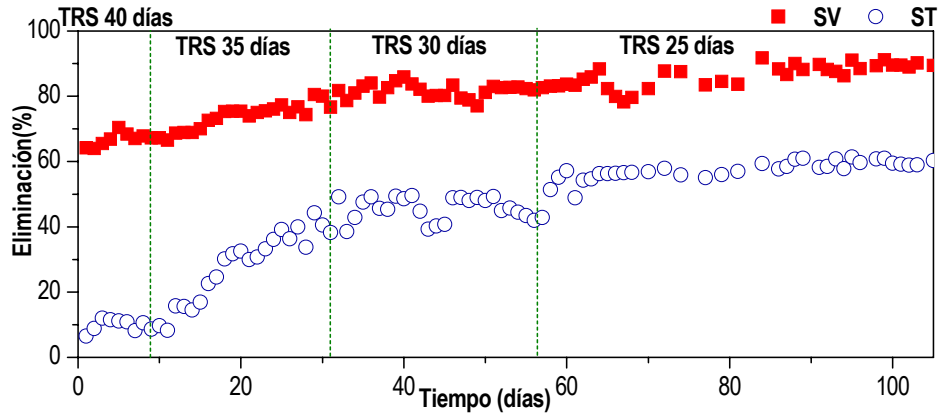


FIG. III.20. Evolución temporal del porcentaje de eliminación de SV y ST

En cuanto a la evolución de la materia orgánica eliminada frente al tiempo, la forma de la curva es análoga a la de eliminación de SV y ST pero presenta la particularidad (figura III.21) de que desde el séptimo día y hasta la conclusión de la etapa 1, el sistema muestra una biodegradación rápida, teniendo lugar un aumento en el porcentaje de eliminación de carbono orgánico en el efluente diario desde el 28 al 38%, asociado fundamentalmente a la eliminación del carbono orgánico disuelto (COD) procedente de la hidrólisis del residuo con el que fue cargado inicialmente el reactor. El experimento ha presentado unos porcentajes máximos de eliminación, en la etapa 4, del 88% en SV, 58% en ST y 64% en COD (tabla III.17). Estas cifras están cercanas a los valores de biodegradabilidad que presentan los RSU según la bibliografía (Ghosh, 2000; Forster, 2003; Álvarez, 2005; Asa Davidson et al., 2006).

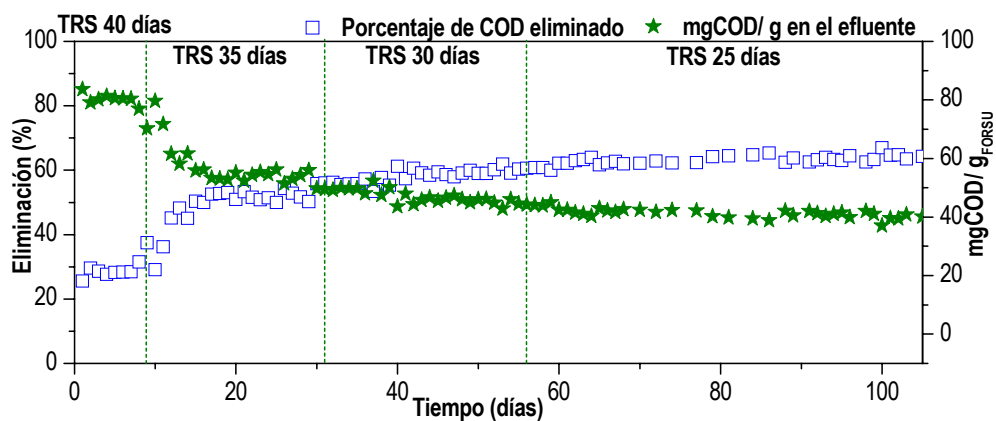


FIG. III.21. Evolución temporal del COD y del porcentaje de eliminación de COD

TABLA III.17. Porcentajes medios de eliminación para cada TRS ensayado y porcentajes medios globales del experimento completo

| <i>Etapa</i> | <i>TRS (d)</i> | <i>Tiempo de operación (d)</i> | <i>% SV_E</i> | <i>% ST_E</i> | <i>% COD_E</i> |
|---------------------------------|----------------|--------------------------------|-------------------------|-------------------------|--------------------------|
| 1 | 40 | 14 | 67,25 | 10,86 | 33,48 |
| 2 | 35 | 17 | 75,48 | 33,00 | 52,18 |
| 3 | 30 | 25 | 81,76 | 45,63 | 58,42 |
| 4 | 25 | 82 | 87,96 | 58,19 | 63,84 |
| <i>Rendimiento medio global</i> | | | 83,20 | 48,01 | 58,34 |

2.2.3 Microbiología de la puesta en marcha del reactor

En este apartado se exponen y discuten los resultados obtenidos de la caracterización microbiológica del inóculo y del reactor anaerobio termofílico de alto contenido en sólidos. Los datos microbiológicos empleados en este epígrafe forman parte del trabajo experimental titulado “*Desarrollo de las técnicas microbiológicas para el seguimiento de la dinámica de los principales grupos bacterianos implicados en el proceso anaerobio termofílico para el tratamiento de residuos con alto contenido en sólidos*” realizado por la Dra. Blanca Montero Cordón (2006). Con todo se exponen en este apartado de forma resumida para poder relacionarlos con el TRS aplicado en cada etapa ensayada.

Los diferentes métodos para la enumeración de microorganismos responden a dos procedimientos principales, según la observación sea directa (procedimientos de recuento directo: recuento por microscopía) o indirecta (procedimientos de recuento indirecto: conteo de viables).

Entre los primeros destaca la microscopía de epifluorescencia que consiste en la observación celular mediante un compuesto fluorescente. Este compuesto, o bien se adiciona a la muestra (microscopía de epifluorescencia mediante tinción con fluorocromo), o bien puede ser sintetizado por las células (microscopía de epifluorescencia por autofluorescencia o fluorescencia natural). Más recientemente, se ha comenzado a utilizar también la microscopía de epifluorescencia junto con la aplicación de técnicas de biología molecular, como es el caso de la técnica FISH (Hibridación Molecular In Situ), que consiste en marcar las células con sondas específicas de ARNr (unidas a un fluorocromo) y su posterior visualización al microscopio. Las sondas presentan diferentes grados de especificidad, lo que permite cuantificar poblaciones concretas en el seno de comunidades complejas. Las técnicas

de microscopía de epifluorescencia y FISH son ampliamente utilizadas en la actualidad para la cuantificación de la biomasa en reactores anaerobios y particularmente en la digestión anaerobia de la FORSU (*Raskin et al., 1995; Griffin et al., 1998; McMahon et al., 2001; 2004*). Estas técnicas han sido aplicadas por el grupo de investigación en el que se enmarca este trabajo para el seguimiento de la dinámica de los principales grupos bacterianos implicados en el proceso anaerobio termofílico (*Solera, 2001, Montero, 2006*).

Por otra parte, entre los procedimientos de recuento indirecto, la técnica más citada en la bibliografía para la determinación de viables en el seno de reactores anaerobios es la del Número Más Probable (NMP). Este método está basado en determinadas fórmulas de probabilidad, calculadas a partir de la densidad media de bacterias en una serie de tubos múltiples. Es una técnica que permite cuantificar el número de viables de las principales poblaciones microbianas en los reactores mediante la selección de fuentes de crecimiento específicas.

Las técnicas anteriores a pesar de aportar información más exacta sobre el número de microorganismos totales y viables presentes en los digestores, conllevan una serie de inconvenientes derivados de la naturaleza estrictamente anaerobia de algunos de estos microorganismos, de su tendencia a formar agrupaciones, así como de los numerosos y complejos requerimientos nutricionales necesarios para su crecimiento. Como consecuencia de todo ello, muchos autores defienden los métodos relacionados con la cuantificación de la biomasa, siendo la determinación de los sólidos volátiles en suspensión la técnica más utilizada.

En cualquier caso, cabe destacar que la estimación del número de microorganismos en cultivos mixtos es muy compleja, por lo que para abarcar la diversidad de las poblaciones presentes en ellos es conveniente la utilización conjunta de varios procedimientos de cuantificación.

En el presente trabajo, es importante señalar que la concentración total de microorganismos presentes en el sistema se cuantificó por microscopía de epifluorescencia con DAPI y la concentración de metanógenas autofluorescentes por microscopía de autofluorescencia. Estas técnicas ya han sido utilizadas en el grupo de investigación en trabajos precedentes (*Solera, 1999; 2001*). Por otro lado se ha aplicado

la técnica molecular FISH para identificar y cuantificar de forma específica los principales grupos microbianos responsables de la depuración anaerobia. Para ello se utilizan sondas de oligonucleótidos que se unen específicamente con cada uno de estos grupos microbianos:

- EUB338: *Eubacterias*.
- ARC915: *Archaeas*.
- MB1174: Metanógenas utilizadoras de hidrógeno.
- MX825: Metanógenas acetoclásticas.

En primer lugar se ha caracterizado el inóculo empleado, a continuación se estudia la evolución de los distintos grupos microbianos implicados en la digestión anaerobia seca, y por último, se discuten las diferencias obtenidas entre las técnicas de cuantificación utilizadas.

2.2.3.1 Caracterización microbiológica del inóculo

Como se comentó en el Capítulo II de “*Antecedentes generales*” la fuente de inóculo es un factor sustancial para el desarrollo del proceso de puesta en marcha de los reactores anaerobios, ya que su capacidad de aclimatarse a las características del residuo, su actividad degradativa anaerobia y la idoneidad de su composición determinará la duración de la etapa de arranque.

Esta etapa es crítica para la operación de los digestores anaerobios, ya que normalmente los inóculos no están adaptados al tipo de residuo a tratar y a las condiciones de operación (termofílica y seca). No obstante, una aclimatación previa del mismo acortaría el tiempo necesario para el arranque del reactor. Así, en este estudio se ha utilizado una mezcla de lodos anaerobios mesofílicos y lixiviados que han sido previamente aclimatados al rango termofílico mediante la tecnología SEBAC, como se detalla en el apartado del epígrafe de “*Material y Métodos*”.

Otro factor fundamental es el tamaño de inóculo empleado en el arranque del digestor ya que porcentajes bajos suelen fracasar. En este estudio se ha utilizado un 88% de inóculo en las cantidades detalladas en el epígrafe de “*Material y Métodos*”.

Los resultados de la caracterización del inóculo muestran que éste contiene un porcentaje de metanógenas del 23% (*Eubacterias* y *Archaeas* 100%), con una relación porcentual de utilizadoras de H₂ y acetoclásticas de 63:37, respectivamente (ver tabla III.18). Estos valores son superiores a los empleados por otros autores (*Griffin et al., 1998; Stroot et al., 2001 y McMahon et al., 2001; 2004*).

Con este inóculo y las condiciones de operación seleccionadas, la hidrólisis del residuo tiene lugar desde el segundo día de la puesta en marcha y se obtiene una estabilización en el funcionamiento del reactor a los 30 días de operación. El periodo de estabilización es similar a los obtenidos por otros autores operando en rango termofílico con menor carga orgánica y contenido en sólidos (*Griffin et al., 1998; Stroot et al., 2001 y McMahon et al., 2001; 2004*).

TABLA III.18. Caracterización microbiológica del inóculo

| Poblaciones microbianas | Concentración (Cel gSVT ⁻¹) | Porcentaje (%) |
|--|---|----------------|
| Microorganismos totales | 2,50x 10 ¹⁰ | 100,00 |
| Metanógenas autofluorescentes | 1,90x 10 ⁷ | 0,08 |
| <i>Eubacterias</i> | 1,05x 10 ⁹ | 76,73 |
| <i>Archaeas</i> | 3,20x 10 ⁸ | 23,27 |
| Metanógenas utilizadoras de H ₂ | 2,79x 10 ⁸ | 63,00 |
| Metanógenas acetoclásticas | 1,64x 10 ⁸ | 37,00 |

Las razones son varias: la aclimatación de la fuente de microorganismos a las condiciones de operación (termofílica y seca), el mayor tamaño de inóculo utilizado y su elevado contenido en metanógenas, particularmente en utilizadoras de hidrógeno.

2.2.3.2 Evolución de la microbiota anaerobia en las etapas de arranque y estabilización

En las tablas (III.19-21) se muestran los resultados medios de concentración y porcentajes de las distintas poblaciones microbianas presentes en el sistema durante los cuatro TRS ensayados. La evolución de la concentración de los microorganismos totales y de los principales grupos microbianos se representa en las figuras III.22-26. En las figuras III.27 y III.28 se muestran las relaciones porcentuales entre *Eubacterias* y

Archaeas, y entre Metanógenas utilizadoras de H₂ y Metanógenas acetoclásticas, respectivamente.

TABLA III.19. Resultados medios de la población total y metanogénica autofluorescente

| THR (Días) | Microorganismos Totales (Cel gSVT ⁻¹) (x10 ⁻¹⁰) | Metanógenas Autofluorescentes (Cel gSVT ⁻¹) (x10 ⁻⁷) | Población no metanogénica (%) | Metanógenas Autofluorescentes (%) |
|------------|---|--|-------------------------------|-----------------------------------|
| 40 | 2,06 ± 0,72 | 1,01 ± 0,83 | 99,94 ± 0,05 | 0,06 ± 0,05 |
| 35 | 1,10 ± 0,24 | 0,83 ± 0,52 | 99,92 ± 0,06 | 0,08 ± 0,06 |
| 30 | 1,34 ± 0,21 | 0,66 ± 0,21 | 99,95 ± 0,02 | 0,05 ± 0,02 |
| 25 | 2,06 ± 0,35 | 0,96 ± 0,34 | 99,95 ± 0,02 | 0,05 ± 0,02 |

Microorganismos totales = 100%

TABLA III.20. Resultados medios de la cuantificación de Eubacterias y Archaeas

| THR (Días) | Eubacterias (Cel gSVT ⁻¹) (x10 ⁻⁹) | Archaeas (Cel gSVT ⁻¹) (x10 ⁻⁹) | Eubacterias (%) | Archaeas (%) |
|------------|--|---|-----------------|---------------|
| 40 | 0,93 ± 0,34 | 0,14 ± 0,08 | 87,58 ± 4,35 | 12,42 ± 4,35 |
| 35 | 1,45 ± 0,36 | 0,79 ± 0,42 | 67,43 ± 13,39 | 32,57 ± 13,39 |
| 30 | 1,46 ± 0,19 | 0,96 ± 0,21 | 60,66 ± 4,57 | 39,34 ± 4,57 |
| 25 | 2,64 ± 0,66 | 1,71 ± 0,37 | 60,41 ± 2,00 | 39,59 ± 2,00 |

Eubacterias + Archaeas = 100%

TABLA III.21. Resultados medios de la cuantificación de las metanógenas utilizadoras de hidrógeno y acetoclásticas

| THR (Días) | Metanógenas utilizadoras de H ₂ (Cel gSVT ⁻¹) (x10 ⁻⁹) | Metanógenas acetoclásticas (Cel gSVT ⁻¹) (x10 ⁻⁹) | Metanógenas utilizadoras de H ₂ (%) | Metanógenas acetoclásticas (%) |
|------------|---|---|--|--------------------------------|
| 40 | 0,25 ± 0,22 | 0,04 ± 0,06 | 92,38 ± 12,03 | 7,62 ± 12,03 |
| 35 | 0,41 ± 0,27 | 0,82 ± 0,42 | 36,66 ± 28,68 | 63,34 ± 28,68 |
| 30 | 0,25 ± 0,05 | 1,19 ± 0,18 | 17,10 ± 2,29 | 82,90 ± 2,29 |
| 25 | 0,43 ± 0,12 | 1,97 ± 0,60 | 18,18 ± 3,81 | 81,82 ± 3,81 |

Utilizadoras de H₂ + Acetoclásticas = 100%

Etapa TRS 40 días

En los primeros días de la puesta en marcha del digestor, la concentración de microorganismos en el reactor es alta debido al elevado porcentaje de inóculo empleado.

En esta etapa tiene lugar fundamentalmente la hidrólisis de los residuos realizada por las bacterias acidogénicas que constituyen la población mayoritaria del reactor (87,58%). En las figuras III.22-26 se observa un descenso de estos microorganismos debido probablemente a que la carga aplicada al sistema es insuficiente para mantener el tamaño de la población del inóculo. Las *Archaeas* representan únicamente un 12% de la población total, valor que coincide con el registrado por otros autores (*Griffin et al., 1998*) (tablas III.19-21 y figuras III.22-26).

La concentración de *Achaeas* permanece relativamente constante durante los primeros días de operación, ya que la pérdida de acetoclásticas se compensa con el aumento de las utilizadoras de hidrógeno. Estas últimas son las más abundantes debido a la gran cantidad de hidrógeno procedente de la hidrólisis y acidogénesis del residuo. Además presentan menores tiempos de duplicación y mayor capacidad de adaptación a los cambios ambientales y nutricionales que las acetoclásticas por lo que llegan a ser el 92% de las metanógenas en esta etapa; porcentaje muy superior al del inóculo (63%).

Es de destacar el papel fundamental de las metanógenas utilizadoras de hidrógeno en el arranque del proceso manteniendo la presión de hidrógeno en niveles inferiores a los que provocarían la inhibición del sistema. El metano generado en esta etapa procede de la ruta metabólica de estos microorganismos.

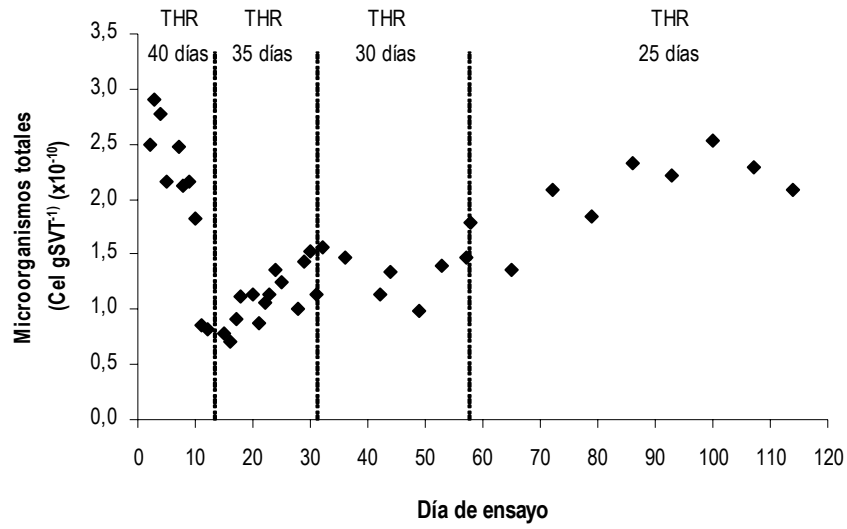


FIG III.22. Evolución de la concentración de microorganismos totales en el reactor

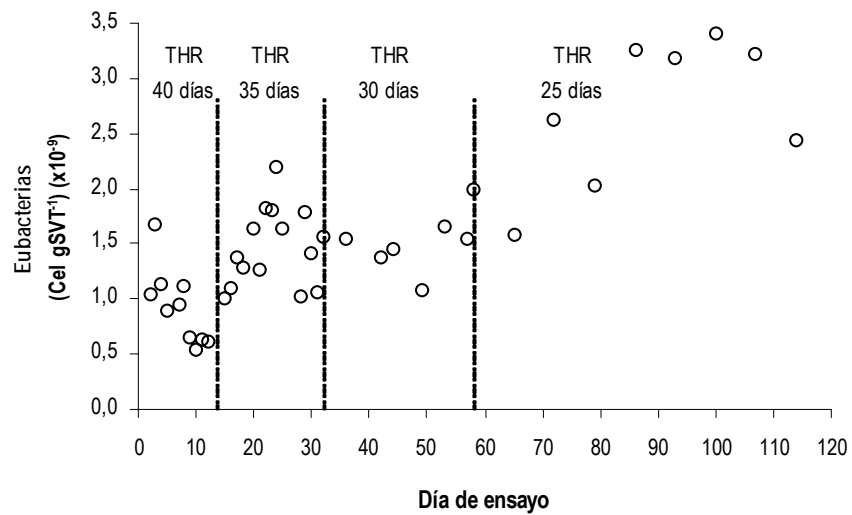


FIG. III.23. Evolución de las Eubacterias en el reactor

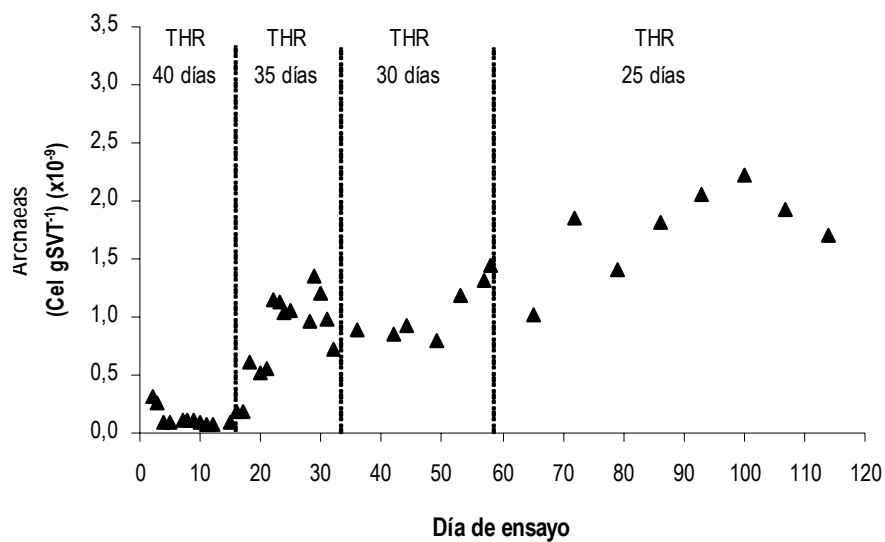


FIG. III.24. Evolución de las Archaeas en el reactor

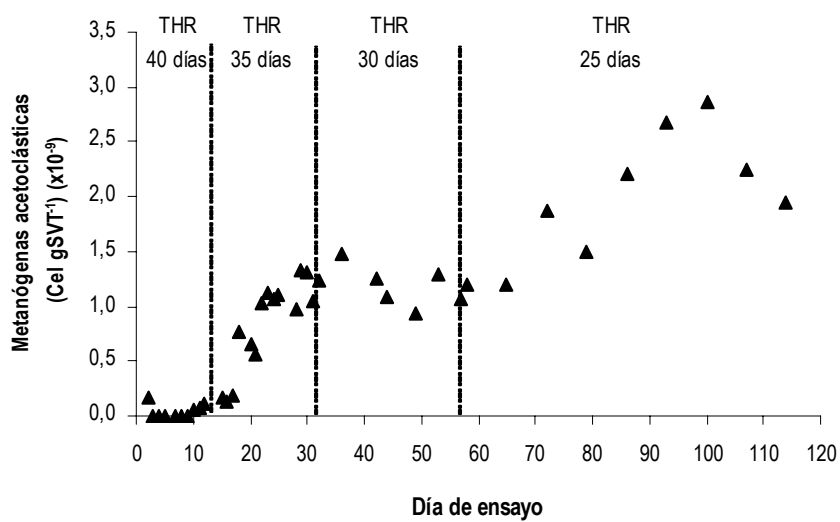


FIG. III.25. Evolución de las metanógenas acetoclásticas en el reactor

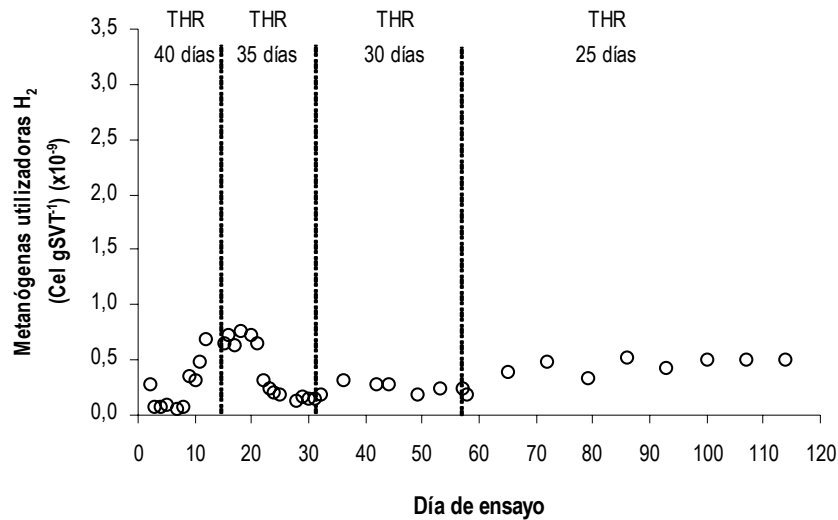


FIG. III.26. Evolución de las metanógenas utilizadoras de hidrógeno en el reactor

Etapas TRS 35 días

En esta etapa destaca la adaptación y crecimiento de la población metanogénica acetoclástica, de forma que pasa a ser la población mayoritaria de este grupo constituyendo un 63% y las *Archaeas* pasan de un 12% a un 33% del total.

El arranque de la metanogénesis acetoclástica, el incremento de carga orgánica aplicado al sistema y la disminución del contenido en hidrógeno son los factores que determinan que la población microbiana del reactor aumente durante esta etapa.

Así, durante el TRS 35 días, el coeficiente de rendimiento de metano alcanza su valor máximo $1,113 \text{ L CH}_4/\text{gCODc}$, $0,121 \text{ L CH}_4/\text{gSVc}$ ó $0,373 \text{ L CH}_4/\text{gDQOc}$ debido a la biodegradación de los ácidos grasos volátiles acumulados en la etapa previa. Asimismo, la velocidad de generación de biogás y su porcentaje de metano aumentan de $0,638$ a $1,944 \text{ L/L}\cdot\text{d}$ y de $11,26\%$ a $25,27\%$, respectivamente. Las metanógenas utilizadoras de hidrógeno disminuyen cuando el nivel de hidrógeno en el biogás baja (ver figura III.28).

Etapas TRS 30 días

La disminución del TRS de operación provoca una ligera pérdida de microorganismos debido a la mayor velocidad de dilución aplicada, hasta que la población se estabiliza para estas condiciones. En este periodo, se estabiliza las proporciones de los diferentes grupos de la microbiota, de forma que el reactor está constituido por un 61% de bacterias y un 39% de metanógenas (figura III.27), y estas últimas están formadas por un 17% de utilizadoras de hidrógeno y un 83% de acetoclásticas (figura III.28).

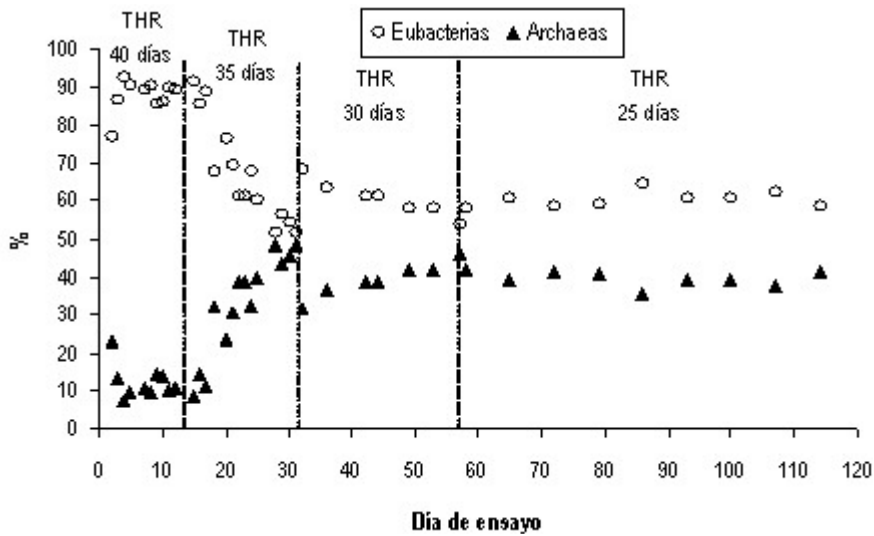


FIG. III.27. Evolución porcentual de Eubacterias y Archaeas en el reactor

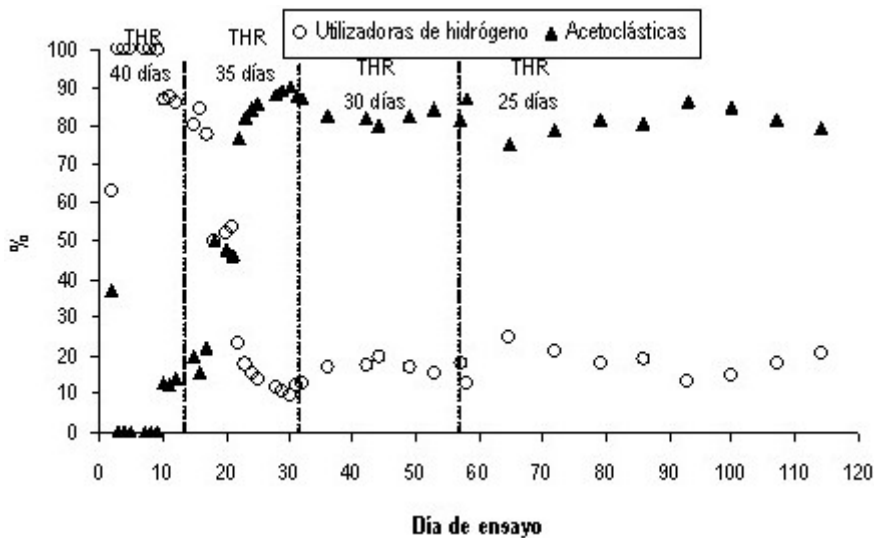


FIG. III.28. Evolución de las metanógenas utilizadoras de H₂ y acetoclásticas en el reactor

Etapas TRS 25 días

En el último periodo, la eficacia depurativa y el coeficiente de rendimiento se mantienen constantes en torno al 88% SV y 0,274 $LCH_4/gDQOc$, respectivamente. El aumento de la concentración total de microorganismos, *Eubacterias*, *Archaeas*, metanógenas utilizadoras de hidrógeno y metanógenas acetoclásticas se debe al incremento de la Velocidad de Carga Orgánica alimentada (VCO_0). En consecuencia, la velocidad de generación de biogás aumenta desde 1,160 a 1,396 $L/L \cdot d$. Estos resultados son similares a los obtenidos en otros estudios donde la velocidad de generación de biogás varía entre 1,6 a 1,7 $L/L \cdot d$ (Stroot *et al.*, 2001). El porcentaje de eliminación de SV obtenido en este estudio es más elevado que los encontrados en la bibliografía (Griffin *et al.*, 1998; Stroot *et al.*, 2001).

Comparando los dos últimos periodos podemos concluir que a partir del día 30 de la puesta en funcionamiento, las poblaciones microbianas se han estabilizado, obteniéndose una relación *Eubacterias:Archaeas* de 60:40, respectivamente. Del mismo modo, la ratio metanógenas utilizadoras de H_2 :metanógenas acetoclásticas es de 18:82, respectivamente. No obstante, las metanógenas utilizadoras de H_2 no desaparecen completamente en las etapas de estabilización, sino que se convierten en la *Archaeas* minoritarias. Estos resultados concuerdan con los obtenidos por McMahon *et al.* (2001; 2004) en sus trabajos con digestores anaerobios estables.

2.3 Determinación del TRS_{MIN} y TRS_{OPT}

La sistemática llevada a cabo para la consecución de este objetivo consistió en establecer una secuencia de cuatro TRS (20, 15, 10 y 8 días) ensayados a partir de la estabilización del reactor para un TRS de 25 días, ya que éste es un parámetro fundamental en el análisis de la eficacia del proceso (Wang *et al.*, 1997; Kiyohara *et al.*, 2000; Halalshah *et al.*, 2001). Las Velocidades de Carga Orgánica (VCO), expresadas como $mgCOD/L_{REACTOR} \cdot d$ y $mgSV/L_{REACTOR} \cdot d$, durante cada uno de los TRS quedan recogidas en la tabla III.22.

TABLA III.22. Velocidad de Carga Orgánica suministrada diariamente
 VCO_0

| <i>Etapa</i> | <i>mgCOD/L·d</i> | <i>mgSV/L·d</i> | <i>TRS (d)</i> | <i>Tiempo de operación (d)</i> |
|--------------|------------------|-----------------|----------------|--------------------------------|
| 5 | 1.404 | 8.862 | 20 | 60 |
| 6 | 1.872 | 11.817 | 15 | 45 |
| 7 | 2.808 | 17.725 | 10 | 30 |
| 8 | 3.509 | 22.156 | 8 | 24 |

Cabe señalar que en la estrategia seguida en este apartado se sobrepasan los límites de Velocidad de Carga Orgánica establecidos por Irini et al. (2006) para la consecución de una buena estrategia de puesta en marcha y estabilización, con el objeto de sobrepasar el límite de estabilidad del sistema. Concretamente, en las etapas 7 y 8, la Velocidad de Carga Orgánica expresada en términos de SV, es superior al límite de 15 $gSV/L \cdot d$ establecido por los mencionados autores.

2.3.1 Seguimiento de la Velocidad de Carga Orgánica Consumida (VCO_C) y biogás generado

VCO_C expresada en función del Carbono Orgánico Disuelto

La tabla III.23 recoge la diferencia entre la Velocidad de Carga Orgánica Consumida Media (VCO_{CM}) y alimentada (VCO_0) en los diferentes TRS ensayados. Cuanto menor sea esta diferencia mayor será la capacidad biodegradativa del sistema. La VCO_{CM} se ha calculado como el valor medio durante el periodo de tiempo correspondiente a cada TRS ensayado.

Como se dijo anteriormente, la diferencia ($VCO_0 - VCO_{CM}$) representa la Velocidad de Carga Orgánica No Consumida (VCO_{NC}) y, como puede observarse en la tabla III.23 y en la figura III.29, ésta se incrementa al disminuir el TRS aplicado. Este hecho indica claramente, una desestabilización del reactor. Así, cuando el TRS es disminuído desde 20 a 15 días, la VCO_{NC} aumenta desde el 32,74% hasta el 34,41% respecto a la VCO_0 . Cuando el TRS se reduce hasta 10 días, este porcentaje aumenta hasta el 38,88% y, finalmente, cuando el TRS es disminuído a 8 días, la VCO_{NC} alcanza el valor máximo del 43,02%.

TABLA III.23. VCO_{NC} en términos de $mgCOD/L \cdot d$

| Etapa | TRS (d) | VCO_0 | VCO_{CM} | VCO_{CM} (% respecto a VCO_0) | VCO_{NC} | VCO_{NC} (% respecto a VCO_0) |
|-------|---------|---------|------------|---------------------------------------|------------|---------------------------------------|
| 5 | 20 | 1.404 | 944 | 67,26 | 460 | 32,74 |
| 6 | 15 | 1.872 | 1.228 | 65,59 | 644 | 34,41 |
| 7 | 10 | 2.808 | 1.716 | 61,12 | 1.092 | 38,88 |
| 8 | 8 | 3.509 | 2.000 | 56,98 | 1.510 | 43,02 |

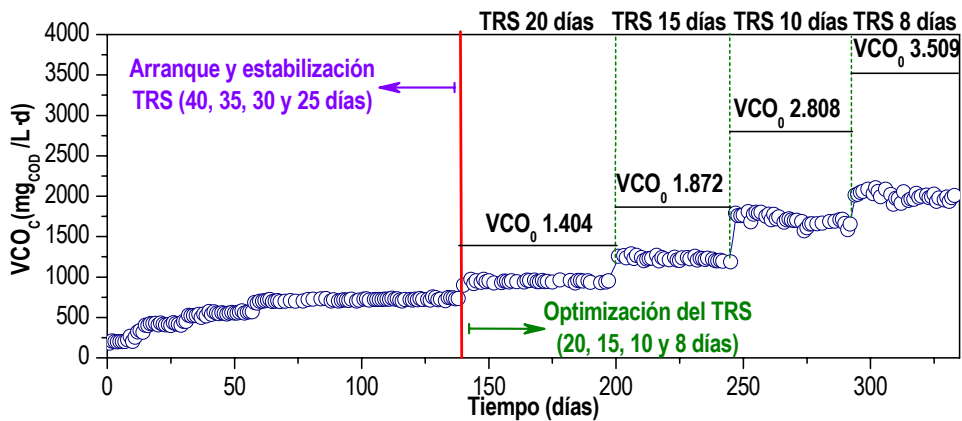


FIG. III.29. Evolución temporal de la Velocidad de Carga Orgánica Consumida en términos de $mgCOD/L \cdot d$

VCO_C expresada en función de los Sólidos Volátiles

En la tabla III.24 se recoge la diferencia entre la velocidad media de carga orgánica consumida (VCO_{CM}) y alimentada (VCO_0) para los diferentes TRS estudiados.

TABLA III.24. VCO_{NC} en términos de $mgSV/L \cdot d$

| Etapa | TRS (d) | VCO_0 | VCO_{CM} | VCO_{CM} (% respecto a VCO_0) | VCO_{NC} | VCO_{NC} (% respecto a VCO_0) |
|-------|---------|---------|------------|---------------------------------------|------------|---------------------------------------|
| 5 | 20 | 8.862 | 7.851 | 88,59 | 1.011 | 11,41 |
| 6 | 15 | 11.817 | 10.516 | 89,00 | 1.300 | 11,00 |
| 7 | 10 | 17.725 | 15.213 | 85,83 | 2.512 | 14,17 |
| 8 | 8 | 22.156 | 15.959 | 72,03 | 6.198 | 27,97 |

Al igual que en el caso anterior, cuando el TRS es disminuído desde 20 hasta 8 días, la VCO_{NC} se incrementa desde el 11,41% hasta el 27,97% respecto a la VCO_0 (tabla III.24). Esto evolución es representativa de que la capacidad de biodegradación del sistema se ve claramente afectada.

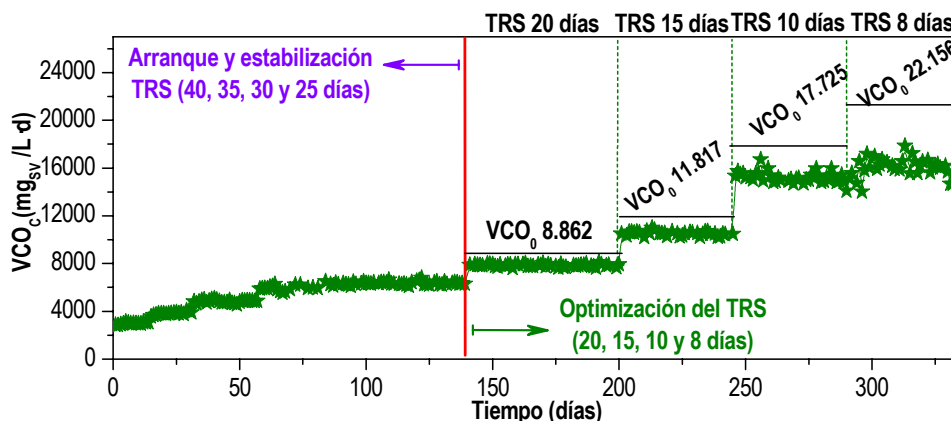


FIG. III.30. Evolución temporal de la Velocidad de Carga Orgánica Consumida en términos de $mgSV/L \cdot d$

Estudio del biogás generado

Como puede observarse en la tabla III.25, el rendimiento medio en metano, en términos de $L CH_4/gCOD_c$ y $L CH_4/gSV_c$, desciende a medida que disminuye el TRS, haciéndose prácticamente cero para un TRS de 8 días. Según Álvarez (2005), los valores de μ_{MAX} para las poblaciones de microorganismos involucradas en la hidrólisis y acidogénesis oscilan entre 0,08 y 0,18 $días^{-1}$; para la población metanogénica utilizadora de hidrógeno fluctúa entre 0,33 y 0,40 $días^{-1}$ y para las bacterias metanogénicas acetoclásticas entre 0,23 y 0,28 $días^{-1}$.

TABLA III.25. Rendimiento medio en metano para cada TRS ensayado

| Etapa | TRS (d) | Tiempo de operación (d) | Rendimiento en CH_4 | | |
|--------------------------|---------|-------------------------|-----------------------|----------------|-----------------|
| | | | $L CH_4/gCOD_c$ | $L CH_4/gSV_c$ | $L CH_4/gDQO_c$ |
| 5 | 20 | 60 | 1,046 | 0,120 | 0,350 |
| 6 | 15 | 45 | 0,968 | 0,112 | 0,324 |
| 7 | 10 | 30 | 0,702 | 0,075 | 0,235 |
| 8 | 8 | 24 | 0,064 | 0,009 | 0,021 |
| Rendimiento medio global | | | 0,811 | 0,092 | 0,271 |

Por tanto, el hecho de que el rendimiento en metano disminuya drásticamente para un TRS de 8 días, podría estar vinculado a una desestabilización de la microbiota hidrolítica y acidogénica, ya que su velocidad específica de crecimiento es la más pequeña entre las distintas poblaciones implicadas, y los tiempos de lavado se sitúan entre 5,5 y 12,5 días.

Así, la utilización del TRS de 8 días podría provocar el lavado de esta población, que al ser la que actúa en primer lugar dentro de la secuencia del proceso anaerobio, desencadenaría el cese total de la actividad. Los datos obtenidos parecen indicar que el TRS de 8 días no provoca el cese total de la actividad ya que tiene lugar un cierto consumo de COD y SV. Sin embargo, el sistema se distorsiona de forma importante y la metanogénesis se ve claramente afectada.

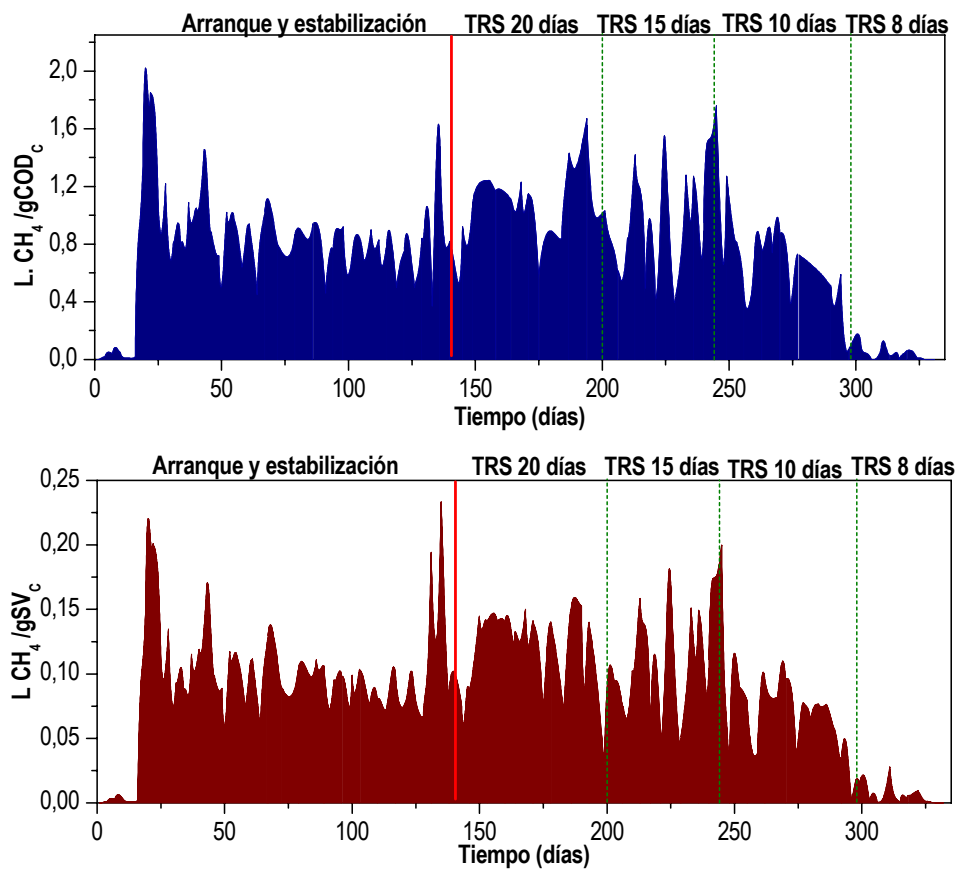


FIG. III.31. Evolución temporal del rendimiento en metano expresado como $L\ CH_4/gCOD_c$ y $L\ CH_4/gSV_c$.

Respecto a la generación de metano, expresada como $L\ CH_4/gDQO_c$, puede observarse como las etapas 5 y 6 están próximas al valor estequiométrico, descrito por Bushwell y Mueler en 1952, de $0,35\ L\ CH_4/gDQO_c$. Por el contrario, las etapas 7 y 8 muestran un descenso acusado de este parámetro, indicativo de inhibición en la actividad acidogénica y, por consiguiente, de la metanogénesis del proceso.

En resumen, el rendimiento medio global en metano, durante las etapas 5, 6, 7 y 8, ponderado según los tiempos de operación de cada TRS aplicado es de: 0,811 L CH₄/gCOD_c; 0,092 L CH₄/gSV_c y 0,271 L CH₄/gDQO_c.

En cuanto a la producción media diaria de biogás, este parámetro aumenta desde la etapa 5 a la 7 debido fundamentalmente al aumento en la VCO₀. Como se observa en la tabla III.26, la generación diaria de biogás alcanza, para un TRS de 10 días, el valor máximo de 3,783 L/L d.

TABLA III.26. Producción y composición media del biogás

| Etapa | TRS(d) | Rendimientos | | | | Composición del biogás (%) | | |
|-----------|--------|------------------------------|---|---|----------------------------|----------------------------|-----------------|-----------------|
| | | L ^{BIOGÁS} / L·d | L ^{BIOGÁS} / COD _c | L ^{BIOGÁS} / qSV _c | L CH ₄ / L·d | H ₂ | CH ₄ | CO ₂ |
| 5 | 20 | 2,258 | 2,450 | 0,289 | 0,933 | 0,000 | 49,791 | 50,209 |
| 6 | 15 | 3,244 | 2,487 | 0,316 | 1,149 | 0,000 | 49,537 | 50,463 |
| 7 | 10 | 3,783 | 2,461 | 0,240 | 0,929 | 4,121 | 33,730 | 62,148 |
| 8 | 8 | 1,615 | 0,865 | 0,110 | 0,132 | 18,235 | 13,497 | 68,268 |
| Promedios | | 2,728 | 2,223 | 0,260 | 0,872 | 3,530 | 41,210 | 55,259 |

Sin embargo, aunque el TRS de 15 días presente una producción de biogás un 14,24% inferior, la producción diaria de metano es superior, respecto a la etapa 7, 1,149 frente a 0,933 L/L d.

Por otra parte, la composición del biogás durante el TRS de 15 días es de 50:50 en CH₄ y CO₂ respectivamente, típica de un reactor semicontinuo estable (*Bolzonella et al., 2003*), frente a la 30:60 obtenida para la etapa posterior, indicativo esto último de que las poblaciones de microorganismos comienzan a desestabilizarse por debajo de 10 días. Este hecho queda reflejado en la última etapa, para un TRS de 8 días, donde la producción de biogás y metano descienden hasta los valores mínimos de 1,615 y 0,132 L/L d respectivamente.

La composición del biogás, pobre en CH₄ y rica en H₂ y CO₂ (≈10:20:70 respectivamente), induce a pensar que, además de estar inhibidas las bacterias acidogénicas, por su baja velocidad específica de crecimiento, las bacterias metanogénicas utilizadoras de hidrógeno también comienzan a desajustarse en el balance global de poblaciones. Esto daría lugar a un escaso porcentaje de metano en el biogás, originado fundamentalmente por las bacterias metanógenas acetoclásticas y a la presencia de H₂ en el mismo.

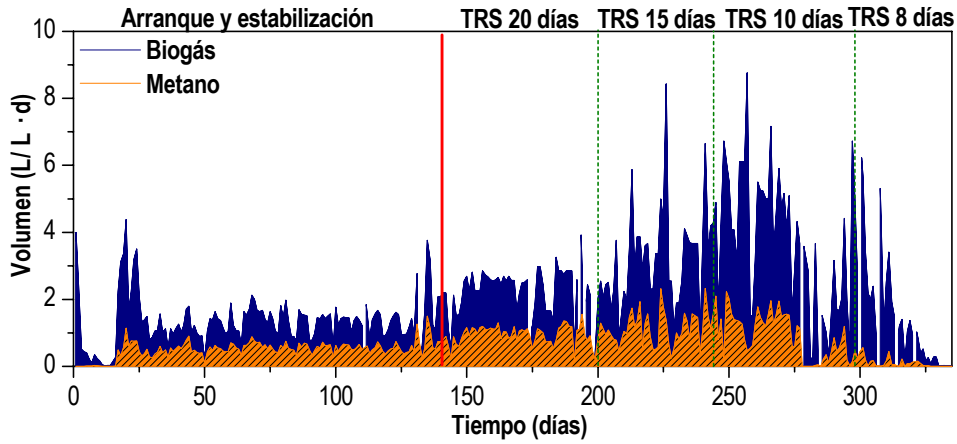


FIG. III.32. Evolución temporal de la producción de biogás y metano

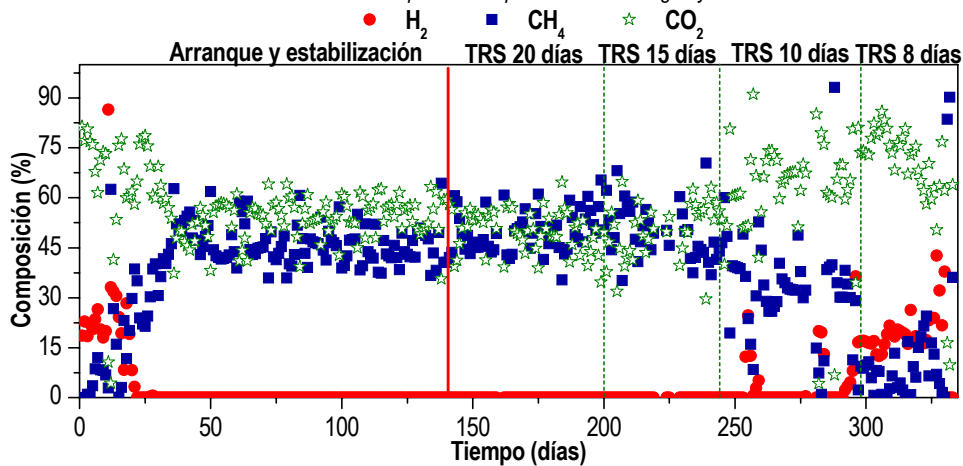


FIG. III.33. Evolución temporal de la composición del biogás en H_2 , CH_4 y CO_2

Por último, durante las etapas 5, 6 y 7, la producción específica de biogás por gramo de SV consumido, está próxima al intervalo registrado (0,3-0,4 L/ gSV_c) en referencias bibliográficas (Cecchi et al. (1991); Mata-Álvarez ^(b) et al. (1993); Vallini et al. (1993); Pavan et al. (2000); Bolzonella et al. (2003)) en las que se trabaja con FORSU seca (20-25% en ST).

En base a todo lo anterior, y considerando la definición de TRS mínimo (TRS_{MIN}) y óptimo (TRS_{OPT}) que se realizó con el epígrafe "1.1 Plan de Trabajo" del presente capítulo, puede concluirse que el TRS_{OPT} se sitúa en el intervalo 15-10 días mientras que el TRS_{MIN} estaría situado en el rango 10-8 días.

2.3.2 Seguimiento de la acidez y el pH

En la figura III.34 se recoge la evolución temporal de la acidez total del sistema, expresada como $mgAch/L$, así como de los principales ácidos grasos involucrados en proceso.

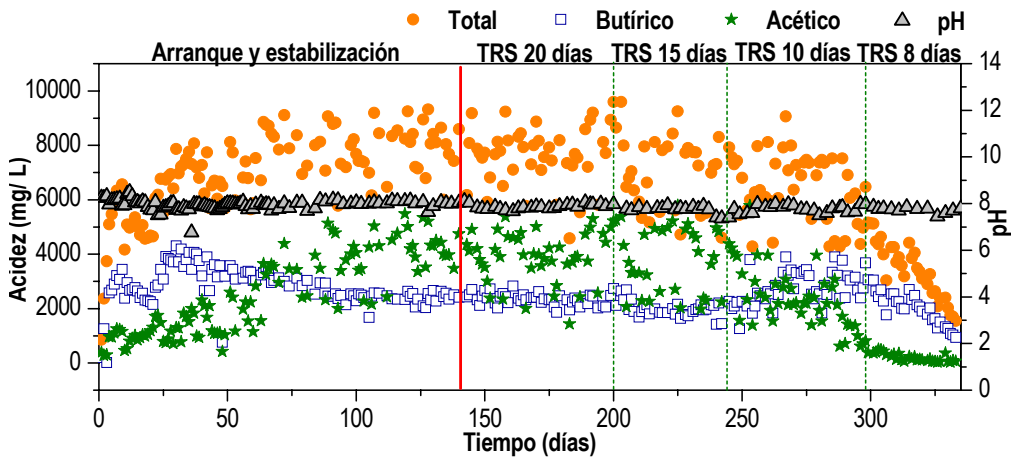


FIG. III.34. Evolución temporal de la acidez total, butírico y acético y pH

Como puede observarse en la tabla III.27, cuando el TRS es reducido desde 20 hasta 10 días, la acidez total desciende ligeramente desde 7.591 hasta 6.559 $mgAch/L$. La evolución de los AGV está condicionada por dos factores:

1. Su velocidad de producción, que depende de la velocidad de hidrólisis y acidogénesis.
2. Su velocidad de degradación para generar metano.

TABLA III.27. Concentración media de los principales ácidos grasos volátiles y acidez total

| Etapa | TRS (d) | mg/L | | | | | | | | | Acidez Total (mgAch/L) |
|-------|---------|----------|--------|-------|----------|-------|------|------|------|-------|------------------------|
| | | C2 | C3 | iC4 | C4 | iC5 | C5 | iC6 | C6 | C7 | |
| 5 | 20 | 3.933,64 | 114,97 | 34,63 | 2.351,81 | 65,34 | 1,38 | 0,49 | 1,01 | 0,08 | 7.591,86 |
| 6 | 15 | 3.831,20 | 95,52 | 29,69 | 1.988,96 | 57,18 | 1,23 | 0,39 | 1,26 | 0,29 | 7.015,35 |
| 7 | 10 | 2.492,93 | 89,60 | 26,82 | 2.739,47 | 47,25 | 1,59 | 1,26 | 9,25 | 21,48 | 6.559,71 |
| 8 | 8 | 298,75 | 66,52 | 22,16 | 2.147,97 | 42,20 | 6,87 | 4,45 | 4,86 | 0,10 | 3.707,03 |

En el rango de TRS comprendidos entre 20 y 10 días, ambas velocidades aumentan de forma acompasada por lo que la concentración de AGV permanece relativamente estable en el intervalo 6.500-7.500 mgAcH / L. Para el TRS de 8 días, la velocidad de producción de AGV disminuye apreciablemente y, en consecuencia, la concentración de AGV también.

Este hecho se corrobora si se tiene en cuenta que las producciones diarias de biogás y metano en la etapa 8 descienden hasta los valores mínimos de 1,615 y 0,132 L / L d respectivamente. En este periodo la hidrólisis y acidogénesis comienza a verse afectada, como consecuencia del lavado de estas poblaciones microbianas, dando lugar a un descenso en el valor de la acidez total.

Además, puede afirmarse que el lavado de la población acidogénica está relacionada fundamentalmente con su velocidad de crecimiento, ya que ninguno de los principales AGV implicados ha sobrepasado los límites establecidos en la bibliografía. Se ha demostrado que la relación entre el acético y propiónico es uno de los indicadores más sensibles para impedir el fallo de un digestor por sobrecarga orgánica (*Marchaim y Krause, 1993*). Tras un proceso de sobrecarga, la relación acético/propiónico disminuye inmediatamente antes de que se observe el cambio en otros parámetros tales como la producción y composición de biogás, pH y acidez volátil. Asimismo apuntan, al igual que Wu et al. (1995) y Boardman et al. (1995) que los iso-ácidos son buenos indicadores del comienzo de inestabilidad del digestor. Barredo y Evison (1991) señalan que el número de metanógenas afectadas fue menos de dos órdenes de magnitud para concentraciones de propiónico entre 1.500 y 2.220 mg/L Hajarnis y Ranade (1994) estudiaron el efecto de toxicidad del propiónico en las metanógenas y encontraron que inhibió la producción de metano, para pH neutro, alcanzándose valores de producción de metano entre el 22 y el 38% inferiores al valor obtenido en el reactor de control cuando se reduce el pH, la inhibición aumenta drásticamente.

Pullammanappallil et al. (2001) exponen que concentraciones de propiónico de hasta 2.750 mg/ L y valores de pH de 6,5 no afectan de forma adversa a la producción de metano. Estos resultados son acordes con los presentados por McCarty y Brosseau (1963), que indican que los digestores anaerobios son capaces de soportar concentraciones superiores a 8.000 mg/ L de propiónico y relaciones propiónico/acético superiores a 1,4. Esta relación puede alcanzar valores de hasta 56 para una

concentración de propiónico 2.750 mg/ L, si bien un aumento drástico de la relación propiónico/acético desde 1:1 a 3,5:1 se puede utilizar como alerta para impedir un fallo (Wang et al., 1997).

En nuestro caso, la relación propiónico/acético ha oscilado entre 0,02 y 0,04 (TRS de 20,15 y 10 días), ascendiendo hasta 0,22 en el último TRS ensayado. Por otro lado, la concentración de propiónico en el medio ha sido, durante todo el ensayo, inferior a 115 mg/ L descartándose su influencia en la inhibición.

2.3.3 Seguimiento de la alcalinidad y el amonio

En la tabla III.28 se representan las concentraciones medias, expresadas en mg/ L, de CaCO₃, NH₃-N así como la relación acidez/alcalinidad.

TABLA III.28. Valores medios de alcalinidad, amonio y ratio acidez/alcalinidad

| <i>Etapas</i> | <i>TRS(d)</i> | <i>mgCaCO₃/L</i> | <i>mgNH₃-N/L</i> | <i>Acidez/ Alcalinidad</i> |
|---------------|---------------|-----------------------------|-----------------------------|----------------------------|
| 5 | 20 | 4.208 | 2.994 | 1,89 |
| 6 | 15 | 3.706 | 2.958 | 1,80 |
| 7 | 10 | 6.983 | 3.047 | 1,79 |
| 8 | 8 | 2.990 | 2.740 | 1,41 |

Como se puede observar, los niveles de alcalinidad se han mantenido prácticamente constantes, en el entorno de 4.000 mg/ L, durante las etapas 5 y 6, ascendiendo hasta 7.000 mg/ L en la etapa 7, lo cual puede estar relacionado con la solubilización del CO₂ para formar parte del tampón carbonato/bicarbonato, ya que su composición en el biogás se incrementa durante este periodo. De igual manera la concentración de amonio se ha mantenido uniforme durante las etapas 5, 6 y 7, cercana a los 3.000 mg/ L sin que se originen problemas de inhibición. Finalmente, en la etapa 8, ambos parámetros disminuyen debido, como se ha discutido anteriormente, al lavado del reactor.

Por otra parte, la relación acidez/alcalinidad ha sido superior a 0,1, que es el máximo valor deseable, durante todo el ensayo. Si no se hubiese controlado el pH del reactor, la respuesta del sistema ante valores tan elevados de esta ratio hubiera sido el descenso del pH hasta llegar a la inhibición del proceso por acidificación. Sin embargo, como observarse en la figura III.4, el pH se mantuvo estable con valores próximos a 8. No

obstante, De la Rubia (2003), trabajando a escala de planta piloto con lodos de EDAR en condiciones anaerobias y termofílicas a un TRS de 15 días, registró valores medios de 0,26 para esta ratio sin que se produjesen fallos de funcionamiento.

2.3.4 Porcentajes globales de eliminación

En la tabla III.29 quedan recogidos los porcentajes de eliminación en términos de COD y SV para cada TRS ensayado.

TABLA III.29. Porcentajes de eliminación de COD y SV

| <i>Etapa</i> | <i>TRS (d)</i> | <i>Tiempo de operación (d)</i> | <i>% COD_E</i> | <i>%SV_E</i> |
|-------------------------------------|----------------|--------------------------------|--------------------------|------------------------|
| 5 | 20 | 60 | 67,26 | 88,59 |
| 6 | 15 | 45 | 65,59 | 89,00 |
| 7 | 10 | 30 | 61,12 | 85,83 |
| 8 | 8 | 24 | 56,98 | 72,03 |
| <i>Rendimientos medios globales</i> | | | 64,07 | 85,68 |

En general, se observa una disminución en el porcentaje de eliminación, en términos de COD, a medida que se suceden las etapas 5, 6 y 7, volviéndose mucho más acusada en la etapa 8. El porcentaje de eliminación de SV presenta unos valores medios estables para las etapas 5 y 6, en el entorno 88-89%, indicativo de la estabilidad del reactor. Autores como Asa Davidsson et al. (2006), obtuvieron porcentajes de eliminación de SV del 81% trabajando en rango termofílico con FORSU seleccionada en origen a un TRS de 15 días. Durante las etapas 7 y 8 del ensayo, al igual que ocurre con el COD, el porcentaje de eliminación de COD y SV se reduce, presentándose los valores mínimos del 57 y 72% respectivamente para el TRS de 8 días, representativo de que este TRS es insostenible por el sistema.

En consecuencia, puede afirmarse que los mejores resultados en términos de SV se obtienen para un TRS de 15 días, obteniéndose un porcentaje de eliminación del 89% en SV. De la Rubia et al. (2006), en sus estudios de digestión anaerobia termofílica de lodos en reactores continuos de tanque agitado a escala de planta piloto, obtuvo porcentajes máximos de eliminación de SV (superiores al 50%) trabajando a un TRS de 15 días. Cabe decir que, aunque el TRS de 10 días presente unos porcentajes promedios de eliminación muy similares al TRS de 15 días, en la figura III.35 puede observarse como en los últimos días de este periodo se produce un descenso muy acusado en la eliminación de SV y COD, siendo desaconsejable desde el punto de vista de una operación estable.

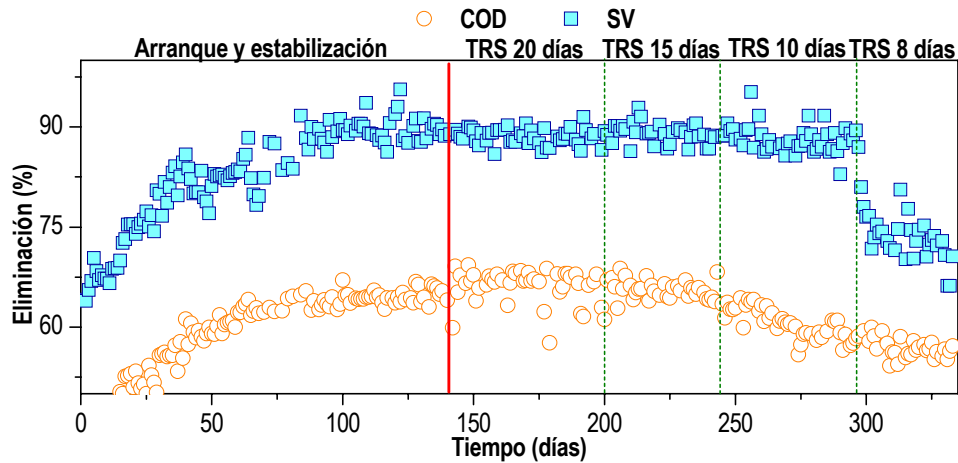


FIG. III.35. Evolución temporal del porcentaje de eliminación en términos de COD y SV

Autores como Pavan (2000), Bolzonella et al. (2003) y Angelidaki et al. (2006) desarrollan sus experimentos en TRS de 12, 13 y 15 días respectivamente, lo cual confirma que un TRS adecuado de trabajo puede oscilar entre 12 y 15 días, tanto mayor cuanto más conservativo se desee trabajar de cara a la estabilidad del proceso.

Los rendimientos medios globales durante todo el periodo de ensayo, ponderados según la duración de cada TRS impuesto, han sido del 64,07% en COD y del 85,68% en SV.

2.4 Análisis de la evolución del proceso al disminuir, desde el arranque, el TRS

Bajo este epígrafe se aborda un análisis global de los diferentes resultados y conclusiones obtenidas en los ensayos presentados. Un cuadro resumen de la globalidad de los resultados que se van a analizar, obtenidos para las diferentes condiciones de TRS impuestas, se presentan en la tabla III.30.

El sistema ha operado a TRS comprendidos entre 40 y 8 días. Los cuatro primeros TRS (40, 35, 30 y 25 días) se corresponden al periodo de arranque y estabilización, mientras que los cuatro últimos (20, 15, 10 y 8 días) describen la secuencia seguida hasta llegar a la desestabilización del sistema. La eficacia depurativa del proceso presenta una

tendencia creciente al aumentar la VCO_0 , alcanzándose el máximo porcentaje de eliminación para un TRS de 15 días, con valores de eliminación próximos al 66% y 89% en COD y SV respectivamente. Para TRS inferiores a 15 días, se producen reducciones en los porcentajes de depuración.

TABLA III.30. Valores estables de operación para los distintos TRS ensayados

| TRS (d) | VCO_0 gCOD/L·d | VCO_c gCOD/L·d | % COD _c | VCO_0 gSV/L·d | VCO_c gSV/L·d | % SV _c | Biogás L/L·d | CH ₄ L/L·d | pH |
|------------|---------------------|---------------------|-----------------------|--------------------|--------------------|----------------------|-----------------|--------------------------|------|
| 40 | 0,702 | 0,235 | 33,48 | 4,431 | 2,980 | 67,25 | 0,638 | 0,007 | 8,19 |
| 35 | 0,803 | 0,419 | 52,18 | 5,069 | 3,826 | 75,48 | 1,944 | 0,465 | 7,87 |
| 30 | 0,938 | 0,548 | 58,42 | 5,920 | 4,840 | 81,76 | 1,160 | 0,499 | 7,86 |
| 25 | 1,120 | 0,715 | 63,84 | 7,090 | 6,237 | 87,96 | 1,396 | 0,582 | 7,97 |
| 20 | 1,404 | 0,944 | 67,26 | 8,862 | 7,851 | 88,59 | 2,258 | 0,933 | 7,88 |
| 15 | 1,872 | 1,228 | 65,59 | 11,817 | 10,516 | 89,00 | 3,244 | 1,149 | 7,74 |
| 10 | 2,808 | 1,716 | 61,12 | 17,725 | 15,213 | 85,83 | 3,783 | 0,929 | 7,80 |
| 8 | 3,509 | 2,000 | 56,98 | 22,156 | 15,959 | 72,03 | 1,615 | 0,132 | 7,83 |

El caudal de biogás generado, medido en litros por unidad de volumen de digestor y día, presenta una tendencia creciente cuando el TRS es reducido entre 30 y 10 días, modificándose desde 1,160 hasta 3,783 L/L·d. Cuando el TRS se reduce hasta 8 días, la producción de biogás decrece un 57,3% respecto a periodo anterior. La evolución que sigue la producción de metano es análoga a la del biogás, se incrementa desde 0,456 hasta 0,929 L/L·d cuando el TRS se modifica entre 35 y 10 días, y se hace prácticamente cero para el TRS de 8 días. Este mismo comportamiento ha sido descrito por el autor Bernd Linke (2006), quien encontró un decrecimiento en los porcentajes de eliminación y en el rendimiento en biogás y metano cuando la Velocidad de Carga Orgánica era incrementada desde 0,8 a 3,4 gSV/L·d.

La relación entre la Velocidad de Carga Orgánica suministrada (VCO_0) al sistema, expresada tanto en COD como en SV (VCO_0 , gCOD/L·d, gSV/L·d) y la Velocidad de Carga Consumida (VCO_c) por el mismo (VCO_c , gCOD/L·d, gSV/L·d), para la globalidad de los experimentos realizados, se presenta en la figura III.36.

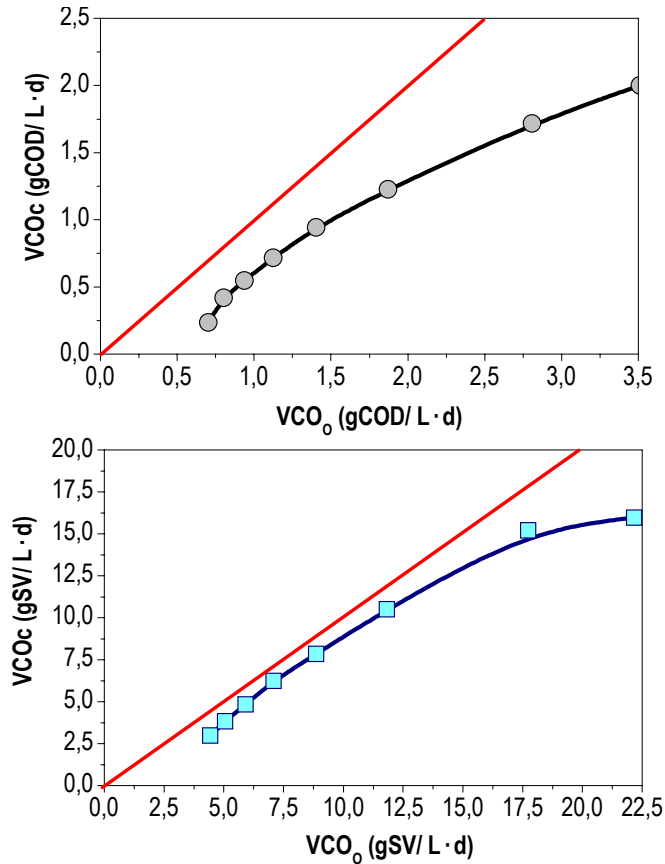


FIG. III.36. Efecto de la VCO_0 (expresada como gCOD/L·d y gSV/L·d) sobre la VCO_c (expresada como gCOD/L·d y gSV/L·d). La línea recta representa el 100% de eficacia del sistema

Se observa como a VCO_0 intermedias, correspondiente a los TRS de 20 y 15 días, los valores se aproximan a los ideales de 100% de eficacia. Para TRS superiores a 20 días e inferiores a 15 días, se aprecia una desviación frente al teórico deseable, mucho más acusada para los TRS inferiores.

La eficacia de depuración, basada en el porcentaje de eliminación de COD y SV, así como la VCO_c por el sistema dependen de la VCO_0 suministrada al mismo y, por tanto, del tiempo que permanece la FORSU en el interior del reactor, es decir, del TRS impuesto. Así, una representación gráfica de la eficacia de eliminación de materia

orgánica en el proceso frente al TRS (figura III.37) pone de manifiesto la relación que se establece entre estos parámetros, sugiriendo dos aspectos:

1. Un tiempo de contacto pequeño entre la biomasa y el sustrato puede ser limitante del proceso, como se observa para TRS inferiores a 10 días.
2. TRS elevados provocan un descenso en los rendimientos de eliminación. Este hecho sugiere que, para tiempos de contacto superiores a 20 días, el sustrato empieza a ser limitante en el crecimiento microbiano.

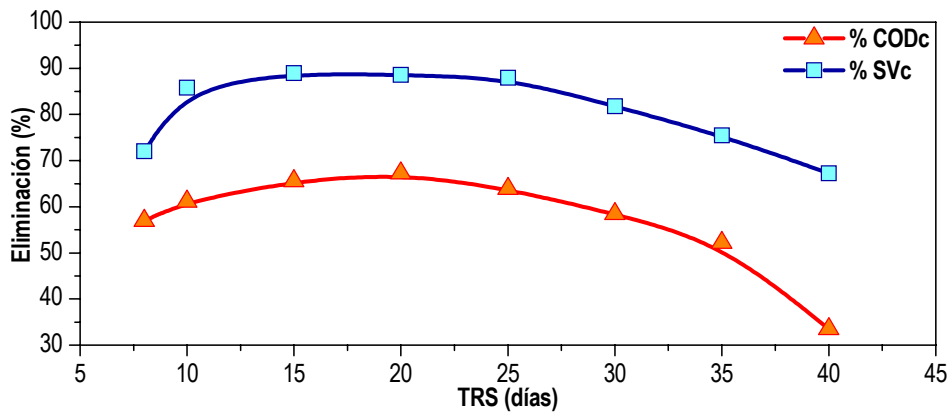


FIG.III.37. Efecto del TRS sobre el porcentaje de eliminación (%COD_c y %SV_c)

Resulta además destacable el hecho de que cuando se opera a TRS de 20 y 15 días los resultados de eliminación de materia orgánica (expresada como %COD_c y como %SV_c) son más elevados que para TRS superiores. Algunos autores han observado, asimismo, que la bajada en el TRS reporta, en ocasiones, no sólo beneficios en el aumento de producción de biogás sino también en la eliminación de Sólidos Volátiles (*Smart y Boyko, 1973; Alatiqi et al., 1998*).

Por otro lado, la velocidad de producción de metano está directamente relacionada con el COD eliminado del sistema, y, por tanto, con la velocidad de carga suministrada. Así, se observa cómo la producción de metano se incrementa durante los TRS comprendidos entre 40 y 15 días, respecto de la velocidad de carga aplicada al sistema. En la figura III.38 se representa la evolución del caudal de biogás generado en las distintas condiciones de carga orgánica consumida en el reactor.

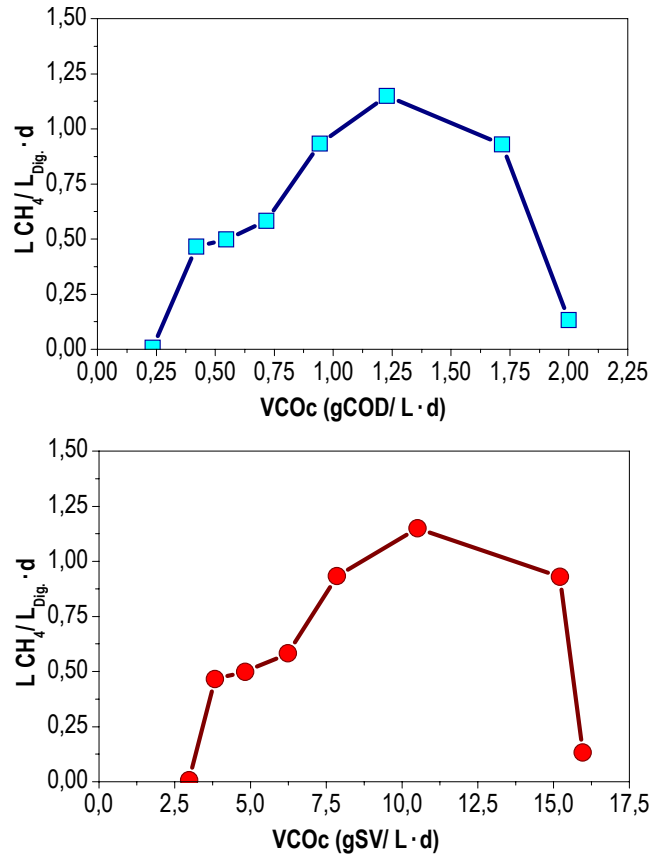


FIG. III.38. Relación entre la VCOc (expresada como $gCOD/L \cdot d$ y $gSV/L \cdot d$) y la producción de metano (expresado como $L CH_4/L \cdot d$)

A continuación, en la figura III.39 se representan los valores estables de los distintos ácidos grasos estudiados (ácido acético, propiónico y butírico), así como concentración total de ácidos grasos volátiles, expresados como $mgACh/L$. Por otro lado, en la figura III.40 se representan los valores estables, para cada TRS estudiado, de la relación acidez/alcalinidad.

Respecto a la acidez total y a las concentraciones de ácidos individuales (expresados como mg/L), resulta destacable la presencia de ácido propiónico en todas las etapas del proceso, aunque éste no se relaciona con fenómenos de inhibición. Así, la inhibición en la producción de metano asociada a la concentración de ácido propiónico depende del pH del medio. En este sentido, para valores de pH del orden de 7,6, como es nuestro

caso, la inhibición del proceso se produce para concentraciones de propionato superiores a 3.500 mg/L (Fang et al., 1995), valor que nunca se alcanza en los estudios realizados.

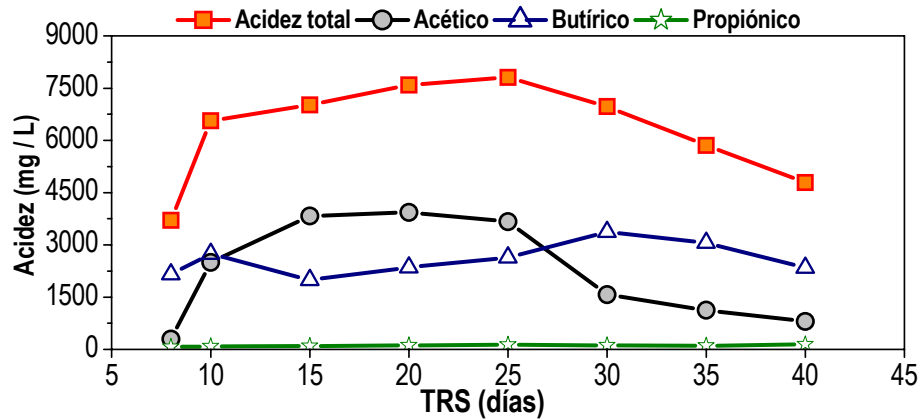


FIG. III.39. Acidez total (mgACh / L) y concentración de los ácidos acético, propiónico y butírico (mg / L)

No obstante, en este estudio no se ha observado que cuanto mayor sea la concentración de ácidos en el efluente, menor producción de metano presente el sistema, como señalaban Hansen et al. (1999).

Por otro lado, como puede observarse en la figura III.40, la ratio acidez/alcalinidad se ha mantenido durante la totalidad de los TRS ensayados por encima del valor de 0,5, límite a partir del cual sobrevienen problemas de acidificación del medio. Sin embargo, el control de pH ha evitado la inhibición del proceso por un descenso acusado del pH.

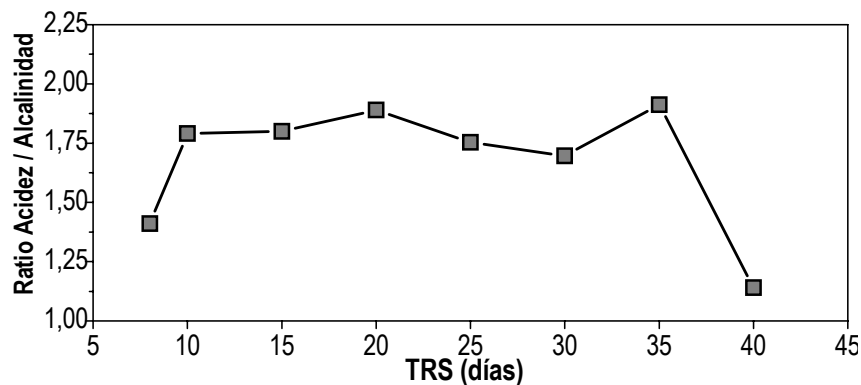


FIG. III.40. Ratio acidez/alcalinidad

2.5 Caracterización cinética del digestor semicontinuo

Resulta de interés proponer un modelo cinético que permita predecir el comportamiento del proceso en unas condiciones de operación determinadas.

La concentración de sustrato biodegradable puede evaluarse en función del COD y los SV. Así, existen dos posibles formas de determinar los parámetros cinéticos del modelo: utilizando la COD como parámetro indicador de la carga biodegradable o bien utilizando los SV (en la fracción semisólida). Sin embargo, el estudio cinético realizado utilizando los datos de SV, no ha resultado satisfactorio debido a que, el elevado contenido en sólidos en los reactores y la heterogeneidad de su contenido, provocan dificultades en la toma de muestras de efluente semisólido del proceso.

2.5.1 Soporte informático

En el presente capítulo se han utilizado métodos de regresión lineales y no lineales para la parametrización de las ecuaciones teóricas propuestas mediante los resultados experimentales obtenidos en los diferentes ensayos realizados.

Los fundamentos de ambos métodos son idénticos (la regresión lineal es un caso particular de la no lineal) basándose en el principio de minimización de las diferencias cuadráticas entre los valores experimentales y calculados de la función. La diferencia estriba en que en el primer caso el ajuste puede conseguirse mediante la aplicación de simples fórmulas matemáticas que dan la mejor línea de ajuste a los datos mientras que, en el segundo caso, es necesario el uso de un programa de ordenador para realizar una serie de cálculos iterativos que aproximan los valores de los parámetros hasta sus óptimos, para dar el mejor ajuste a los datos.

Para los ajustes de degradación de sustrato (COD y SV) a las ecuaciones del modelo propuesto se ha utilizado un programa estadístico STATGRAPHICS Plus 5.1 que, en el caso de la regresión no lineal, está basado en el algoritmo de Marquardt (1963) de minimización de los errores cuadrados.

2.5.2 Aplicación de los modelos a los resultados experimentales

2.5.2.1 Modelos de utilización de sustrato

La caracterización cinética del proceso requiere determinar los parámetros representativos del modelo seleccionado para describirla. En este sentido, cabe resaltar que en la bibliografía pueden encontrarse numerosos modelos matemáticos que han sido propuestos para describir el comportamiento de los procesos biológicos, como se ha indicado en el Capítulo II de “*Antecedentes generales*” del presente trabajo.

No obstante, una vez seleccionado el modelo correspondiente, la obtención de la ecuación de diseño del sistema reactor (que puede ser parametrizada y utilizada, posteriormente, con fines predictivos) requiere la sustitución de la ecuación de velocidad en la expresión del balance de materia aplicable al reactor. A su vez, esta última ecuación de balance vendrá determinada por el modelo de flujo del sistema. En definitiva, de cara a realizar el correspondiente balance de materia, es necesario conocer el modelo de flujo del reactor. Los estudios de caracterización del flujo han permitido concluir que el comportamiento hidrodinámico del reactor utilizado puede asemejarse en un 88% a un reactor de mezcla completa. Sin embargo, dichos estudios se realizaron en ausencia de aireación, por lo que no tiene en cuenta la generación de biogás que se produce durante la biodegradación de un residuo y que contribuye a aumentar el grado de mezcla en su interior. Por ello, se ha considerado de forma aproximada que el modelo de flujo del reactor es equivalente en su totalidad a un reactor de mezcla completa.

Para la operación con reactores alimentados en continuo, la ecuación de diseño se obtiene realizando los correspondientes balances de materia y energía y sustituyendo la expresión de velocidad de degradación considerada. A continuación se abordará la aplicación de los distintos modelos elegidos para comprobar cuál es el que se adapta mejor a los datos experimentales y así proceder a comparar los valores predichos por las ecuaciones de diseño de este modelo con los datos experimentales.

La concentración de sustrato biodegradable puede ser evaluada en función del Carbono Orgánico Disuelto (COD) o los Sólidos Volátiles (SV). De esta forma COD y SV pueden ser empleados como parámetros indicadores de la carga biodegradable para determinar

los parámetros cinéticos. En la tabla III.32 se recogen los datos representativos de S y S₀ (expresadas como COD y SV) para los distintos TRS ensayados.

TABLA III.32. Valores de θ , S y S₀ utilizados en la modelización

| θ (d) | COD _E (g/ L _{INF}) | COD _S (g/ L _{EFL}) | SV _E (g/ L _{INF}) | SV _S (g/ L _{EFL}) | γ_V (L CH ₄ / L _{REACTOR} ·d) | Y _p (L CH ₄ / gCOD _C) |
|-----------------|--|--|---|---|---|--|
| 20 | 28,075 | 9,512 | 177,250 | 20,229 | 0,933 | 1,05 |
| 15 | 28,075 | 9,662 | 177,250 | 19,506 | 1,149 | 0,97 |
| 10 | 28,075 | 10,913 | 177,250 | 21,021 | 0,929 | 0,70 |
| 8 | 28,075 | 12,094 | 177,250 | 49,580 | 0,132 | 0,06 |

Con objeto de utilizar datos representativos del comportamiento del sistema en cada TRS, el criterio seguido ha sido mantener cada TRS durante un periodo de tiempo equivalente a 3 veces el mencionado TRS. Por ello, no se han considerado los TRS comprendidos entre 40-25 días ya que se corresponderían con las etapas de arranque y estabilización del proceso. El TRS de 25 días, sí se mantuvo un periodo de tiempo superior a 3 TRS, pero al venir precedido de una secuencia de periodos no estabilizados en los que no se permite la estabilización de las poblaciones de microorganismos involucradas en el proceso, no se ha considerado con fines de modelización.

Según este criterio, los TRS que serán empleados en la caracterización cinética del proceso se corresponderían con el intervalo 20-8 días.

2.5.2.1.1 Cinética de primer orden

En primer lugar se procedió a utilizar el modelo más simple propuesto en la bibliografía, que corresponde a cinética de primer orden:

$$-(r_s) = k \cdot S$$

Sustituyendo la anterior expresión en la ecuación del balance de materia y linealizando la expresión obtenida, queda:

$$\theta = \frac{1}{k} \cdot \left(\frac{S_0}{S} \right) - \frac{1}{k}$$

2.2.2.1.2 Cinética de degradación de sustrato derivada del modelo de Monod

A continuación, el siguiente modelo que se probó fue el resultante de considerar que el crecimiento de microorganismos viene representado por la ecuación propuesta por Monod (*Monod, 1949*). La selección de este modelo responde a que es el más ampliamente utilizado en la modelización de procesos microbianos.

$$\mu = \mu_{MAX} \cdot \frac{S}{K_S + S}$$

- dónde:
- μ , representa la velocidad específica de crecimiento de los microorganismos (t^{-1})
 - μ_{MAX} , es un parámetro cinético que representa el valor máximo de la velocidad específica de crecimiento de los microorganismos (t^{-1})
 - K_S , es un parámetro cinético que representa la constante de saturación por sustrato de la ecuación de Monod (ML^{-3})

La relación entre las cinéticas de utilización de sustrato y la cinética de crecimiento de microorganismos se admite que viene dada por la hipótesis de Gaden (*Gaden, 1959*)

$$\left(\frac{dX_V}{dt} \right) = Y_{X/S} \cdot \left(-\frac{dS}{dt} \right) \quad \Rightarrow \quad \mu \cdot X_V = Y_{X/S} \cdot (-r_S)$$

- dónde:
- $Y_{X/S}$, representa el coeficiente de rendimiento biomasa/sustrato (adimensional).
 - X_V , representa la concentración de microorganismos activos o viables presentes en el sistema (ML^{-3})

Por tanto, sustituyendo la ecuación de Monod en la anterior relación, se obtiene que:

$$(-r_s) = \frac{\mu \cdot X_v}{Y_{X/S}} = \frac{\mu_{MAX}}{Y_{X/S}} \cdot \left(\frac{S}{K_s + S} \right) \cdot X_v$$

Dependiendo de las características del proceso y de las velocidades de crecimiento de los microorganismos involucrados, la concentración de microorganismos viables en el sistema X_v podría mantenerse aproximadamente constante, o bien, variará de acuerdo con lo indicado por la aproximación cinética utilizada (Gaden, 1959).

$$X_v \approx cte \Rightarrow (-r_s) = \left(\frac{\mu_{MAX} \cdot X_v}{Y_{X/S}} \right) \cdot \frac{S}{K_s + S}$$

$$X_v \neq cte \Rightarrow X_v = Y_{X/S} \cdot (S_0 - S) \Rightarrow (-r_s) = \mu_{MAX} \cdot \frac{S \cdot (S_0 - S)}{K_s + S}$$

Sustituyendo estas ecuaciones en la ecuación del balance de materia para el reactor de mezcla completa ideal y linealizando, resulta lo siguiente:

$$X_v \approx cte \Rightarrow \left(\frac{\theta}{S_0 - S} \right) = \frac{Y_{X/S} \cdot K_s}{\mu_{MAX} \cdot X_v} \cdot \left(\frac{1}{S} \right) + \frac{Y_{X/S}}{\mu_{MAX} \cdot X_v}$$

$$X_v \neq cte \Rightarrow \theta = \frac{K_s}{\mu_{MAX}} \cdot \left(\frac{1}{S} \right) + \frac{1}{\mu_{MAX}}$$

2.2.2.1.3 Modelo de degradación de sustrato de Chen y Hashimoto

A continuación se decidió probar con un modelo cinético que ha sido ampliamente utilizado para la modelización de procesos biológicos y, más concretamente, para el caso de la degradación anaerobia (Valcárcel, 1985; Romero, 1985). El modelo fue propuesto por Chen y Hashimoto (1978) y se basa en la ecuación cinética de Contois (1959). Así, estos autores determinan la expresión utilizable para el cálculo de los parámetros cinéticos cuando se trabaja con reactores convencionales sin retención de

microorganismos, cuyo flujo pueda suponerse que corresponde a mezcla completa ideal:

$$\theta = \frac{1}{\mu_{MAX}} + \frac{k}{\mu_{MAX}} \cdot \left(\frac{S_0 - S}{S} \right)$$

dónde: **k**, es un parámetro cinético adimensional que representa el producto del parámetro B de la ecuación de Contois por el coeficiente de rendimiento biomasa/sustrato $Y_{X/S}$.

2.2.2.1.4 Modelo de utilización de sustrato propuesto por Romero

La ecuación del modelo propuesto por este autor (Romero, 1991) para el caso de reactores de mezcla completa ideal, corresponde a, según lo descrito en el apartado de Antecedentes, a la siguiente expresión:

$$S = S_{NB} + \frac{S_0 - S_{NB}}{\mu_{MAX} \cdot \theta} = \alpha \cdot S_0 + \frac{S_0 \cdot (1 - \alpha)}{\mu_{MAX} \cdot \theta} = \alpha \cdot S_0 + \left(\frac{1 - \alpha}{\mu_{MAX}} \right) \cdot \left(\frac{S_0}{\theta} \right)$$

dónde: **S_{NB}**, representa la concentración de sustrato no utilizable por los microorganismos responsables del proceso (ML⁻³).

α, representa la fracción (expresada en tanto por uno) de sustrato no biodegradable en la alimentación del proceso.

Se han admitido, por tanto, las siguientes nuevas hipótesis:

- a) La cantidad de material no biodegradable por los microorganismos responsables del proceso es proporcional a la concentración total de sustrato presente en la alimentación del sistema.
- b) La actividad de la población microbiana puede representarse a través del parámetro μ_{MAX} que, lógicamente, estará referido al grupo microbiano limitante de la velocidad global para el proceso considerado.

2.5.2.2 Modelo de Romero para la producción de productos

A partir del modelo anterior, si se admite que el sustrato se consume estequiométricamente para formar metano, puede obtenerse el siguiente modelo de producción de producto:

$$\gamma_{CH_4} = Y_P \cdot \left(\frac{S_0 - S}{\theta} \right) = Y_P \cdot \left(\frac{S_0 - \left(\alpha \cdot S_0 + \frac{S_0 \cdot (1 - \alpha)}{\mu_{MAX} \cdot \theta} \right)}{\theta} \right) = Y_P \cdot \frac{S_0 \cdot (1 - \alpha)}{\theta} \cdot \left(1 - \frac{1}{\mu_{MAX} \cdot \theta} \right)$$

dónde: γ_v , representa la velocidad volumétrica de producción de metano expresada como LCH₄ producidos/Ldigestor·día (t⁻¹).

Y_P , representa el coeficiente de rendimiento para la producción de metano y tiene dimensiones de volumen de metano generado por cantidad de materia orgánica utilizada (L³M⁻¹).

En este caso, la ecuación de ajuste queda de la siguiente forma:

$$\gamma_{CH_4} = Y_P \cdot (1 - \alpha) \cdot S_0 \cdot \left(\frac{1}{\theta} - \frac{1}{\mu_{MAX} \cdot \theta^2} \right)$$

2.5.3 Resultados obtenidos al aplicar los modelos de consumo de sustrato

La aplicación de los modelos cinéticos citados con anterioridad a los datos promedios de SV, han dado como resultado ajustes poco representativos en todos los casos, ya que se obtenían parámetros carentes de significado físico (negativos) o índices de correlación excesivamente bajos (inferiores a 0,5) por lo que no se realiza su análisis. Por el contrario, la aplicación de dichos modelos a los datos promedios de COD permite realizar una discusión de los ajustes obtenidos. En la tabla III.33 se detallan las ecuaciones de ajuste así como los coeficientes de correlación resultantes de aplicar los modelos cinéticos citados a los datos de COD.

TABLA III.33. Modelos cinéticos aplicados a los datos de consumo de sustrato medido en términos de COD

| MODELOS CINÉTICOS | EC. DE AJUSTE | r ² |
|--|--|----------------|
| 1er ORDEN $\theta = \frac{1}{k} \left(\frac{S_0}{S} \right) - \frac{1}{k}$ | $y = 16,856x - 32,057$ $K=0,031 \text{ d}^{-1}$ | 0,866 |
| MONOD <u>X_v=Cte</u> $\left(\frac{\theta}{S_0 - S} \right) = \frac{Y_{X/S} K_S}{\mu_{MAX} X_V} \left(\frac{1}{S} \right) + \frac{Y_{X/S}}{\mu_{MAX} X_V}$ | $y = 22,401x - 1,4008$ | 0,836 |
| <u>X_v≠Cte</u> $\theta = \frac{K_S}{\mu_{MAX}} \left(\frac{1}{S} \right) + \frac{1}{\mu_{MAX}}$ | $y = 473,24x - 32,057$ | 0,866 |
| CHEN Y HASHIMOTO $\theta = \frac{1}{\mu_{MAX}} + \frac{k}{\mu_{MAX}} \left(\frac{S_0 - S}{S} \right)$ | $y = 16,856x - 15,2$ | 0,866 |
| ROMERO $S = \alpha S_0 + \frac{S_0 (1-\alpha)}{\mu_{MAX} \theta}$ | $\alpha=0,268$ $\mu_{MAX}=0,581 \text{ d}^{-1}$ | 0,984 |

El modelo de primer orden, aunque no presenta incongruencias en los signos de sus parámetros (ordenada en el origen y la pendiente), ofrece un grado de bondad relativamente bajo si se compara con el obtenido cuando se aplica el Modelo de Romero.

Cuando se aplican los modelos de Monod y Chen y Hashimoto, la ordenada en el origen que resulta de los ajustes presenta signo contrario al que se propone en los modelos y, por tanto, no son aplicables.

La aplicación del modelo de Romero permite obtener valores congruentes para los parámetros de ajuste además de presentar la bondad más elevada entre los modelos aplicados (r² de 0,984). El ajuste ofrece unos valores para μ_{MAX} y α de 0,581 d⁻¹ y 0,268 respectivamente.

2.5.4 Resultados obtenidos al aplicar el modelo de Romero de producción de productos

En este caso se empleará el Modelo de Romero por ser el que ofreció mejores resultados en la modelización del consumo de sustrato. Para el cálculo de Y_p , se supondrá que $\alpha = 0,268$ (obtenido a partir del consumo de sustrato en términos de COD).

En la tabla III.34 se presentan los datos correspondientes al ajuste del modelo de Romero a los datos de producción de metano.

TABLA III.34. Resultados obtenidos de aplicar el modelo de Romero a los datos de producción de metano

| MODELOS CINÉTICO DE ROMERO (1991) | EC. DE AJUSTE | r ² |
|---|---|----------------|
| $\gamma_{CH_4} = Y_P (1-\alpha) S_0 \left(\frac{1}{\theta} - \frac{1}{\mu_{MAX} \theta^2} \right)$ | $Y_p=1,652 \text{ L CH}_4/\text{gCOD}$ $\mu_{MAX}=0,131 \text{ d}^{-1}$ | 0,940 |

El coeficiente de regresión obtenido es relativamente bajo debido a que el modelo supone que este parámetro es una constante de proporcionalidad en el tiempo entre el sustrato consumido y el metano producido, sin embargo, es un parámetro variable con el TRS, concretamente los resultados muestran que disminuye a medida que éste se reduce. Este mismo comportamiento fue descrito por Bernd Linke (2006) cuando realizó un estudio cinético en rango termofílico utilizando residuos sólidos procedentes de la industria del procesado de la patata. Este autor registró un descenso del rendimiento en biogás y metano del 23,5% y 14% respectivamente cuando la Velocidad de Carga Orgánica alimentada (VCO_0) era incrementada desde 0,8 a 3,4 gSV/ d.

La figura III.41 detalla la curva resultante de representar los valores experimentales promedios de Y_p , recogidos en la tabla III.32, en función del TRS.

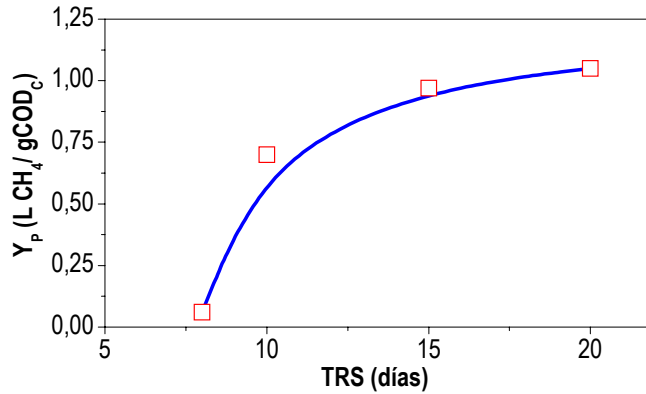


FIG. III.41. Evolución experimental del Yp promedio con el TRS

A partir de estos resultados experimentales, se podría deducir un algoritmo matemático empírico que relacionase Yp con el TRS. Por la forma que presenta el gráfico, podría semejarse a una curva tipo Monod.

La ecuación de dependencia, con sus correspondientes parámetros, sería la siguiente:

$$Y_p = \frac{Y_{p_{MAX}} \cdot (\theta - \theta_{MIN})}{K + (\theta - \theta_{MIN})}$$

donde:

- Yp_{MAX}** : es la productividad máxima en L CH₄/gCOD_c
- θ_{MIN}** : es el TRS_{MIN} en días en el que se desestabilizaría el sistema
- K** : es la constante, cuyo valor se corresponde con la diferencia (θ - θ_{MIN}) en días, para el cual Yp alcanza la mitad de su valor máximo

Un ajuste no lineal de los datos experimentales permite el cálculo de los parámetros anteriores, resultando la siguiente ecuación:

$$Y_{p_{MAX}} = 1,167 \text{ L CH}_4/\text{gCOD}_c$$

$$\theta_{MIN} = 7,924 \text{ días}$$

$$K = 1,392 \text{ días}$$

$$r^2 = 0,999$$

$$Y_p = \frac{1,167 \cdot (\theta - 7,924)}{1,391 + (\theta - 7,924)}$$

Claramente se observa como el valor obtenido para el TRS_{MIN} (7,92 días) es muy similar al TRS en el que experimentalmente, se ha detectado la desestabilización del sistema, con un valor de 8 días.

Por analogía con la ecuación de Monod, el valor de K podría estar relacionado con la capacidad que presentan los microorganismos para producir metano a partir del sustrato consumido. Así, cuanto mayor sea el valor de este parámetro, mayor dificultad presentarían los microorganismos para la síntesis de metano a partir de la materia orgánica degradada.

Este algoritmo matemático, dependiente de cada tipo de sustrato, podría ser introducido en el modelo de Romero (1991).

Al realizar el ajuste del modelo de Romero no lineal (1991), fijando el valor del parámetro α según el obtenido en el ajuste del consumo de sustrato, a los datos de producción de metano incluyendo la dependencia de Y_p con el TRS, se obtiene el siguiente valor de μ_{MAX} (tabla III.35).

TABLA III.35. Resultados obtenidos al aplicar el modelo de Romero no lineal modificado

| MODELO CINÉTICO DE ROMERO (1991) MODIFICADO | EC. DE AJUSTE | r ² |
|--|----------------------------------|----------------|
| $\gamma_{CH_4} = \left(\frac{Yp_{MAX} \cdot (\theta - \theta_{MIN})}{K + (\theta - \theta_{MIN})} \right) (1 - \alpha) S_0 \left(\frac{1}{\theta} - \frac{1}{\mu_{MAX} \theta^2} \right)$ <p>(Alpha fijo; $\alpha = 0,268$)</p> | $\mu_{MAX}=0,326 \text{ d}^{-1}$ | 0,988 |

A continuación, en la tabla III.36 se detallan y comparan los valores obtenidos con los establecidos como usuales en la bibliografía.

TABLA.III.36. Comparativa de velocidades específicas de crecimiento.

| Velocidades de crecimiento | μ_{MAX} (días ⁻¹) | Referencia |
|---|-----------------------------------|----------------------|
| μ_{MAX} | 0,58 | Este estudio |
| μ_{MAX} | 0,29 | (Mata-Alvarez, 1996) |
| μ_{MAX} (acidogénicas) | 0,72 | (Van Lier, 1993) |
| μ_{MAX} (metanogénicas acetoclásticas) | 0,72-1,44 | (Van Lier, 1993) |
| μ_{MAX} (metanogénicas utilizadoras de H ₂) | 7,92 | (Van Lier, 1993) |

Finalmente puede realizarse una breve comparación con los resultados obtenidos previamente en la línea de investigación:

- Estudios previos de modelización cinética del proceso de digestión anaerobia húmeda, trabajando con vinazas de vino, indican que la velocidad máxima de crecimiento de las *Archaeas* acetoclásticas era $0,3 \text{ días}^{-1}$ en rango mesofílico (Valcárcel, 1985) y $0,6 \text{ días}^{-1}$ en rango termofílico (Romero, 1985).
- Estudios de modelización cinética del proceso de digestión anaerobia húmeda en rango termofílico con lodos de depuradoras tratados en un reactor continuo de tanque agitado a escala de planta piloto (De la Rubia Romero, 2003) indican que, la velocidad máxima global de crecimiento de los microorganismos es de $0,195 \text{ días}^{-1}$.
- Los estudios de modelización cinética del proceso de degradación anaerobia termofílica (55°C) seca de FORSU (Álvarez, 2005) indican que la velocidad máxima de crecimiento de las poblaciones involucradas en la hidrólisis y acidogénesis oscilan entre $0,08$ y $0,18 \text{ días}^{-1}$; para las *Archaeas* metanogénicas acetoclásticas se sitúa en el entorno $0,23 - 0,28 \text{ días}^{-1}$; mientras que para las *Archaeas* utilizadoras de hidrógeno el rango es $0,33 - 0,40 \text{ días}^{-1}$.
- Estudios de caracterización de la digestión anaerobia seca, en rango mesofílico, de la FORSU (Fdez-Rodríguez J., 2006) indican que la velocidad máxima de crecimiento de las *Archaeas* metanogénicas acetoclásticas se sitúa en el entorno $0,11 - 0,19 \text{ días}^{-1}$; mientras que para las *Archaeas* utilizadoras de hidrógeno el rango es $0,18 - 0,24 \text{ días}^{-1}$.

Es importante señalar que el valor de μ_{MAX} obtenido en este estudio a partir del ajuste del COD consumido no es representativo de la velocidad de crecimiento de una población microbiana en concreto, sino de la velocidad de crecimiento global de todas las poblaciones involucradas en el proceso, ya que el régimen de operación es semicontinuo. Si el régimen de operación fuese discontinuo, tendría lugar una separación espontánea de las fases que se suceden secuencialmente durante la digestión, como ocurre por ejemplo en los digestores SEBAC, en los que podría

caracterizarse la velocidad específica de crecimiento de cada grupo por separado (Álvarez, 2005).

Por otra parte, como se puede observar en la tabla III.37, la μ_{MAX} obtenida a partir de los datos de consumo de COD es superior a la obtenida a partir de los datos de formación de metano. Este resultado es lógico si se tiene en cuenta que en el primer caso la μ_{MAX} , como se ha dicho anteriormente, es representativa de la velocidad global de crecimiento de todos los grupos microbianos implicados en el proceso que son capaces de degradar el sustrato, con un valor medio de 0,581 d⁻¹. La μ_{MAX} obtenida a partir de los datos de producción de metano, toma el valor de 0,326 d⁻¹, muy similar a la obtenida por Álvarez (2005) en sus estudios de degradación anaerobia termofílica (55°C) seca de FORSU, para la poblaciones de *Archaeas* metanogénicas acetoclásticas y *Archaeas* metanogénicas utilizadoras de hidrógeno, establecidas en aproximadamente 0,28 días⁻¹ y 0,33 días⁻¹ respectivamente.

Por tanto, puede concluirse que los parámetros que caracterizan la cinética global del proceso son los siguientes (tabla III.37):

TABLA III.37. Parámetros cinéticos globales del proceso

| PARÁMETRO | CONSUMO DE COD | PRODUCCIÓN DE CH ₄ |
|--|----------------|-------------------------------|
| μ_{MAX} (días ⁻¹) | 0,581 | 0,326 |
| α (tanto por uno) | 0,268 | |
| Y_{pMAX} (L CH ₄ /gCOD _c) | - | 1,167 |
| K (días) | - | 1,392 |

En resumen, la aplicación del modelo cinético seleccionado a los resultados experimentales obtenidos permite la parametrización de las ecuaciones del mismo y, por tanto, la obtención de los valores de los coeficientes cinéticos. Dichos valores permiten contrastar la validez del modelo ya que, al poseer un significado físico y microbiológico concreto, no pueden tomar valores aleatorios.

2.5.5 Verificación del modelo para los TRS de 20, 15, 10 y 8 días

La parametrización de las ecuaciones del modelo propuesto permite predecir el comportamiento que debería presentar el sistema cuando se modifican las condiciones

de operación. Por ello se ha procedido a simular el comportamiento que cabría esperar del reactor para los TRS de 20, 15, 10 y 8 días.

Para analizar el comportamiento del sistema puede utilizarse la ecuación resultante de la extensión del modelo para procesos continuos que no han alcanzado condiciones estacionarias de operación (Romero, 1991). La mencionada ecuación considera que en el balance de materia aplicable al reactor de mezcla completa ideal no puede despreciarse el término de acumulación de materia y, en consecuencia, resulta una ecuación diferencial que debe integrarse para obtener la evolución de la concentración de materia orgánica en el sistema. Obviamente, la ecuación contempla la variación que se produce en la concentración de sustrato con las variables de operación: concentración de sustrato alimentada, tiempo hidráulico de retención y tiempo de operación.

$$\left(\begin{array}{l} \text{velocidad de} \\ \text{acumulación de} \\ \text{sustrato en el} \\ \text{reactor} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{l} \text{caudal de} \\ \text{entrada de} \\ \text{sustrato en} \\ \text{el reactor} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{l} \text{caudal de} \\ \text{salida de} \\ \text{sustrato} \\ \text{del reactor} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{l} \text{velocidad de consumo} \\ \text{de sustrato por la} \\ \text{reacción microbiana} \\ \text{en el reactor} \end{array} \right)$$

$$V \cdot \left(\frac{dS}{dt} \right) = Q \cdot S_0 - Q \cdot S - V \cdot (-r_s) \quad \Rightarrow \quad \left(\frac{dS}{dt} \right) = \left(\frac{S_0 - S}{\theta} \right) - (-r_s)$$

$$(-r_s) = \mu_{MAX} \cdot \left[\frac{(h - S) \cdot (S - S_{NB})}{(h - S_{NB})} \right]$$

Considerando que, para la operación continua el valor del parámetro "h" es equivalente a la concentración inicial de sustrato alimentada "S₀", La expresión resultante es la siguiente:

$$S_{EST} = \alpha \cdot S_0 + \left[\frac{S_0 \cdot (1 - \alpha)}{\mu_{MAX} \cdot \theta} \right]$$

$$S(S_0, \theta, t) = \frac{S_0 \cdot (S_{t=0} - S_{EST}) + S_{EST} \cdot (S_0 - S_{t=0}) \cdot e^{\left(\mu_{MAX} - \frac{1}{\theta} \right) t}}{(S_{t=0} - S_{EST}) + (S_0 - S_{t=0}) \cdot e^{\left(\mu_{MAX} - \frac{1}{\theta} \right) t}}$$

dónde: $S_{t=0}$, representa la concentración de sustrato presente en el sistema cuando se imponen las nuevas condiciones de operación (ML^{-3}).
 t , representa el tiempo de operación transcurrido desde el momento en el que se imponen las nuevas condiciones (t).

La anterior ecuación se reduce a las expresiones correspondientes al modelo general de Romero para procesos discontinuos cuando se calcula el límite de la función cuando el tiempo de retención tiende a infinito y a la ecuación del reactor de mezcla completa ideal cuando el proceso opera en condiciones estacionarias al calcular el límite de la función cuando el tiempo tiende a infinito.

Como puede observarse en la anterior expresión el valor de la concentración de sustrato en el efluente dependerá únicamente de los parámetros (μ_{MAX} y α) y de las variables de operación (S_0 , θ y t).

Por tanto, el conocimiento de este conjunto de parámetros y de las nuevas condiciones de operación, permite estimar el valor de la concentración de materia orgánica en el efluente.

Finalmente, conocido el valor de la concentración de sustrato en la salida del reactor puede realizarse la estimación de la cantidad de metano producido, dado que el modelo propuesto considera que la productividad de metano es directamente proporcional a la velocidad de carga orgánica consumida:

$$\gamma_{CH_4} = Y_P \cdot \left(\frac{S_0 - S}{\theta} \right)$$

Sustituyendo en la ecuación anterior la expresión de $S(S_0, \theta$ y t) y la de $Y_P(\theta)$ y reordenando términos resulta:

$$\gamma_{CH_4} = \frac{1}{\theta} \left(\frac{Y_{P_{MAX}} \cdot (\theta - \theta_{MIN})}{K + (\theta - \theta_{MIN})} \right) \left[\frac{[S_0 \cdot (S_0 - S_{t=0} - S_{EST}) + S_{EST} \cdot S_{t=0}] \cdot e^{\left(\mu_{MAX} - \frac{1}{\theta}\right) \cdot t}}{S_{t=0} - S_{EST} + (S_0 - S_{t=0}) \cdot e^{\left(\mu_{MAX} - \frac{1}{\theta}\right) \cdot t}} \right]$$

2.5.5.1 Simulación del reactor operando con TRS de 20, 15, 10 y 8 días

En la tabla III.38 ubicada en el “Anexo de Tablas” del presente capítulo, se presentan los datos resultantes de la modelización cinética. En ella se presentan los siguientes valores:

- S_0 que como ya se ha definido representa la concentración de sustrato en la corriente de alimentación, expresada en masa de sustrato por unidad de volumen (ML^{-3}). Todos los valores referentes a sustrato se pueden expresar como COD.
- S_{est} que representa la concentración de sustrato a la que tendería el sistema si se alcanza el estado estacionario para el TRS considerado, expresada en masa de sustrato por unidad de volumen (ML^{-3}).
- S_{mod} representa la concentración de sustrato estimada por el modelo en la corriente de efluente (que coincide con la existente en el interior del reactor), expresada en masa de sustrato por unidad de volumen (ML^{-3}).
- S_{exp} representa la concentración de sustrato en la corriente de efluente obtenida experimentalmente, expresada en masa de sustrato por unidad de volumen (ML^{-3}).
- Acumulada CH_4 exp. representa la producción acumulada diaria de metano (L^3) calculada a partir de los resultados experimentales de producción diaria de metano.
- Acumulada CH_4 mod. representa la producción acumulada diaria de metano (L^3) calculada a partir de los resultados predichos por el modelo de producción diaria de metano.

En las figuras III.42 y III.43 se representan los resultados, experimentales y predichos por el modelo, de concentración de COD en el efluente y de producción acumulada de metano para los TRS modelados, empleando los parámetros obtenidos en la caracterización cinética del proceso.

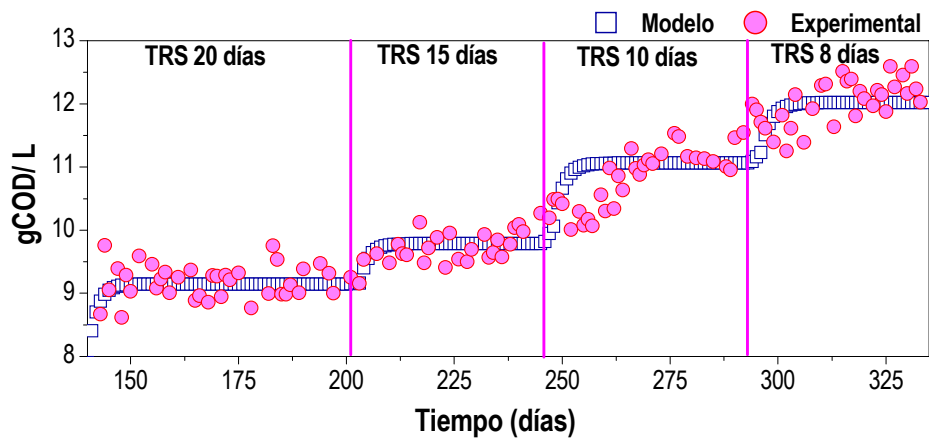


FIG. III.42. Comparativa entre los valores de COD en el efluente predichos por el modelo y los resultados experimentales

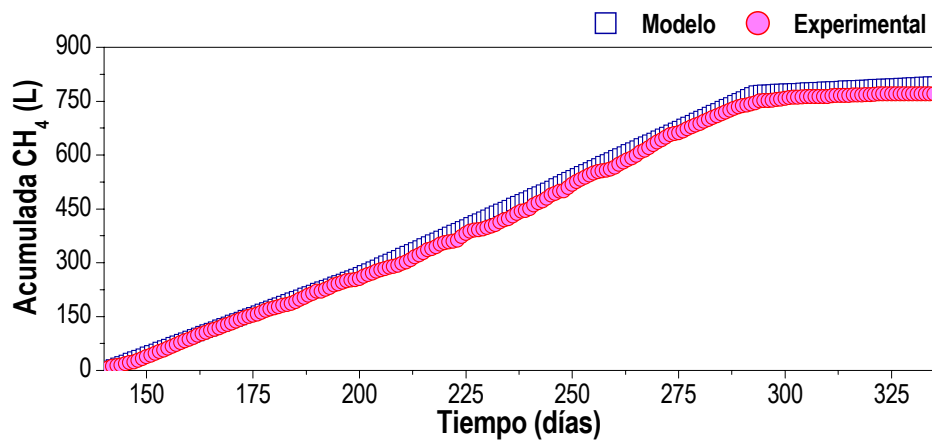


FIG. III.43. Gráfica comparativa entre los valores de acumulada de metano predichos por el modelo y los resultados experimentales

3. CONCLUSIONES

Como conclusiones generales del trabajo realizado en este capítulo pueden señalarse los siguientes aspectos:

- 1. Se ha desarrollado un protocolo para la puesta en marcha y estabilización de un reactor, operando en semicontinuo, para el tratamiento anaerobio termofílico (55°C) y seco (30% en ST) de la FORSU que permite alcanzar la operación estable en un período de tiempo notablemente inferior al indicado en la bibliografía utilizando otros protocolos.**

Las principales consideraciones respecto del protocolo propuesto son las siguientes:

- 1.1 El protocolo consiste en obtener, en una primera etapa, un inóculo anaerobio termofílico adaptado a la FORSU mediante el procedimiento "SEBAC" que puede utilizarse, en una segunda etapa, para inocular el reactor que se alimenta en semicontinuo con FORSU sintética triturada.
- 1.2 El análisis de los resultados del ensayo SEBAC indica que la obtención de un inóculo adecuado requiere un período de incubación de 60 días aproximadamente, ya que a partir de este momento el nivel de H₂ en el biogás generado por los Reactores A y B que constituyen esta tecnología es prácticamente nulo.
- 1.3 El reactor semicontinuo puede ser inoculado con una mezcla 1:1 de efluente de los reactores que componen el sistema SEBAC (lixiviado del reactor de FORSU y de efluente del reactor de lodos), sin necesidad de mantener ningún período de aclimatación antes de iniciar la alimentación del sistema.
- 1.4 Inicialmente se impone un TRS alto (40 días en el estudio realizado), lo que corresponde a una VCO₀ suministrada baja, con el objetivo de que no se produzcan distorsiones irreversibles en el proceso. Progresivamente se disminuye el TRS, lo que supone un aumento de la VCO₀ suministrada, hasta alcanzar las condiciones requeridas de operación. La estabilización del sistema para un TRS de 35 días (VCO₀ de 0,803 gCOD/ L · d) requiere tan

sólo de 30 días de operación. En estas condiciones se alcanzan porcentajes de eliminación superiores al 75% para los SV y mayores del 52% para la COD, con una alta tasa de producción de Metano.

- 1.5 El aumento progresivo de la VCO_0 suministrada (disminuyendo el TRS aplicado) conduce a un aumento proporcional de la VCO_C aumentando, incluso, los porcentajes de eliminación de materia orgánica. Así, la operación estable a TRS de 25 días (con una VCO_0 suministrada de $1,120 \text{ gCOD/L} \cdot \text{d}$ ó $7,1 \text{ gSV/L} \cdot \text{d}$) se alcanza en un período aproximado de unos 138 días desde la inoculación del reactor. En estas condiciones el rendimiento en metano generado se sitúa en $0,274 \text{ L CH}_4/\text{gDQO}_C$ (próximo al máximo teórico de $0,35 \text{ L CH}_4/\text{gDQO}_C$), con un porcentaje de eliminación del 88% referido a SV y del 64% referido a COD.
- 1.6 Por todo lo anterior, el arranque efectivo del sistema se consigue en un período de 90 días (60 días para obtener el inóculo SEBAC y 30 días para estabilizar el sistema a TRS de 35 días). Estos datos contrastan con los indicados en la bibliografía específica para el arranque de reactores similares, que suelen ser del orden de 250 días como mínimo. Además, puede alcanzarse la operación estable en tiempos de implantación comercial (TRS de 25 días) en 198 días aproximadamente.

2. Se ha determinado el TRS_{MIN} y TRS_{OPT} de un reactor, operando en semicontinuo, para el tratamiento anaerobio termofilico (55°C) y seco (30% en ST) de FORSU sintética y triturada.

- 2.1 Una disminución del TRS desde 20 hasta 8 días, provoca que la Velocidad de Carga Orgánica No Consumida, en términos de COD, se incrementa desde el 32,8% hasta el 43,0% si es comparada con la VCO_0 , es decir, disminuye la capacidad de biodegradación del sistema. Cuando la Velocidad de Carga Orgánica No Consumida se expresa en términos de SV, el comportamiento es análogo. En este caso el porcentaje se incrementa desde el 11,4% hasta el 28,0%.

- 2.2 El rendimiento específico en metano, medido en términos de COD_c y SV_c , es prácticamente nulo para el TRS de 8 días, presentando el valor mínimo de $0,06 L CH_4/gCOD_c$ y $0,01 L CH_4/gSV_c$, mientras que para el TRS de 10 días, la producción específica de metano es notablemente superior, $0,70 L CH_4/gCOD_c$ y $0,08 L CH_4/gSV_c$. Sin embargo, entre el TRS de 20 y 15 días, las diferencias en la producción específica de metano son muy pequeñas (inferiores al 9%), situándose en el entorno de $1 L CH_4/gCOD_c$ y $0,115 L CH_4/gSV_c$.
- 2.4 Tanto la producción de metano como el rendimiento medio en metano, alcanzan valores máximos en el TRS correspondiente a 15 días, con valores de $1,149 L CH_4/L \cdot d$ y $0,968 L CH_4/gCOD_c$.
- 2.5 Los mayores porcentajes de eliminación de COD y SV, se obtienen para los TRS de 20 y 15 días. El porcentaje de eliminación de COD se sitúa en el entorno de $\approx 66\%$ para ambos periodos, mientras que en el caso de los SV es de $\approx 89\%$. A partir del TRS de 10 días la eficacia depurativa desciende y alcanza valores mínimos para el TRS de 8 días.
- 2.6 Por tanto, en base a todo lo anterior, 10 días puede ser considerado como el TRS_{MIN} entre los ensayados ya que TRS inferiores provocan un descenso drástico en la producción de metano y, además, en los rendimientos de eliminación. Por otro lado, 15 días podría ser considerado como TRS_{OPT} , ya que en estas condiciones se obtiene la máxima producción de metano y, además, altos rendimientos depurativos.
- 3. La aplicación del modelo de Romero (1991) ha permitido la caracterización del valor de la μ_{MAX} global del proceso operando en semicontinuo, estimada en $0,581 d^{-1}$ cuando se aplica el modelo de consumo de sustrato y en $0,326 d^{-1}$ cuando se aplica el modelo de producción de productos. Igualmente, la aplicación de este modelo ha permitido estimar la fracción de sustrato no biodegradable en la alimentación (α), con un valor, expresado en tanto por uno, de 0,268.**

- 3.1 Como se puede observar, la μ_{MAX} obtenida a partir de los datos de consumo de sustrato es superior a la obtenida a partir de los datos de formación de producto. Este resultado es lógico si se tiene en cuenta que en el primer caso, la μ_{MAX} es representativa de la velocidad global de crecimiento de todos los grupos microbianos implicados en el proceso que son capaces de degradar el sustrato, sin embargo, la μ_{MAX} obtenida a partir de los datos de producción de metano, es representativa únicamente de las poblaciones microbianas capaces de metabolizar el sustrato hacia la formación de metano.
- 3.2 La μ_{MAX} obtenida a partir de los datos de consumo de sustrato es muy similar a la obtenida por Romero (1985) en sus estudios de modelización cinética del proceso de digestión anaerobia húmeda y termofílica de vinazas de vino para reactores monoetapa semicontinuos de tanque agitado, establecida en aproximadamente $0,6 \text{ días}^{-1}$.
- 3.3 Por otro lado, la μ_{MAX} obtenida a partir de los datos de producción de productos es muy similar a la obtenida por Álvarez (2005) en sus estudios de degradación anaerobia termofílica seca de FORSU, para las poblaciones de *Archaeas* metanogénicas acetoclásticas y *Archaeas* metanogénicas utilizadoras de hidrógeno, establecidas en aproximadamente $0,28 \text{ días}^{-1}$ y $0,33 \text{ días}^{-1}$ respectivamente.
- 3.4 El valor de α obtenido indica que la fracción biodegradable de la FORSU sintética es de aproximadamente el 73%, es decir, se trata de un sustrato que presenta una biodegradabilidad elevada.
- 3.5 Finalmente, se ha encontrado que el coeficiente de rendimiento en metano (Y_p) no es constante y decrece, para los tiempos de retención empleados en la caracterización cinética, a medida que el TRS es disminuido. Así, se ha podido establecer una relación tipo Monod entre Y_p y el TRS. Esta relación, que modifica a la ecuación del modelo de Romero (1991) para la formación de productos, ha sido empleada en la caracterización cinética del proceso a partir de los datos de producción de metano.

ANEXO DE TABLAS

TABLA III.10. Evolución de los parámetros de biodegradación para TRS comprendidos entre 40 y 8 días

| TRS (d) | Tiempo | pH | mgNH ₃ -N/L | mgCODc/L d | mgSVc/L d | L/L d | LCH ₄ /gCODc | LCH ₄ /gSVc | LCH ₄ /L d | mgCaCO ₃ /L | CODe (%) | SVe (%) | mgACh/L |
|---------|--------|------|------------------------|------------|-----------|-------|-------------------------|------------------------|-----------------------|------------------------|----------|---------|---------|
| 40 | 1 | 8,26 | 3136 | 179 | 2.842 | 4,000 | 0,000 | 0,000 | 0,000 | 3087 | 25,54 | 64,13 | 861 |
| | 2 | 8,24 | 5040 | 208 | 2.833 | 2,400 | 0,000 | 0,000 | 0,000 | 3490 | 29,62 | 63,94 | 2362 |
| | 3 | 8,32 | 5040 | 201 | 2.904 | 0,511 | 0,022 | 0,002 | 0,005 | 3567 | 28,65 | 65,54 | 3738 |
| | 4 | 7,96 | | 194 | 2.964 | 0,433 | 0,019 | 0,001 | 0,004 | 3952 | 27,65 | 66,89 | 5098 |
| | 5 | 8,15 | 4760 | 198 | 3.119 | 0,400 | 0,069 | 0,004 | 0,014 | 4202 | 28,25 | 70,38 | 5472 |
| | 6 | 8,17 | 4190 | 199 | 3.030 | 0,222 | 0,050 | 0,003 | 0,010 | | 28,33 | 68,38 | 5840 |
| | 7 | 8,19 | 3640 | 199 | 2.971 | 0,100 | 0,043 | 0,003 | 0,009 | 4413 | 28,41 | 67,06 | 6326 |
| | 8 | 8,22 | 4200 | 221 | 3.004 | 0,344 | 0,120 | 0,009 | 0,027 | 4529 | 31,50 | 67,79 | 6077 |
| | 9 | 7,91 | 3640 | 263 | 2.981 | 0,233 | 0,069 | 0,006 | 0,018 | 4337 | 37,49 | 67,28 | 6564 |
| | 10 | 7,93 | | 205 | 2.979 | 0,167 | 0,050 | 0,003 | 0,010 | 4288 | 29,15 | 67,22 | 4162 |
| | 11 | 8,42 | 3920 | 254 | 2.949 | 0,044 | 0,001 | 0,000 | 0,000 | 4308 | 36,22 | 66,56 | 5088 |
| | 12 | 8,50 | 3080 | 317 | 3.045 | 0,022 | 0,011 | 0,001 | 0,004 | 3846 | 45,17 | 68,72 | 4976 |
| | 13 | 8,33 | 3115 | 338 | 3.050 | 0,028 | 0,007 | 0,001 | 0,002 | | 48,22 | 68,83 | 5110 |
| | 14 | 8,05 | 3360 | 317 | 3.053 | 0,033 | 0,007 | 0,001 | 0,002 | 3971 | 45,09 | 68,90 | 5349 |
| 15 | 8,07 | 3920 | 403 | 3.545 | 0,149 | 0,000 | 0,000 | 0,000 | 4298 | 50,30 | 69,99 | 5005 | |
| 16 | 8,01 | 3920 | 401 | 3.677 | 0,267 | 0,019 | 0,002 | 0,008 | 3760 | 49,98 | 72,61 | 4707 | |
| 17 | 8,09 | 4200 | 422 | 3.708 | 2,241 | 1,168 | 0,133 | 0,492 | 3885 | 52,57 | 73,22 | 5067 | |
| 18 | 8,05 | 3360 | 423 | 3.816 | 3,117 | 0,733 | 0,081 | 0,310 | 1990 | 52,69 | 75,35 | 4571 | |
| 19 | 7,85 | 3410 | 425 | 3.818 | 3,361 | 1,344 | 0,150 | 0,571 | 2029 | 52,98 | 75,39 | 4600 | |
| 20 | 7,75 | 3640 | 409 | 3.819 | 4,380 | 2,786 | 0,298 | 1,139 | 2077 | 50,95 | 75,42 | 4682 | |
| 21 | 7,72 | 3920 | 428 | 3.747 | 1,630 | 1,408 | 0,161 | 0,603 | 1683 | 53,36 | 73,99 | 4646 | |
| 22 | 8,07 | 3920 | 414 | 3.798 | 2,241 | 1,846 | 0,201 | 0,764 | 3808 | 51,58 | 74,99 | 6062 | |
| 23 | 7,51 | 3640 | 407 | 3.823 | 3,178 | 1,829 | 0,195 | 0,745 | 481 | 50,79 | 75,50 | 6178 | |
| 24 | 7,53 | 3640 | 412 | 3.853 | 3,504 | 1,847 | 0,198 | 0,761 | 760 | 51,39 | 76,08 | 6769 | |
| 25 | 7,83 | 3080 | 401 | 3.916 | 2,078 | 1,079 | 0,110 | 0,433 | 2048 | 49,99 | 77,33 | 5512 | |
| 26 | 7,86 | 3472 | 435 | 3.802 | 1,324 | 0,708 | 0,081 | 0,308 | 3865 | 54,25 | 75,07 | 6733 | |
| 27 | 7,90 | 3080 | 424 | 3.886 | 1,385 | 0,883 | 0,096 | 0,374 | 3779 | 52,80 | 76,73 | 6850 | |
| 28 | 8,01 | 3080 | 415 | 3.766 | 1,487 | 1,225 | 0,135 | 0,508 | 3731 | 51,69 | 74,37 | 6947 | |
| 29 | 8,03 | 3640 | 403 | 4.077 | 0,774 | 0,680 | 0,067 | 0,274 | 4058 | 50,21 | 80,51 | 6407 | |
| 30 | 7,73 | 3360 | 447 | 4.050 | 0,876 | 0,557 | 0,062 | 0,249 | 3952 | 55,77 | 79,98 | 7861 | |
| 31 | 7,76 | 3920 | 449 | 3.882 | 1,059 | 0,806 | 0,093 | 0,362 | 3846 | 55,96 | 76,65 | 6964 | |
| 32 | 7,70 | 3360 | 526 | 4.829 | 1,080 | 0,808 | 0,088 | 0,425 | 4048 | 56,19 | 81,73 | 7223 | |
| 33 | 7,86 | 3360 | 520 | 4.646 | 1,569 | 1,140 | 0,128 | 0,593 | 3846 | 55,57 | 78,63 | 7299 | |
| 34 | 7,80 | 3360 | 522 | 4.783 | 1,019 | 0,781 | 0,085 | 0,407 | 3683 | 55,74 | 80,96 | 7500 | |
| 35 | 7,76 | 3360 | 522 | 4.911 | 1,120 | 0,943 | 0,100 | 0,492 | 3625 | 55,78 | 83,12 | 7756 | |
| 36 | 6,76 | 3640 | 536 | 4.968 | 0,509 | 0,494 | 0,053 | 0,265 | 3077 | 57,26 | 84,09 | 7313 | |
| 37 | 7,99 | 3080 | 499 | 4.712 | 1,120 | 1,087 | 0,115 | 0,543 | 4337 | 53,37 | 79,74 | 8071 | |
| 38 | 7,97 | 3920 | 541 | 4.878 | 0,957 | 0,814 | 0,090 | 0,440 | 4510 | 57,76 | 82,57 | 7188 | |
| 39 | 7,97 | 3640 | 518 | 5.003 | 1,120 | 1,011 | 0,105 | 0,523 | 4683 | 55,33 | 84,68 | 6808 | |
| 40 | 7,88 | 3360 | 572 | 5.075 | 1,263 | 1,055 | 0,119 | 0,604 | 5529 | 61,17 | 85,90 | 7274 | |
| 41 | 7,93 | 3640 | 537 | 4.948 | 1,019 | 0,976 | 0,106 | 0,524 | 4615 | 57,38 | 83,75 | 6223 | |
| 42 | 7,88 | 3360 | 567 | 4.855 | 1,222 | 1,111 | 0,130 | 0,630 | 4337 | 60,57 | 82,17 | 7733 | |
| 43 | 7,85 | 3489 | 554 | 4.729 | 1,711 | 1,424 | 0,167 | 0,789 | 4260 | 59,21 | 80,03 | 5693 | |
| 44 | 7,83 | 3640 | 547 | 4.738 | 1,793 | 1,659 | 0,191 | 0,907 | 4212 | 58,42 | 80,19 | 6525 | |
| 45 | 7,80 | 3780 | 557 | 4.740 | 0,998 | 0,785 | 0,092 | 0,437 | 4163 | 59,47 | 80,23 | 6703 | |
| 46 | 7,72 | 3920 | 548 | 4.928 | 1,222 | 0,883 | 0,098 | 0,484 | 4115 | 58,55 | 83,41 | 6033 | |
| 47 | 7,78 | 3920 | 542 | 4.693 | 0,998 | 0,766 | 0,088 | 0,415 | 3538 | 57,93 | 79,44 | 6664 | |
| 48 | 7,85 | 3920 | 553 | 4.658 | 0,896 | 0,698 | 0,083 | 0,386 | 2577 | 59,04 | 78,84 | 6500 | |
| 49 | 7,95 | 3920 | 561 | 4.552 | 0,917 | 0,721 | 0,089 | 0,405 | 4010 | 59,96 | 77,04 | 5689 | |
| 50 | 8,02 | 3920 | 552 | 4.793 | 0,204 | 0,172 | 0,020 | 0,095 | 4337 | 59,01 | 81,13 | | |
| 51 | 8,02 | 3920 | 552 | 4.901 | 1,059 | 0,779 | 0,088 | 0,430 | 4288 | 58,95 | 82,95 | 8114 | |
| 52 | 8,00 | 3920 | 563 | 4.879 | 1,426 | 1,017 | 0,117 | 0,572 | 4038 | 60,12 | 82,57 | 7738 | |
| 53 | 7,97 | 3920 | 579 | 4.887 | 1,385 | 0,816 | 0,097 | 0,472 | 3923 | 61,83 | 82,71 | 5976 | |
| 54 | 7,96 | 3920 | 553 | 4.894 | 1,630 | 1,129 | 0,127 | 0,624 | 3904 | 59,05 | 82,83 | | |
| 55 | 8,00 | 3920 | 565 | 4.867 | 1,426 | 0,967 | 0,112 | 0,546 | 3942 | 60,37 | 82,37 | | |
| 56 | 8,08 | 3920 | 568 | 4.844 | 1,365 | 0,926 | 0,109 | 0,526 | 4010 | 60,64 | 81,98 | 6816 | |
| 57 | 7,90 | 3920 | 569 | 4.880 | 1,141 | 0,796 | 0,093 | 0,453 | 4260 | 60,79 | 82,59 | 7401 | |
| 58 | 7,76 | 3920 | 684 | 5.890 | 0,957 | 0,638 | 0,074 | 0,437 | 4192 | 60,93 | 83,07 | 6795 | |
| 59 | 7,89 | 3920 | 674 | 5.900 | 1,059 | 0,656 | 0,075 | 0,442 | 4163 | 60,01 | 83,22 | 5647 | |
| 60 | 7,78 | 3920 | 699 | 5.930 | 1,894 | 1,003 | 0,118 | 0,701 | 4413 | 62,21 | 83,64 | 5873 | |
| 61 | 7,96 | 3920 | 699 | 5.909 | 1,222 | 0,944 | 0,112 | 0,659 | 4163 | 62,21 | 83,34 | 7533 | |

Capítulo III: Estudio semicontinuo con FORSU sintética

| TRS (d) | Tiempo | pH | mgNH ₃ -N/L | mgCODc/L d | mgSVc/L d | L/L d | LCH _d /gCODc | LCH _d /gSVc | LCH _d /L d | mgCaCO ₃ /L | CODe (%) | SVe (%) | mgAcH/L | |
|---------|--------|----|------------------------|------------|-----------|-------|-------------------------|------------------------|-----------------------|------------------------|----------|---------|---------|------|
| 62 | | | 3920 | 708 | 6.040 | 1,059 | 0,770 | 0,090 | 0,545 | | 63,05 | 85,19 | | |
| 63 | 8,04 | | 3920 | 713 | 6.086 | 1,059 | 0,720 | 0,084 | 0,513 | 4433 | 63,45 | 85,84 | 6714 | |
| 64 | 7,94 | | 3920 | 720 | 6.265 | 0,611 | 0,449 | 0,052 | 0,323 | 4212 | 64,11 | 88,36 | 8850 | |
| 65 | 7,97 | | 3920 | 693 | 5.836 | 1,630 | 0,900 | 0,107 | 0,624 | 4087 | 61,75 | 82,31 | 8762 | |
| 66 | 7,96 | | 3920 | 701 | 5.663 | 1,528 | 0,898 | 0,111 | 0,629 | 3990 | 62,38 | 79,88 | 8719 | |
| 67 | 7,71 | | 3920 | 706 | 5.550 | 1,711 | 1,006 | 0,128 | 0,710 | 3942 | 62,87 | 78,28 | 8426 | |
| 68 | 7,93 | | 3920 | 697 | 5.646 | 2,119 | 1,268 | 0,156 | 0,883 | 4433 | 62,04 | 79,64 | 8314 | |
| 69 | | | | | | | | | | | | | | |
| 70 | 7,77 | | 3920 | 699 | 5.839 | 1,670 | 1,002 | 0,120 | 0,700 | 4788 | 62,25 | 82,35 | 7845 | |
| 71 | | | | | | 1,630 | | | 0,717 | | | | | |
| 72 | 8,02 | | 3920 | 706 | 6.222 | 1,670 | 0,802 | 0,091 | 0,566 | 5048 | 62,90 | 87,75 | 9114 | |
| 73 | | | | | | 1,406 | | | 0,646 | | | | | |
| 74 | 7,81 | | 3920 | 700 | 6.206 | 1,283 | 0,735 | 0,083 | 0,514 | 4760 | 62,32 | 87,53 | 7889 | |
| 75 | | | | | | 1,630 | | | 0,633 | | | | | |
| 76 | | | | | | | | | | | | | | |
| 77 | 8,04 | | 3920 | 701 | 5.921 | 1,059 | 0,601 | 0,071 | 0,422 | 4423 | 62,42 | 83,52 | 8366 | |
| 78 | | | | | | 0,957 | | | 0,416 | | | | | |
| 79 | 8,04 | | 3920 | 722 | 5.996 | 1,813 | 0,865 | 0,104 | 0,624 | 4231 | 64,26 | 84,57 | 6939 | |
| 80 | | | | | | 1,446 | | | 0,541 | | | | | |
| 81 | 7,69 | | 3920 | 725 | 5.935 | 1,976 | 1,034 | 0,126 | 0,750 | 4788 | 64,58 | 83,71 | 7251 | |
| 82 | | | | | | 1,365 | | | 0,535 | | | | | |
| 83 | | | | | | 0,896 | | | | | | | | |
| 84 | 7,80 | | 3920 | 728 | 6.502 | 0,896 | 0,662 | 0,074 | 0,482 | 5154 | 64,86 | 91,71 | 7998 | |
| 85 | | | | | | 0,754 | | | 0,317 | | | | | |
| 86 | 8,16 | | 3920 | 735 | 6.264 | 1,691 | 0,945 | 0,111 | 0,694 | 5144 | 65,43 | 88,35 | 8126 | |
| 87 | | | | | | 6,142 | 1,548 | 0,094 | 0,576 | | | 86,62 | | |
| 88 | 8,09 | | 3920 | 702 | 6.382 | 1,528 | 0,984 | 0,108 | 0,691 | 5173 | 62,54 | 90,02 | 7074 | |
| 89 | | | | | | 718 | 1,507 | 0,925 | 0,106 | 0,664 | 63,93 | 88,20 | 9060 | |
| 90 | | | | | | 0,774 | | | | | | | | |
| 91 | 8,18 | | 3920 | 703 | 6.360 | 0,774 | 0,460 | 0,051 | 0,324 | 5298 | 62,63 | 89,71 | 8791 | |
| 92 | | | | | | 6,254 | 0,978 | 0,667 | 0,076 | 0,474 | 63,30 | 88,21 | 8835 | |
| 93 | 8,15 | | 3920 | 720 | 6.214 | 1,446 | 0,823 | 0,095 | 0,592 | 5163 | 64,08 | 87,85 | 5773 | |
| 94 | | | | | | 712 | 1,426 | 0,772 | 0,090 | 0,550 | 63,43 | 86,24 | 7322 | |
| 95 | 7,98 | | 3920 | 708 | 6.457 | 1,548 | 1,015 | 0,111 | 0,719 | 4673 | 63,08 | 91,06 | | |
| 96 | | | | | | 724 | 1,426 | 0,849 | 0,098 | 0,615 | 64,51 | 88,48 | 7197 | |
| 97 | | | | | | | | | | | | | | |
| 98 | 8,00 | | 3920 | 703 | 6.333 | 1,569 | 0,921 | 0,102 | 0,647 | 4663 | 62,61 | 89,32 | 8012 | |
| 99 | | | | | | 712 | 6,466 | 0,530 | 0,369 | 0,041 | 0,263 | 63,43 | 91,20 | 8222 |
| 100 | 8,05 | | 3920 | | 6.349 | 1,772 | | 0,099 | 0,629 | 4337 | 67,03 | 89,55 | 7684 | |
| 101 | | | | | | 727 | 6,348 | 1,222 | 0,621 | 0,071 | 0,452 | 64,76 | 89,54 | 7430 |
| 102 | 7,99 | | 3920 | 728 | 6.305 | 1,426 | 0,793 | 0,092 | 0,577 | 4385 | 64,83 | 88,92 | 7429 | |
| 103 | | | | | | 714 | 6,395 | 1,467 | 0,926 | 0,103 | 0,662 | 63,60 | 90,19 | 7381 |
| 104 | | | | | | | | | | | | | | |
| 105 | 8,00 | | 3920 | 722 | 6.341 | 1,446 | 0,874 | 0,100 | 0,632 | 4308 | 64,32 | 89,44 | 6983 | |
| 106 | | | | | | 721 | 6,416 | 1,019 | 0,688 | 0,077 | 0,496 | 64,18 | 90,50 | 6153 |
| 107 | 8,05 | | 3920 | 722 | 6.416 | 1,365 | 0,673 | 0,076 | 0,486 | 4308 | 64,25 | 90,50 | 9185 | |
| 108 | | | | | | 721 | 6,384 | 1,487 | 0,774 | 0,087 | 0,558 | 64,22 | 90,04 | |
| 109 | 8,02 | | 3920 | 724 | 6.639 | 1,385 | 0,903 | 0,098 | 0,654 | 4471 | 64,49 | 93,63 | 8440 | |
| 110 | | | | | | 724 | 6,315 | 1,222 | 0,688 | 0,079 | 0,499 | 64,50 | 89,07 | |
| 111 | | | | | | 725 | 6,307 | | 0,766 | 0,088 | 0,556 | 64,59 | 88,96 | |
| 112 | 8,02 | | 3920 | 736 | | 1,589 | 0,828 | | 0,609 | | 65,51 | | 6469 | |
| 113 | | | | | | 724 | 6,294 | 0,815 | 0,519 | 0,060 | 0,376 | 64,50 | 88,78 | |
| 114 | 8,13 | | 3920 | 728 | 6.243 | 1,385 | 0,668 | 0,078 | 0,486 | 4365 | 64,81 | 88,06 | 8333 | |
| 115 | | | | | | 715 | 6,291 | 1,569 | 0,777 | 0,088 | 0,556 | 63,67 | 88,73 | |
| 116 | 8,11 | | 3920 | 704 | 6.214 | 1,670 | 1,033 | 0,117 | 0,727 | 4317 | 62,69 | 87,65 | 8547 | |
| 117 | | | | | | 723 | 6,115 | 1,548 | 0,852 | 0,101 | 0,616 | 64,38 | 86,24 | |
| 118 | | | | | | | 6,423 | 0,917 | | 0,069 | 0,444 | 90,59 | | |
| 119 | 8,11 | | 3920 | 723 | | 0,917 | 0,499 | | 0,360 | | 64,34 | | 8249 | |
| 120 | | | | | | 715 | 6,518 | 1,100 | 0,648 | 0,071 | 0,463 | 63,62 | 91,93 | 9249 |
| 121 | 8,13 | | 3920 | 725 | 6.596 | 1,365 | 0,714 | 0,078 | 0,517 | 4298 | 64,52 | 93,03 | 8123 | |
| 122 | | | | | | 716 | 6,780 | 1,507 | 0,752 | 0,079 | 0,538 | 63,79 | 95,63 | 8421 |
| 123 | 8,01 | | | | | 732 | 6,238 | 1,609 | 1,007 | 0,118 | 0,737 | 65,16 | 87,99 | 7211 |
| 124 | | | | | | 720 | 6,281 | 1,548 | 0,830 | 0,095 | 0,597 | 64,11 | 88,60 | 7155 |
| 125 | | | | | | | 6,210 | 0,947 | | 0,072 | 0,444 | 87,59 | | |
| 126 | 8,07 | | 3920 | 723 | | 0,947 | 0,504 | | 0,364 | | 64,36 | | 8943 | |
| 127 | | | | | | 714 | 6,390 | 0,957 | 0,574 | 0,064 | 0,410 | 63,62 | 90,13 | 6798 |
| 128 | 7,64 | | 3260 | 750 | 6.472 | 1,161 | 0,577 | 0,067 | 0,433 | 4683 | 66,83 | 91,28 | 9313 | |
| 129 | | | | | | 746 | 6,234 | 1,426 | 0,841 | 0,101 | 0,627 | 66,39 | 87,92 | 8063 |
| 130 | 7,90 | | 2647 | 716 | 6.220 | 0,917 | 0,615 | 0,071 | 0,441 | 3202 | 63,77 | 87,73 | 8421 | |
| 131 | | | | | | 724 | 6,474 | 2,770 | 1,738 | 0,194 | 1,259 | 64,48 | 91,31 | 8102 |
| 132 | | | | | | | 6,259 | | 0,107 | 0,667 | 88,27 | | | |

Capítulo III: Estudio semicontinuo con FORSU sintética

| TRS (d) | Tiempo | pH | mgNH ₃ -N/L | mgCODc/L d | mgSVc/L d | L/L d | LCH ₄ /gCODc | LCH ₄ /gSVc | LCH ₄ /L d | mgCaCO ₃ /L | CODe (%) | SVe (%) | mgACh/L |
|---------|--------|------|------------------------|------------|-----------|--------|-------------------------|------------------------|-----------------------|------------------------|----------|---------|---------|
| | 133 | 8,07 | 2710 | 708 | | 0,611 | 0,368 | | 0,261 | | 63,01 | | 8643 |
| | 134 | | | 746 | 6.361 | 1,630 | 0,715 | 0,084 | 0,533 | 3779 | 66,41 | 89,72 | 6000 |
| | 135 | 8,01 | | 743 | 6.417 | 3,769 | 2,017 | 0,233 | 1,498 | | 66,12 | 90,51 | 8040 |
| | 136 | | 2424 | 740 | 6.401 | 3,157 | 1,522 | 0,176 | 1,126 | 3740 | 65,87 | 90,28 | 7680 |
| | 137 | 8,00 | | 729 | 6.302 | 1,243 | 0,769 | 0,089 | 0,561 | | 64,92 | 88,89 | |
| | 138 | | | 735 | 6.353 | 1,080 | 0,696 | 0,080 | 0,511 | 3692 | 65,44 | 89,61 | 7423 |
| | 139 | | | | 6.285 | 2,078 | | 0,117 | 0,737 | | | 88,65 | |
| | 140 | 8,04 | 2669 | 899 | | 2,078 | 0,820 | | 0,737 | 3760 | 64,01 | | 8595 |
| | 141 | | | | 7.879 | 2,190 | | 0,102 | 0,800 | | | 88,90 | |
| | 142 | 8,11 | 2650 | | | 2,190 | | | 0,891 | | 59,90 | | |
| | 143 | | | 970 | 7.938 | 1,080 | 0,612 | 0,075 | 0,594 | 3846 | 69,11 | 89,57 | 6166 |
| | 144 | 8,04 | 2680 | 916 | 7.890 | 0,509 | 0,235 | 0,027 | 0,215 | | 65,24 | 89,02 | 8088 |
| | 145 | | | 951 | 7.847 | 2,119 | 0,925 | 0,112 | 0,879 | 3981 | 67,75 | 88,54 | 9180 |
| | 146 | | 2472 | | 7.820 | 1,528 | | 0,085 | 0,667 | | | 88,23 | |
| | 147 | 7,84 | | 934 | | 1,528 | 0,638 | | 0,596 | 4212 | 66,55 | | 7876 |
| | 148 | | | 973 | 7.981 | 1,915 | 0,855 | 0,104 | 0,832 | | 69,31 | 90,05 | 7700 |
| | 149 | 7,79 | 3292 | 939 | 7.966 | 2,546 | 1,092 | 0,129 | 1,026 | | 66,92 | 89,89 | 7539 |
| | 150 | | | 952 | 7.932 | 2,689 | 1,208 | 0,145 | 1,150 | 3769 | 67,83 | 89,50 | 7729 |
| | 151 | 7,77 | 3269 | | 7.785 | 2,241 | | 0,119 | 0,927 | | 63,93 | 87,84 | 5921 |
| | 152 | | | 924 | 7.730 | 2,811 | 1,245 | 0,149 | 1,151 | 3712 | 65,84 | 87,22 | 6813 |
| | 153 | | | | 7.898 | 2,261 | | 0,141 | 1,111 | | | 89,12 | |
| | 154 | 7,87 | 3162 | | | 2,261 | | | 0,972 | | | | 7671 |
| | 155 | | 0 | 931 | 7.793 | 2,241 | 1,235 | 0,148 | 1,150 | 3567 | 66,31 | 87,93 | 8127 |
| | 156 | 7,78 | 2640 | 950 | 7.898 | 2,852 | 1,255 | 0,151 | 1,192 | | 67,65 | 89,12 | 7790 |
| | 157 | | 0 | 942 | 7.902 | 2,730 | 1,175 | 0,140 | 1,108 | 4048 | 67,14 | 89,16 | 6503 |
| | 158 | 7,72 | 3203 | 937 | 7.615 | 2,669 | 1,169 | 0,144 | 1,095 | | 66,76 | 85,93 | 9237 |
| | 159 | | | 953 | 7.933 | 2,587 | 1,198 | 0,144 | 1,142 | 3808 | 67,92 | 89,51 | 8176 |
| | 160 | | | | 7.936 | 2,546 | | 0,140 | 1,111 | | | 89,54 | |
| | 161 | 7,68 | 3266 | 941 | | 2,587 | 1,181 | | 1,111 | | 67,04 | | 7099 |
| | 162 | | | | 7.941 | 2,648 | | 0,164 | 1,299 | 4096 | | 89,60 | |
| | 163 | 7,80 | 3242 | | 7.999 | 2,444 | | 0,103 | 0,825 | | 63,24 | 90,25 | 8310 |
| | 164 | | | 935 | 7.778 | 2,689 | 1,105 | 0,133 | 1,034 | 3913 | 66,63 | 87,76 | 8445 |
| | 165 | 7,84 | 3175 | 959 | 7.800 | 2,546 | 1,068 | 0,131 | 1,024 | | 68,34 | 88,01 | 7939 |
| | 166 | | | 956 | 7.778 | 2,689 | 0,878 | 0,108 | 0,839 | 3933 | 68,08 | 87,76 | 5770 |
| | 167 | | | | | 2,567 | | | 0,889 | | | | |
| | 168 | 7,83 | 3118 | 961 | 7.894 | 2,567 | 1,233 | 0,150 | 1,184 | | 68,44 | 89,07 | 7296 |
| | 169 | | | 940 | 7.852 | 1,630 | 0,817 | 0,098 | 0,768 | 3904 | 66,93 | 88,60 | 8000 |
| 20 | 170 | 7,88 | 3066 | 940 | 8.026 | 2,159 | 1,122 | 0,131 | 1,055 | | 66,98 | 90,56 | 8870 |
| | 171 | | | 956 | 7.758 | 2,485 | 1,145 | 0,141 | 1,096 | 4173 | 68,14 | 87,54 | 8167 |
| | 172 | 7,85 | 3158 | 939 | 7.930 | 2,506 | 1,110 | 0,131 | 1,043 | | 66,91 | 89,48 | 7092 |
| | 173 | | | 943 | 7.823 | 2,587 | 1,188 | 0,143 | 1,121 | 3962 | 67,19 | 88,27 | 7571 |
| | 174 | | | | | | | | 0,889 | | | | |
| | 175 | 7,80 | 3280 | 938 | 7.761 | 1,222 | 0,560 | 0,068 | 0,525 | 4125 | 66,80 | 87,57 | 7920 |
| | 176 | | | | 7.641 | 1,874 | | 0,101 | 0,775 | | | 86,22 | 7434 |
| | 177 | 7,81 | 3224 | | 7.962 | 2,974 | | 0,142 | 1,127 | 4231 | 62,29 | 89,84 | 5744 |
| | 178 | | | 965 | 7.702 | 2,974 | 1,118 | 0,140 | 1,080 | | 68,76 | 86,90 | 5809 |
| | 179 | 7,89 | 3501 | | 7.695 | 2,444 | | 0,130 | 1,001 | 4596 | 57,66 | 86,83 | 8192 |
| | 180 | | | | | 1,670 | | | 0,732 | | | | |
| | 181 | | | | | 1,650 | | | 0,733 | | | | |
| | 182 | 7,95 | 3410 | 954 | 7.851 | 1,650 | 0,789 | 0,096 | 0,753 | 4385 | 67,96 | 88,59 | 7341 |
| | 183 | | | | 7.800 | 1,344 | | 0,067 | 0,525 | | 65,26 | 88,01 | 4584 |
| | 184 | 7,96 | 3578 | 927 | 7.814 | 3,259 | 0,836 | 0,099 | 0,775 | 6096 | 66,04 | 88,17 | 7259 |
| | 185 | | | 955 | 7.890 | 2,852 | 1,196 | 0,145 | 1,142 | | 68,00 | 89,02 | 7683 |
| | 186 | 7,87 | 3310 | 955 | 7.883 | 2,852 | 1,243 | 0,150 | 1,186 | 3865 | 68,00 | 88,95 | 7541 |
| | 187 | | | 947 | 7.978 | 2,750 | 1,425 | 0,169 | 1,350 | | 67,46 | 90,02 | 5532 |
| | 188 | | | | | 2,852 | | | 1,333 | | | | |
| | 189 | 8,05 | 3398 | 953 | 7.808 | 2,852 | 1,247 | 0,152 | 1,188 | 4385 | 67,92 | 88,10 | 8586 |
| | 190 | | | 935 | 7.749 | 2,852 | 1,266 | 0,153 | 1,183 | | 66,57 | 87,43 | 7205 |
| | 191 | 7,98 | 3501 | | 7.657 | 0,407 | | 0,019 | 0,143 | 4577 | 62,02 | 86,40 | 8931 |
| | 192 | 7,96 | 3954 | | 8.107 | 2,587 | | 0,133 | 1,078 | 5385 | 61,56 | 91,48 | 9207 |
| | 193 | | | | 7.933 | | | 0,140 | 1,111 | | | 89,51 | |
| | 194 | | | 930 | | 2,954 | 1,671 | | 1,554 | | 66,27 | | 5814 |
| | 195 | | 3319 | | 7.824 | | | 0,114 | 0,889 | 3990 | | 88,29 | |
| | 196 | | | 938 | 7.882 | 2,444 | 0,839 | 0,100 | 0,787 | | 66,80 | 88,94 | 8122 |
| | 197 | 7,90 | 3840 | 954 | | 2,139 | 0,956 | | 0,911 | 5240 | 67,93 | | 7715 |
| | 198 | | | | | | | | 0,444 | | | | |
| | 199 | | | | 7.671 | 0,407 | | 0,027 | 0,209 | | 62,94 | 86,56 | 8938 |
| | 200 | 7,97 | 3442 | | 7.920 | 2,037 | | 0,108 | 0,858 | 4048 | 61,13 | 89,37 | 9590 |
| | 201 | | | | 1.255 | 10.492 | 2.546 | 1.029 | 0.123 | 1.292 | 67.04 | 88.79 | 8650 |
| 15 | 202 | | | | | 2.037 | | | 1.111 | | | | |
| | 203 | | | 1.261 | 10.347 | 2.444 | 0.749 | 0.091 | 0.945 | | 67.39 | 87.57 | 9598 |

Capítulo III: Estudio semicontinuo con FORSU sintética

| TRS (d) | Tiempo | pH | mgNH ₃ -N/L | mgCODc/L d | mgSVc/L d | L/L d | LCH _d /gCODc | LCH _d /gSVc | LCH _d /L d | mgCaCO ₃ /L | CODe (%) | SVe (%) | mgAcH/L |
|---------|--------|----|------------------------|------------|-----------|--------|-------------------------|------------------------|-----------------------|------------------------|----------|---------|---------|
| 204 | | | | 1.236 | 10.650 | 2,506 | 0,880 | 0,102 | 1,088 | | 66,03 | 90,13 | 7994 |
| 205 | 7,79 | | 291 | | 10.650 | 1,670 | | 0,087 | 0,922 | 3452 | 62,84 | 90,13 | 6470 |
| 206 | | | | 1.287 | 10.567 | 2,281 | 0,624 | 0,076 | 0,803 | | 68,78 | 89,42 | 6804 |
| 207 | 7,72 | | 3014 | | 10.650 | 3,769 | 0,635 | 0,073 | 0,780 | 3654 | 65,72 | 90,13 | 7044 |
| 208 | | | | 1.267 | 10.596 | 0,815 | 0,341 | 0,041 | 0,433 | | 67,71 | 89,67 | 6344 |
| 209 | | | | | | 1,528 | | | 0,778 | | | | |
| 210 | 7,86 | | 3011 | | 1.240 | 10.203 | 2,241 | 0,842 | 1,044 | 3702 | 66,23 | 86,35 | 5925 |
| 211 | | | | | 1.200 | 10.728 | 1,976 | 0,813 | 0,091 | 0,975 | 64,10 | 90,79 | 5332 |
| 212 | | | | | 1.220 | 10.537 | 3,544 | 1,215 | 0,141 | 1,482 | 65,17 | 89,17 | 7958 |
| 213 | 7,77 | | 3185 | | 1.230 | 10.976 | 5,867 | 1,415 | 0,159 | 1,740 | 65,71 | 92,88 | 6630 |
| 214 | | | | | 1.231 | 10.817 | 2,750 | 0,977 | 0,111 | 1,202 | 65,77 | 91,54 | 5165 |
| 215 | | | | | | | 3,870 | | 1,333 | | | | |
| 216 | | | | | 1.267 | 10.519 | 3,870 | 1,525 | 0,184 | 1,931 | 67,68 | 89,02 | 8116 |
| 217 | 7,82 | | 3020 | | 1.197 | 10.527 | 2,852 | 0,458 | 0,052 | 0,548 | 63,94 | 89,09 | |
| 218 | | | | | 1.239 | 10.551 | 3,606 | 1,035 | 0,122 | 1,282 | 66,22 | 89,29 | 5545 |
| 219 | 7,81 | | 3130 | | 1.224 | 10.287 | 3,667 | 1,282 | 0,152 | 1,569 | 65,39 | 87,06 | 7816 |
| 220 | | | | | | | 2,302 | | 0,889 | | | | |
| 221 | 7,94 | | 3049 | | 1.213 | 10.674 | 2,302 | 0,406 | 0,046 | 0,492 | 64,79 | 90,33 | 7953 |
| 222 | | | | | | | 3,361 | | 0,511 | | | | |
| 223 | | | | | 1.244 | 10.509 | 3,361 | 0,460 | 0,054 | 0,572 | 66,48 | 88,93 | 8432 |
| 224 | 7,76 | | 3223 | | 1.208 | 10.252 | 4,991 | 1,918 | 0,226 | 2,317 | 64,55 | 86,75 | 5605 |
| 225 | | | | | 1.205 | 10.328 | 4,319 | 1,466 | 0,171 | 1,767 | 64,37 | 87,40 | 9253 |
| 226 | 7,81 | | 3115 | | 1.236 | 10.543 | 8,433 | 1,101 | 0,129 | 1,360 | 66,01 | 89,22 | 4717 |
| 227 | | | | | | | 2,546 | | 0,667 | | | | |
| 228 | 7,78 | | 3215 | | 1.238 | 10.611 | 2,546 | 0,196 | 0,023 | 0,243 | 66,16 | 89,80 | 7728 |
| 229 | | | | | 1.225 | 10.580 | 1,059 | 0,429 | 0,050 | 0,526 | 65,46 | 89,53 | 7901 |
| 230 | | | | | | | 1,894 | | 1,000 | | | | |
| 231 | 7,87 | | 3168 | | 1.255 | 10.539 | 1,894 | 0,647 | 0,077 | 0,812 | 67,03 | 89,19 | 7745 |
| 232 | | | | | 1.210 | 10.234 | 2,567 | 0,812 | 0,096 | 0,983 | 64,63 | 86,60 | 7743 |
| 233 | 7,77 | | 3143 | | 1.234 | 10.458 | 4,115 | 1,281 | 0,151 | 1,581 | 65,92 | 88,50 | 7249 |
| 234 | | | | | 1.229 | 10.664 | 3,911 | 1,105 | 0,127 | 1,358 | 65,65 | 90,25 | 5404 |
| 235 | 7,91 | | 3241 | | 1.216 | 10.700 | 3,687 | 0,652 | 0,074 | 0,793 | 64,94 | 90,55 | 5507 |
| 236 | | | | | 1.233 | 10.464 | 3,667 | 1,267 | 0,149 | 1,562 | 65,89 | 88,55 | 5509 |
| 237 | 7,76 | | 3132 | | | | 3,667 | | 1,511 | | | | |
| 238 | | | | | 1.220 | 10.502 | 3,667 | 1,196 | 0,139 | 1,458 | 65,17 | 88,87 | 6992 |
| 239 | | | | | 1.202 | 10.248 | 0,713 | 0,323 | 0,038 | 0,388 | 64,24 | 86,72 | 7262 |
| 240 | 7,41 | | 3010 | | 1.199 | 10.251 | 3,707 | 0,894 | 0,105 | 1,071 | 64,06 | 86,75 | 7307 |
| 241 | | | | | 1.207 | 10.485 | 6,661 | 1,927 | 0,222 | 2,325 | 64,47 | 88,73 | 8302 |
| 242 | 7,37 | | 3067 | | 1.194 | 10.455 | 3,422 | 1,237 | 0,141 | 1,477 | 63,81 | 88,48 | 4598 |
| 243 | | | | | | | 4,196 | | 1,146 | | 68,25 | | |
| 244 | | | | | | | 4,278 | | 1,556 | | | | |
| 245 | 7,41 | | 3270 | 1,187 | 10,476 | 4,889 | 1,763 | 0,200 | 2,093 | 3846 | 63,43 | 88,65 | 7924 |
| 246 | | | | | 15,720 | 1,528 | | 0,050 | 0,793 | | 61,38 | 88,69 | 7567 |
| 247 | 7,78 | | 3097 | | 1.788 | 16.048 | 4,176 | 0,788 | 0,088 | 1,409 | 63,70 | 90,54 | 7302 |
| 248 | | | | | 1.759 | 15.843 | 6,722 | 0,103 | 0,011 | 0,181 | 62,66 | 89,38 | 7427 |
| 249 | 7,55 | | 3033 | | 1.759 | 15.896 | 6,111 | 1,266 | 0,140 | 2,226 | 62,64 | 89,68 | 5447 |
| 250 | | | | | 1.766 | 15.615 | 5,541 | 1,142 | 0,129 | 2,016 | 62,89 | 88,10 | 6801 |
| 251 | | | | | | | 4,074 | | 1,556 | | | | |
| 252 | 7,59 | | 2673 | | 1.806 | 15.635 | 4,074 | 0,773 | 0,089 | 1,396 | 64,34 | 88,21 | 5612 |
| 253 | | | | | 1.681 | 15.463 | 3,056 | 0,814 | 0,089 | 1,369 | 59,89 | 87,24 | 6000 |
| 254 | 7,60 | | 3721 | | 1.778 | 15.872 | 6,111 | 0,750 | 0,084 | 1,333 | 63,32 | 89,55 | 4282 |
| 255 | | | 0 | | 1.800 | 15.896 | 6,111 | 0,699 | 0,079 | 1,258 | 64,11 | 89,68 | 6274 |
| 256 | 7,99 | | 2894 | | 1.790 | 16.880 | 6,111 | 0,434 | 0,046 | 0,778 | 63,77 | 95,23 | 7963 |
| 257 | | | | | 1.801 | 15.405 | 8,759 | 0,257 | 0,030 | 0,462 | 64,13 | 86,91 | 6357 |
| 258 | | | | | | | 1,507 | | 0,533 | | | | |
| 259 | 7,87 | | 3035 | | 1.751 | 16.251 | 1,507 | 0,357 | 0,038 | 0,625 | 62,38 | 91,68 | 6106 |
| 260 | | | | | 1.777 | 15.760 | 3,157 | 0,715 | 0,081 | 1,270 | 63,29 | 88,92 | 8115 |
| 261 | 7,85 | | 3320 | | 1.709 | 15.286 | 5,500 | 1,042 | 0,116 | 1,780 | 60,87 | 86,24 | 5947 |
| 262 | | | | | 1.773 | 15.366 | 5,256 | 0,826 | 0,095 | 1,464 | 63,15 | 86,69 | 4420 |
| 263 | 7,99 | | 3381 | | 1.722 | 15.607 | 5,235 | 0,756 | 0,083 | 1,302 | 61,32 | 88,05 | 7322 |
| 264 | | | | | 1.744 | 15.425 | 4,991 | 0,689 | 0,078 | 1,202 | 62,12 | 87,02 | 6054 |
| 265 | | | | | | | 4,991 | | 1,556 | | | | |
| 266 | 7,87 | | 3371 | | 1.678 | | 7,170 | 1,165 | | 1,955 | 59,78 | | 7926 |
| 267 | | | | | 1.710 | 15.381 | 3,341 | 0,738 | 0,082 | 1,262 | 60,90 | 86,77 | 9067 |
| 268 | 7,97 | | 3264 | | 1.720 | 15.491 | 4,481 | 0,884 | 0,098 | 1,521 | 61,25 | 87,40 | 7085 |
| 269 | | | | | 1.704 | 15.191 | 5,907 | 1,143 | 0,128 | 1,949 | 60,70 | 85,70 | 7989 |
| 270 | 7,92 | | 3240 | | 1.696 | 15.508 | 4,685 | 0,870 | 0,095 | 1,476 | 60,41 | 87,50 | 6364 |
| 271 | | | | | 1.702 | 15.575 | 5,154 | 0,903 | 0,099 | 1,537 | 60,62 | 87,87 | 7280 |
| 272 | | | | | | | 4,074 | | 1,556 | | | | |
| 273 | 7,76 | | 3122 | | 1.687 | 15.190 | 5,093 | 0,904 | 0,100 | 1,525 | 60,08 | 85,70 | 6893 |
| 274 | | | | | 1.569 | 15.448 | 1,487 | 0,392 | 0,040 | 0,616 | 55,87 | 87,15 | 7371 |

Capítulo III: Estudio semicontinuo con FORSU sintética

| TRS (d) | Tiempo | pH | mgNH ₃ -N/L | mgCODc/L d | mgSVc/L d | L/L d | LCH ₄ /gCODc | LCH ₄ /gSVc | LCH ₄ /L d | mgCaCO ₃ /L | CODe (%) | SVe (%) | mgAch/L |
|---------|--------|----|------------------------|------------|-----------|-------|-------------------------|------------------------|-----------------------|------------------------|----------|---------|---------|
| 275 | 7,75 | | 3136 | 1.610 | 15.450 | 2,852 | 0,351 | 0,037 | 0,565 | 4010 | 57,35 | 87,17 | 7462 |
| 276 | | | | 1.654 | 15.789 | 4,319 | 0,732 | 0,077 | 1,210 | | 58,91 | 89,08 | 7352 |
| 277 | | | 3371 | 1.660 | 15.578 | 3,667 | 0,730 | 0,078 | 1,129 | | 59,11 | 87,89 | 5295 |
| 278 | | | | | 16.251 | | | 0,075 | 0,002 | | | 91,68 | |
| 279 | | | 3264 | | 15.760 | | | 0,076 | 0,002 | | | 88,92 | 6893 |
| 280 | | | | | 15.286 | | | 0,064 | 0,002 | | | 86,24 | 7371 |
| 281 | | | 3240 | | 15.366 | 0,285 | | 0,078 | 0,001 | | | 86,69 | 7462 |
| 282 | | | | | 15.607 | 0,143 | | 0,076 | 0,002 | | | 88,05 | 7352 |
| 283 | | | | | 15.425 | 3,667 | | 0,077 | 0,025 | | | 87,02 | 5295 |
| 284 | | | 3122 | | 16.251 | 0,489 | | 0,072 | 0,047 | | | 91,68 | 4275 |
| 285 | | | | | 15.760 | | | 0,075 | 0,000 | | | 88,92 | 7513 |
| 286 | | | 3136 | | 15.286 | | | 0,076 | 0,222 | | | 86,24 | 4470 |
| 287 | | | | | 15.366 | 1,019 | | 0,074 | 0,346 | | | 86,69 | |
| 288 | 7,83 | | 3287 | 1.707 | 15.793 | 0,265 | 0,586 | 0,063 | 0,104 | 4048 | 60,79 | 89,10 | 4275 |
| 289 | 7,86 | | 3215 | 1.712 | 15.309 | 1,507 | 0,519 | 0,058 | 0,408 | 4115 | 60,98 | 86,37 | 7513 |
| 290 | | | | 1.661 | 14.693 | 3,157 | 0,512 | 0,058 | 0,851 | | 59,16 | 82,90 | 4470 |
| 291 | 7,62 | | 3118 | 1.587 | 15.524 | 1,691 | 0,287 | 0,029 | 0,456 | 3413 | 56,54 | 87,58 | 6907 |
| 292 | | | | 1.653 | 15.919 | 1,670 | 0,331 | 0,034 | 0,547 | | 58,89 | 89,81 | 6072 |
| 293 | | | | | | 2,037 | | | 0,778 | | | | |
| 294 | 7,65 | | 3068 | 2.010 | 14.751 | 4,420 | 0,591 | 0,081 | 1,188 | 3173 | 57,27 | 66,58 | 6228 |
| 295 | | | | 2.021 | 16.566 | 1,956 | 0,095 | 0,012 | 0,192 | | 57,60 | 74,77 | 5114 |
| 296 | 7,99 | | 2897 | 2.045 | 14.022 | 0,346 | 0,007 | 0,001 | 0,015 | 3058 | 58,28 | 63,29 | 4377 |
| 297 | | | | 2.058 | 11.802 | 6,722 | 0,068 | 0,012 | 0,140 | | 58,63 | 53,27 | 4976 |
| 298 | 7,98 | | | | 17.172 | 4,970 | | 0,027 | 0,459 | 3712 | | 77,50 | 6474 |
| 299 | | | 2918 | 2.085 | 16.034 | 2,669 | 0,109 | 0,014 | 0,227 | | 59,40 | 72,37 | 5158 |
| 300 | | | | | | | | | 0,444 | 3010 | | | 5130 |
| 301 | 7,87 | | 2865 | 2.032 | 16.983 | 5,704 | 0,276 | 0,033 | 0,561 | | 57,89 | 76,65 | 5119 |
| 302 | | | | 2.103 | 15.899 | 3,402 | 0,090 | 0,012 | 0,188 | | 59,92 | 71,76 | 4461 |
| 303 | 7,78 | | 2831 | 2.058 | 16.273 | 2,180 | 0,007 | 0,001 | 0,014 | 3144 | 58,64 | 73,44 | 4356 |
| 304 | | | | 1.991 | 16.701 | 1,996 | 0,077 | 0,009 | 0,154 | | 56,73 | 75,38 | 4641 |
| 305 | 7,80 | | 2733 | 1.985 | 16.408 | 2,387 | | 0,011 | 0,178 | 3154 | | 74,06 | 3988 |
| 306 | | | | 2.085 | 16.458 | 0,967 | 0,004 | 0,001 | 0,009 | | 59,42 | 74,28 | 3031 |
| 307 | | | | | | | | | 0,008 | | | | |
| 308 | 7,76 | | 2652 | 2.019 | 16.157 | 4,310 | 0,005 | 0,001 | 0,010 | 3163 | 57,53 | 72,92 | 4262 |
| 309 | | | | 1.901 | 15.915 | 0,998 | 0,013 | 0,002 | 0,024 | | 54,16 | 71,83 | 4253 |
| 310 | | | | 1.973 | | 2,506 | 0,080 | | 0,159 | 3144 | | 56,22 | 3700 |
| 311 | 7,85 | | | 1.971 | 15.850 | 3,411 | 0,224 | 0,028 | 0,442 | | 56,15 | 71,54 | 3891 |
| 312 | | | 2635 | 1.910 | 16.545 | 1,933 | 0,028 | 0,003 | 0,053 | 3077 | 54,42 | 74,68 | 3576 |
| 313 | | | | 2.055 | 17.854 | 1,500 | 0,030 | 0,003 | 0,062 | | 58,55 | 80,58 | 3185 |
| 314 | 7,76 | | | | | | | | 0,018 | | | | |
| 315 | | | | 1.945 | 15.544 | 1,200 | 0,001 | 0,000 | 0,002 | 2779 | 55,42 | 70,15 | 4418 |
| 316 | | | | 1.965 | 17.222 | 1,400 | 0,113 | 0,013 | 0,223 | | 55,98 | 77,73 | 3853 |
| 317 | 7,65 | | 2601 | 1.960 | 16.513 | 0,122 | 0,000 | 0,000 | 0,001 | 2548 | 55,86 | 74,53 | 4052 |
| 318 | | | | 2.033 | 15.566 | 1,044 | 0,044 | 0,006 | 0,089 | | 57,93 | 70,26 | 3483 |
| 319 | | | | 1.985 | 16.157 | 1,367 | 0,039 | 0,005 | 0,078 | 2692 | 56,55 | 72,92 | 3363 |
| 320 | 7,85 | | 2527 | 1.999 | 16.522 | 0,944 | 0,065 | 0,008 | 0,130 | | 56,96 | 74,57 | 3104 |
| 321 | | | | | | | | | 0,144 | | | | |
| 322 | 7,55 | | | 2.013 | 16.667 | 0,844 | 0,078 | 0,009 | 0,158 | 2577 | 57,37 | 75,23 | 2899 |
| 323 | | | | 1.982 | 15.631 | 0,389 | 0,044 | 0,006 | 0,086 | | 56,49 | 70,55 | 3263 |
| 324 | 7,88 | | 2416 | 1.991 | 16.032 | 0,522 | 0,014 | 0,002 | 0,028 | 2635 | 56,74 | 72,36 | 2568 |
| 325 | | | | 2.025 | 16.182 | 0,167 | 0,010 | 0,001 | 0,021 | | 57,70 | 73,04 | 2634 |
| 326 | 7,53 | | 3136 | 1.936 | 16.324 | 0,256 | 0,012 | 0,001 | 0,024 | | 55,15 | 73,68 | 2073 |
| 327 | | | 5040 | 1.976 | 16.011 | 0,078 | 0,001 | 0,000 | 0,002 | | 56,30 | 72,26 | 2381 |
| 328 | 7,62 | | 5040 | | | 0,278 | | | 0,000 | | | | |
| 329 | | | | 1.952 | 16.156 | 0,278 | 0,001 | 0,000 | 0,001 | | 55,63 | 72,92 | 2405 |
| 330 | | | 4760 | 1.989 | 15.690 | 0,011 | 0,000 | 0,000 | 0,000 | | 56,68 | 70,82 | 2030 |
| 331 | 7,51 | | 4190 | 1.936 | 14.670 | 0,011 | 0,000 | 0,000 | 0,001 | | 55,15 | 66,21 | 1756 |
| 332 | | | 3640 | 1.979 | 14.670 | 0,033 | 0,001 | 0,000 | 0,001 | | 56,40 | 66,21 | 1701 |
| 333 | | | 4200 | 2.006 | 15.648 | 0,022 | 0,000 | 0,000 | 0,000 | | 57,17 | 70,62 | 1550 |
| 334 | | | 3640 | | | 0,011 | | | 0,000 | | | | |
| 335 | 7,45 | | | | | 0,011 | | | 0,000 | | | | |

TABLA III.38. Modelización del consumo de sustrato y producción acumulada de CH₄ en función del COD

| t | TRS (d) | S ₀ (gCOD/L) | S _{est} (gCOD/L) | S mod. (gCOD/L) | S exp. (gCOD/L) | Acumulada CH ₄ exp (L) | Acumulada CH ₄ modelo (L) |
|-----|------------|----------------------------|------------------------------|--------------------|--------------------|--------------------------------------|---|
| 140 | 20 | 28,08 | 9,15 | 7,90 | | 3,32 | 3,85 |
| 141 | 20 | 28,08 | 9,15 | 8,41 | | 6,92 | 7,91 |
| 142 | 20 | 28,08 | 9,15 | 8,70 | | 10,93 | 12,10 |
| 143 | 20 | 28,08 | 9,15 | 8,88 | 8,67 | 13,60 | 16,39 |
| 144 | 20 | 28,08 | 9,15 | 8,98 | 9,76 | 14,57 | 20,73 |
| 145 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,05 | 9,06 | 18,52 | 25,10 |
| 146 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,09 | | 21,52 | 29,49 |
| 147 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,11 | 9,39 | 24,21 | 33,90 |
| 148 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,13 | 8,62 | 27,95 | 38,32 |
| 149 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,13 | 9,29 | 32,57 | 42,74 |
| 150 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,14 | 9,03 | 37,74 | 47,17 |
| 151 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,14 | | 41,91 | 51,59 |
| 152 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,14 | 9,59 | 47,09 | 56,02 |
| 153 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | | 52,09 | 60,45 |
| 154 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | | 56,46 | 64,88 |
| 155 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | 9,46 | 61,64 | 69,31 |
| 156 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | 9,08 | 67,00 | 73,74 |
| 157 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | 9,23 | 71,99 | 78,16 |
| 158 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | 9,33 | 76,91 | 82,59 |
| 159 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | 9,01 | 82,05 | 87,02 |
| 160 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | | 87,05 | 91,45 |
| 161 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | 9,25 | 92,05 | 95,88 |
| 162 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | | 97,90 | 100,31 |
| 163 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | | 101,61 | 104,74 |
| 164 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | 9,37 | 106,26 | 109,17 |
| 165 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | 8,89 | 110,87 | 113,60 |
| 166 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | 8,96 | 114,65 | 118,03 |
| 167 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | | 118,65 | 122,46 |
| 168 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | 8,86 | 123,98 | 126,89 |
| 169 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | 9,28 | 127,43 | 131,32 |
| 170 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | 9,27 | 132,18 | 135,75 |
| 171 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | 8,95 | 137,11 | 140,18 |
| 172 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | 9,29 | 141,80 | 144,60 |
| 173 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | 9,21 | 146,85 | 149,03 |
| 174 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | | 150,85 | 153,46 |
| 175 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | 9,32 | 153,21 | 157,89 |
| 176 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | | 156,70 | 162,32 |
| 177 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | | 161,77 | 166,75 |
| 178 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | 8,77 | 166,63 | 171,18 |
| 179 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | | 171,13 | 175,61 |
| 180 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | | 174,43 | 180,04 |
| 181 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | | 177,73 | 184,47 |
| 182 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | 9,00 | 181,11 | 188,90 |
| 183 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | 9,75 | 183,47 | 193,33 |
| 184 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | 9,54 | 186,96 | 197,76 |
| 185 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | 8,99 | 192,10 | 202,19 |
| 186 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | 8,99 | 197,44 | 206,62 |
| 187 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | 9,14 | 203,51 | 211,05 |
| 188 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | | 209,51 | 215,47 |
| 189 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | 9,01 | 214,86 | 219,90 |
| 190 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | 9,39 | 220,18 | 224,33 |
| 191 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | | 220,83 | 228,76 |
| 192 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | | 225,68 | 233,19 |
| 193 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | | 230,68 | 237,62 |
| 194 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | 9,47 | 237,67 | 242,05 |
| 195 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | | 241,67 | 246,48 |
| 196 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | 9,32 | 245,21 | 250,91 |
| 197 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | 9,01 | 249,31 | 255,34 |
| 198 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | | 251,31 | 259,77 |

Capítulo III: Estudio semicontinuo con FORSU sintética

| t | TRS (d) | So (gCOD/ L) | Sest (gCOD/ L) | S mod. (gCOD/ L) | S exp. (gCOD/ L) | Acumulada CH ₄ exp (L) | Acumulada CH ₄ modelo (L) |
|-----|---------|--------------|----------------|------------------|------------------|-----------------------------------|--------------------------------------|
| 199 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | | 252,25 | 264,20 |
| 200 | 20 | 28,08 | 9,15 | 9,15 | | 256,11 | 268,63 |
| 201 | 15 | 28,08 | 9,79 | | 9,25 | 261,93 | 274,00 |
| 202 | 15 | 28,08 | 9,79 | | | 266,93 | 279,37 |
| 203 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,16 | 9,16 | 271,18 | 284,73 |
| 204 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,41 | 9,54 | 276,07 | 290,09 |
| 205 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,55 | | 280,22 | 295,45 |
| 206 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,64 | | 283,83 | 300,81 |
| 207 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,70 | 9,62 | 287,34 | 306,16 |
| 208 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,73 | | 289,29 | 311,52 |
| 209 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,75 | | 292,79 | 316,87 |
| 210 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,76 | 9,48 | 297,49 | 322,23 |
| 211 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,77 | | 301,88 | 327,58 |
| 212 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,78 | 9,78 | 308,55 | 332,94 |
| 213 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,78 | 9,63 | 316,38 | 338,29 |
| 214 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,78 | 9,61 | 321,79 | 343,64 |
| 215 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,78 | | 327,79 | 349,00 |
| 216 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,78 | | 336,48 | 354,35 |
| 217 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,79 | 10,13 | 338,95 | 359,71 |
| 218 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,79 | 9,49 | 344,72 | 365,06 |
| 219 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,79 | 9,72 | 351,78 | 370,42 |
| 220 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,79 | | 355,78 | 375,77 |
| 221 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,79 | 9,89 | 357,99 | 381,12 |
| 222 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,79 | | 360,29 | 386,48 |
| 223 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,79 | 9,41 | 362,87 | 391,83 |
| 224 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,79 | 9,95 | 373,29 | 397,19 |
| 225 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,79 | | 381,24 | 402,54 |
| 226 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,79 | 9,54 | 387,36 | 407,90 |
| 227 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,79 | | 390,36 | 413,25 |
| 228 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,79 | 9,50 | 391,46 | 418,60 |
| 229 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,79 | 9,70 | 393,82 | 423,96 |
| 230 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,79 | | 398,32 | 429,31 |
| 231 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,79 | | 401,98 | 434,67 |
| 232 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,79 | 9,93 | 406,40 | 440,02 |
| 233 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,79 | 9,57 | 413,51 | 445,38 |
| 234 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,79 | 9,64 | 419,62 | 450,73 |
| 235 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,79 | 9,84 | 423,19 | 456,09 |
| 236 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,79 | 9,58 | 430,22 | 461,44 |
| 237 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,79 | | 437,02 | 466,79 |
| 238 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,79 | 9,78 | 443,58 | 472,15 |
| 239 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,79 | 10,04 | 445,33 | 477,50 |
| 240 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,79 | 10,09 | 450,15 | 482,86 |
| 241 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,79 | 9,98 | 460,61 | 488,21 |
| 242 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,79 | | 467,26 | 493,57 |
| 243 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,79 | | 472,42 | 498,92 |
| 244 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,79 | | 479,42 | 504,27 |
| 245 | 15 | 28,08 | 9,79 | 9,79 | 10,27 | 488,84 | 509,63 |
| 246 | 10 | 28,08 | 11,06 | | | 492,41 | 516,00 |
| 247 | 10 | 28,08 | 11,06 | | 10,19 | 498,75 | 522,02 |
| 248 | 10 | 28,08 | 11,06 | 10,06 | 10,48 | 499,56 | 527,84 |
| 249 | 10 | 28,08 | 11,06 | 10,43 | 10,49 | 509,58 | 533,54 |
| 250 | 10 | 28,08 | 11,06 | 10,66 | 10,42 | 518,65 | 539,17 |
| 251 | 10 | 28,08 | 11,06 | 10,81 | | 525,65 | 544,75 |
| 252 | 10 | 28,08 | 11,06 | 10,90 | 10,01 | 531,94 | 550,30 |
| 253 | 10 | 28,08 | 11,06 | 10,96 | | 538,09 | 555,82 |
| 254 | 10 | 28,08 | 11,06 | 11,00 | 10,30 | 544,09 | 561,34 |
| 255 | 10 | 28,08 | 11,06 | 11,02 | 10,08 | 549,76 | 566,85 |
| 256 | 10 | 28,08 | 11,06 | 11,04 | 10,17 | 553,26 | 572,35 |
| 257 | 10 | 28,08 | 11,06 | 11,05 | 10,07 | 555,34 | 577,85 |
| 258 | 10 | 28,08 | 11,06 | 11,05 | | 557,74 | 583,35 |

Capítulo III: Estudio semicontinuo con FORSU sintética

| t | TRS (d) | So (gCOD/ L) | Sest (gCOD/ L) | S mod. (gCOD/ L) | S exp. (gCOD/ L) | Acumulada CH ₄ exp (L) | Acumulada CH ₄ modelo (L) |
|-----|------------|-----------------|-------------------|---------------------|---------------------|--------------------------------------|---|
| 259 | 10 | 28,08 | 11,06 | 11,06 | 10,56 | 560,55 | 588,85 |
| 260 | 10 | 28,08 | 11,06 | 11,06 | 10,31 | 566,26 | 594,35 |
| 261 | 10 | 28,08 | 11,06 | 11,06 | 10,99 | 574,27 | 599,84 |
| 262 | 10 | 28,08 | 11,06 | 11,06 | 10,35 | 580,86 | 605,34 |
| 263 | 10 | 28,08 | 11,06 | 11,06 | 10,86 | 586,72 | 610,84 |
| 264 | 10 | 28,08 | 11,06 | 11,06 | 10,64 | 592,13 | 616,33 |
| 265 | 10 | 28,08 | 11,06 | 11,06 | | 599,13 | 621,83 |
| 266 | 10 | 28,08 | 11,06 | 11,06 | 11,29 | 607,93 | 627,32 |
| 267 | 10 | 28,08 | 11,06 | 11,06 | 10,98 | 613,61 | 632,82 |
| 268 | 10 | 28,08 | 11,06 | 11,06 | 10,88 | 620,45 | 638,31 |
| 269 | 10 | 28,08 | 11,06 | 11,06 | 11,03 | 629,22 | 643,81 |
| 270 | 10 | 28,08 | 11,06 | 11,06 | 11,12 | 635,86 | 649,30 |
| 271 | 10 | 28,08 | 11,06 | 11,06 | 11,06 | 642,78 | 654,80 |
| 272 | 10 | 28,08 | 11,06 | 11,06 | | 649,78 | 660,29 |
| 273 | 10 | 28,08 | 11,06 | 11,06 | 11,21 | 656,64 | 665,79 |
| 274 | 10 | 28,08 | 11,06 | 11,06 | | 659,41 | 671,28 |
| 275 | 10 | 28,08 | 11,06 | 11,06 | | 661,96 | 676,78 |
| 276 | 10 | 28,08 | 11,06 | 11,06 | 11,54 | 667,40 | 682,27 |
| 277 | 10 | 28,08 | 11,06 | 11,06 | 11,48 | 672,85 | 687,77 |
| 278 | 10 | 28,08 | 11,06 | 11,06 | | 678,30 | 693,26 |
| 279 | 10 | 28,08 | 11,06 | 11,06 | 11,17 | 683,70 | 698,76 |
| 280 | 10 | 28,08 | 11,06 | 11,06 | | 688,09 | 704,25 |
| 281 | 10 | 28,08 | 11,06 | 11,06 | 11,14 | 693,47 | 709,75 |
| 282 | 10 | 28,08 | 11,06 | 11,06 | | 698,83 | 715,25 |
| 283 | 10 | 28,08 | 11,06 | 11,06 | 11,13 | 704,15 | 720,74 |
| 284 | 10 | 28,08 | 11,06 | 11,06 | | 709,45 | 726,24 |
| 285 | 10 | 28,08 | 11,06 | 11,06 | 11,09 | 714,75 | 731,73 |
| 286 | 10 | 28,08 | 11,06 | 11,06 | | 720,00 | 737,23 |
| 287 | 10 | 28,08 | 11,06 | 11,06 | | 725,15 | 742,72 |
| 288 | 10 | 28,08 | 11,06 | 11,06 | 11,01 | 729,65 | 748,22 |
| 289 | 10 | 28,08 | 11,06 | 11,06 | 10,95 | 733,65 | 753,71 |
| 290 | 10 | 28,08 | 11,06 | 11,06 | 11,47 | 737,48 | 759,21 |
| 291 | 10 | 28,08 | 11,06 | 11,06 | | 739,53 | 764,70 |
| 292 | 10 | 28,08 | 11,06 | 11,06 | 11,54 | 742,00 | 770,20 |
| 293 | 10 | 28,08 | 11,06 | 11,06 | | 745,50 | 775,69 |
| 294 | 8 | 28,08 | 12,02 | | 12,00 | 750,84 | 776,41 |
| 295 | 8 | 28,08 | 12,02 | | 11,90 | 751,70 | 777,08 |
| 296 | 8 | 28,08 | 12,02 | 11,23 | 11,71 | 751,77 | 777,71 |
| 297 | 8 | 28,08 | 12,02 | 11,51 | 11,61 | 752,40 | 778,33 |
| 298 | 8 | 28,08 | 12,02 | 11,69 | | 754,47 | 778,93 |
| 299 | 8 | 28,08 | 12,02 | 11,80 | 11,40 | 755,49 | 779,52 |
| 300 | 8 | 28,08 | 12,02 | 11,88 | | 757,49 | 780,11 |
| 301 | 8 | 28,08 | 12,02 | 11,93 | 11,82 | 760,01 | 780,70 |
| 302 | 8 | 28,08 | 12,02 | 11,96 | 11,25 | 760,86 | 781,28 |
| 303 | 8 | 28,08 | 12,02 | 11,98 | 11,61 | 760,92 | 781,87 |
| 304 | 8 | 28,08 | 12,02 | 11,99 | 12,15 | 761,62 | 782,45 |
| 305 | 8 | 28,08 | 12,02 | 12,00 | 13,93 | 762,42 | 783,03 |
| 306 | 8 | 28,08 | 12,02 | 12,01 | 11,39 | 762,46 | 783,61 |
| 307 | 8 | 28,08 | 12,02 | 12,01 | | 762,49 | 784,19 |
| 308 | 8 | 28,08 | 12,02 | 12,01 | 11,92 | 762,54 | 784,77 |
| 309 | 8 | 28,08 | 12,02 | 12,02 | | 762,64 | 785,35 |
| 310 | 8 | 28,08 | 12,02 | 12,02 | 12,29 | 763,36 | 785,93 |
| 311 | 8 | 28,08 | 12,02 | 12,02 | 12,31 | 765,35 | 786,51 |
| 312 | 8 | 28,08 | 12,02 | 12,02 | | 765,59 | 787,09 |
| 313 | 8 | 28,08 | 12,02 | 12,02 | 11,64 | 765,86 | 787,67 |
| 314 | 8 | 28,08 | 12,02 | 12,02 | | 765,94 | 788,25 |
| 315 | 8 | 28,08 | 12,02 | 12,02 | 12,52 | 765,96 | 788,83 |
| 316 | 8 | 28,08 | 12,02 | 12,02 | 12,36 | 766,96 | 789,41 |
| 317 | 8 | 28,08 | 12,02 | 12,02 | 12,39 | 766,96 | 789,99 |
| 318 | 8 | 28,08 | 12,02 | 12,02 | 11,81 | 767,36 | 790,57 |

| t | TRS (d) | So (gCOD/ L) | Sest (gCOD/ L) | S mod. (gCOD/ L) | S exp. (gCOD/ L) | Acumulada CH ₄ exp (L) | Acumulada CH ₄ modelo (L) |
|-----|------------|-----------------|-------------------|---------------------|---------------------|--------------------------------------|---|
| 319 | 8 | 28,08 | 12,02 | 12,02 | 12,20 | 767,71 | 791,15 |
| 320 | 8 | 28,08 | 12,02 | 12,02 | 12,08 | 768,29 | 791,73 |
| 321 | 8 | 28,08 | 12,02 | 12,02 | | 768,94 | 792,31 |
| 322 | 8 | 28,08 | 12,02 | 12,02 | 11,97 | 769,65 | 792,89 |
| 323 | 8 | 28,08 | 12,02 | 12,02 | 12,22 | 770,04 | 793,47 |
| 324 | 8 | 28,08 | 12,02 | 12,02 | 12,14 | 770,17 | 794,05 |
| 325 | 8 | 28,08 | 12,02 | 12,02 | 11,88 | 770,26 | 794,63 |
| 326 | 8 | 28,08 | 12,02 | 12,02 | 12,59 | 770,36 | 795,21 |
| 327 | 8 | 28,08 | 12,02 | 12,02 | 12,27 | 770,37 | 795,79 |
| 328 | 8 | 28,08 | 12,02 | 12,02 | | 770,37 | 796,37 |
| 329 | 8 | 28,08 | 12,02 | 12,02 | 12,46 | 770,38 | 796,95 |
| 330 | 8 | 28,08 | 12,02 | 12,02 | 12,16 | 770,38 | 797,53 |
| 331 | 8 | 28,08 | 12,02 | 12,02 | 12,59 | 770,38 | 798,11 |
| 332 | 8 | 28,08 | 12,02 | 12,02 | 12,24 | 770,39 | 798,69 |
| 333 | 8 | 28,08 | 12,02 | 12,02 | 12,02 | 770,39 | 799,27 |
| 334 | 8 | 28,08 | 12,02 | 12,02 | | 770,39 | 799,85 |
| 335 | 8 | 28,08 | 12,02 | 12,02 | | 770,39 | 800,43 |

CAPÍTULO IV:
Estudio semicontinuo
con FORSU industrial.
Determinación de TRS mínimo y óptimo
y caracterización cinética del proceso

1. MATERIAL Y MÉTODOS

El objetivo global del presente capítulo es estudiar la influencia de las características físico-químicas del residuo (naturaleza, tamaño de partícula, composición, contenido en materia orgánica) sobre el TRS_{MIN} y TRS_{OPT} con el que puede trabajar un reactor semicontinuo para la digestión anaerobia termofílica y seca de FORSU.

Considerando este objetivo global, en el siguiente epígrafe se desglosan las distintas etapas experimentales programadas, los objetivos perseguidos en cada una de ellas, así como la metodología adoptada para su ejecución.

1.1 Plan de trabajo

La hipótesis de partida de este trabajo se fundamentan en que, para un mismo reactor, el TRS_{MIN} con el que puede operar de forma viable, puede ser función, entre otros aspectos, de la granulometría y de la carga orgánica que contiene el residuo. Las limitaciones a la transferencia de materia serán tanto mayores cuanto mayor sea el tamaño medio de las partículas que constituyen la FORSU y, por tanto, el reactor necesitará TRS mayores para alcanzar los mismos rendimientos.

Por tanto, el objetivo será determinar si el sistema es capaz de operar a un TRS de 10 días, establecido como TRS_{MIN} a partir de los ensayos con FORSU sintética, pero empleando FORSU industrial procedente de un trommel industrial de 30 mm perteneciente a la planta de compostaje de "Las Calandrias", ubicada en Jerez de la Frontera.

A partir del objetivo global planteado se establecen las siguientes etapas experimentales:

- 1) Re-inoculación discontinua del reactor semicontinuo empleado en la determinación del TRS_{MIN} y TRS_{OPT} con FORSU sintética.
- 2) Re-arranque del reactor semicontinuo imponiendo un TRS de 15 días, alimentándolo diariamente con FORSU sintética hasta alcanzar su estabilización.

- 3) Sustitución de la alimentación sintética por FORSU industrial y determinación del TRS_{MIN} y TRS_{OPT}.

1.1.1 Re-inoculación discontinua del reactor

Para la re-inoculación del reactor de 5 litros utilizado en la determinación del TRS_{MIN} y TRS_{OPT} empleando FORSU sintética, se procedió a sustituir el 50% del contenido del digestor por un inóculo consistente en una mezcla de lodo anaerobio mesofílico, procedente de la EDAR Guadalete, y 760 gramos de FORSU sintética, necesarios para ajustar el contenido de la mezcla al 30% en ST, característico de la digestión seca.

1.1.2 Re-arranque del reactor

El re-arranque del reactor se llevó a cabo en condiciones termofílicas (55°C) imponiéndose un TRS de 15 días, adecuado según los resultados obtenidos en el Capítulo III del presente trabajo y validados por los ensayos de Asa Davidsson et al. (2006). Dado que la FORSU empleada en la alimentación del reactor es sintética, la Velocidad de Carga Orgánica Inicial (VCO₀), expresada como $mgCOD/L \cdot d$ / $L_{REACTOR} \cdot d$ y $mgSV/L \cdot d$ / $L_{REACTOR} \cdot d$, durante la estabilización del re-arranque es constante y sus valores quedan recogidos en la tabla IV.1.

TABLA IV.1. VCO₀ correspondiente al TRS de 15 días

| VCO ₀ | | Tiempo de operación (d) |
|------------------|----------|-------------------------|
| mgCOD/L·d | mgSV/L·d | |
| 1.872 | 11.817 | 60 |

1.1.3 Sustitución de la FORSU sintética por FORSU industrial y determinación del TRS_{MIN} y TRS_{OPT}

Siguiendo una secuencia lógica a partir de los resultados extraídos en el Capítulo III, en este nuevo apartado se pretende determinar, con mayor exactitud, cual es el TRS_{MIN} y TRS_{OPT} sostenible por el proceso cuando se emplea FORSU con diferente grado de biodegradabilidad y granulometría.

En este sentido, y teniendo en cuenta que la mayoría de los estudios en los que se trabaja con digestores anaerobios semicontinuos de RSU (Cecchi *et al.*, 1991; Pavan *et al.*, 2000; Bolzonella *et al.*, 2003; Asa Davidsson *et al.*, 2006) se imponen TRS inferiores a 15 días, se ha decidido tomar este valor como límite superior, a partir del cual se irá descendiendo hasta desestabilizar el sistema.

Para la consecución de este objetivo se llevaron a cabo seis etapas, en las que se fue modificando el TRS hasta desestabilizar nuevamente el sistema. En la tabla IV.2 se detalla la carga orgánica correspondiente a cada TRS, expresada como $mgCOD/L \cdot d$ y $mgSV/L \cdot d$, así como los tiempos de operación de cada uno de ellos.

TABLA IV.2. Velocidad de Carga Orgánica (VCO_0) suministrada diariamente

| Etapa | VCO_0 | | TRS (d) | Tiempo de operación (d) |
|-------|-------------------|------------------|---------|-------------------------|
| | $mgCOD/L \cdot d$ | $mgSV/L \cdot d$ | | |
| 9 | 218 | 2.929 | 15 | 45 |
| 10 | 272 | 3.662 | 12 | 36 |
| 11 | 327 | 4.393 | 10 | 30 |
| 12 | 218 | 2.929 | 15 | 45 |
| 13 | 251 | 3.380 | 13 | 39 |
| 14 | 272 | 3.662 | 12 | 36 |

Hay que resaltar que el residuo sintético con el que se alimentaba el reactor en el Capítulo III tenía un tamaño medio de partícula de 1 mm y fue sustituido por FORSU industrial procedente de un trommel industrial de luz de paso de 30 mm. El tamaño medio de partícula del nuevo residuo así como su concentración media en materia orgánica, 11,9 $mgCOD/g$, contrasta con los valores correspondientes al residuo sintético. Este último presentaba una concentración en materia orgánica un orden de magnitud superior (112,3 $mgCOD/g$).

En la discusión de resultados, la etapa 9 será considerada como un periodo de transición ya que, en el interior del digestor, existía una mezcla de FORSU industrial y sintética y, por tanto, no será tenida en cuenta en el tratamiento de los resultados.

2. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

2.1 Re-inoculación discontinua del reactor

En los epígrafes que siguen se presentan los resultados obtenidos en la caracterización físico-química de los residuos empleados en la re-inoculación del digestor de 5 litros utilizado en la determinación del TRS_{MIN} y TRS_{OPT} empleando FORSU sintética, así como la evolución del pH y la generación de biogás y metano durante este periodo.

2.1.1 Caracterización de los residuos

En la tabla IV.3 se recoge la caracterización físico-química de los residuos constituyentes del inóculo y de la mezcla entre ambos previamente a su introducción en el reactor.

TABLA IV.3. Caracterización físico-química de los residuos empleados en la re-inoculación

| | Lodo inóculo | FORSU _{SINTÉTICA} | Mezcla FORSU _{SINT.} /Lodo |
|---|--------------|----------------------------|-------------------------------------|
| pH | 7,68 | 7,78 | 6,08 |
| Densidad (g/ mL) | 0,999 | 0,657 | 1,107 |
| Alcalinidad (gCaCO₃/ L) | 11,240 | 4,298 | 8,894 |
| Amonio (mgNH₃-N/ L) | 12.756,8 | 1,7 | 10.643,9 |
| STS (g/ L) | 20,46 | - | - |
| SVS (g/ L) | 9,16 | - | - |
| SFS (g/ L) | 11,3 | - | - |
| ST (g/ g muestra) | 0,047 | 0,900 | 0,258 |
| SV (g/ g muestra) | 0,025 | 0,709 | 0,199 |
| SF (g/ g muestra) | 0,022 | 0,191 | 0,059 |
| CD (mg/ L) | 222,9 | 11.260,0 | 4.009,0 |
| CID (mg/ L) | 49,8 | 29,6 | 54,2 |
| COD (mg/ L) | 173,1 | 11.230,4 | 3.954,6 |
| Acidez total (mgACh/ L) | 14,30 | 1.440,86 | 194,55 |

2.1.2 Seguimiento del pH del digestor

El pH del reactor fue ajustado a 7,6 el primer día de ensayo. Durante los ocho días siguientes a la re-inoculación, se produjo un descenso acusado del pH debido a la

hidrólisis parcial del residuo sintético contenido en la mezcla inicial, con la correspondiente liberación de AGV asociada, llegándose a valores inferiores a 6,5, fijado por Nopharatana et al. (1998) como valor límite para un arranque efectivo de un digestor anaerobio discontinuo.

Para ello se procedió a realizar un control del pH mediante la adición de NaOH 5N, lo que evitó la acidificación del medio, estabilizándose en el entorno de pH 8 entre los días 8 y 30 de ensayo (figura IV.1).

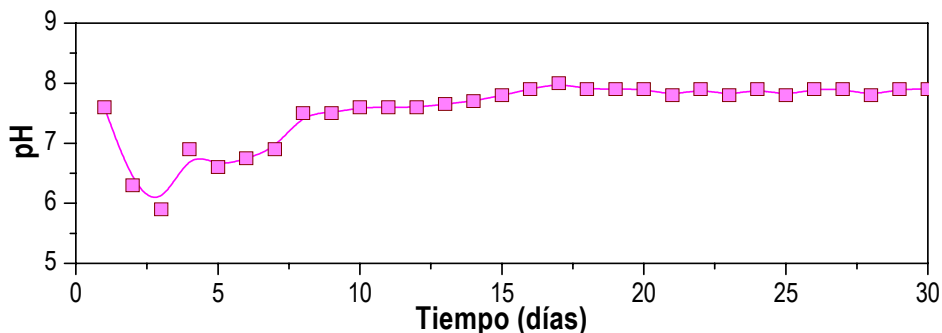


FIG. IV.1. Evolución temporal de pH

1.1.3 Seguimiento del biogás generado

En lo que se refiere a la producción de biogás, existen cuatro zonas claramente diferenciadas. En la zona 1 (primeros 7 días de ensayo) tiene lugar una importante producción media diaria, $0,287 \text{ L/L}\cdot\text{d}$, vinculada a la actividad microbiológica residual que presenta el lodo anaerobio mesofílico empleado como fuente de microorganismos (figura IV.2). Este intervalo se caracteriza porque el biogás presenta un contenido en CO_2 y CH_4 del 75% y 25% respectivamente, destacando la ausencia de H_2 en su composición, lo que parece indicar que el residuo no se ataca durante este periodo.

La zona 2, entre los días 7 y 13, se correspondería con un periodo de latencia en el que se agota el sustrato procedente del inóculo y se produce la adaptación de la microbiota del lodo a las nuevas condiciones de operación: termofílicas y secas. La producción media diaria desciende a la tercera parte, respecto a la zona 1, con un valor medio de $0,105 \text{ L/L}\cdot\text{d}$. Desde el punto de vista de la composición del biogás, al final de este periodo, el nivel de CH_4 cae al 5%, el CO_2 desciende hasta el 65% y el H_2 empieza a

aparecer en la composición de forma significativa con un 30% aproximadamente (figura IV.3).

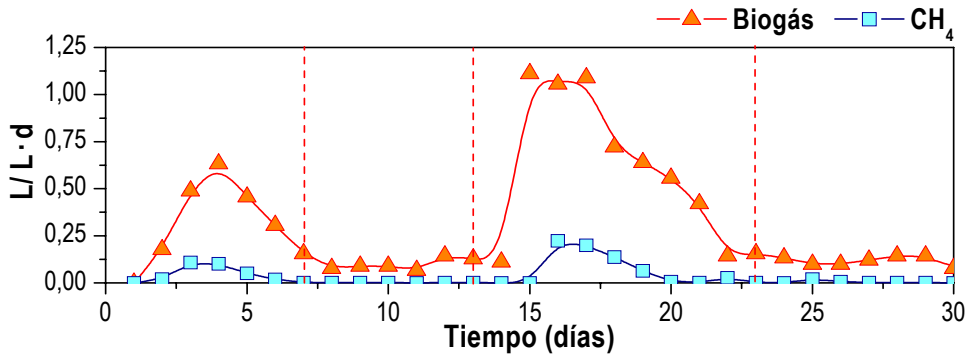


FIG. IV.2. Producción diaria de biogás y metano (L / L · d)

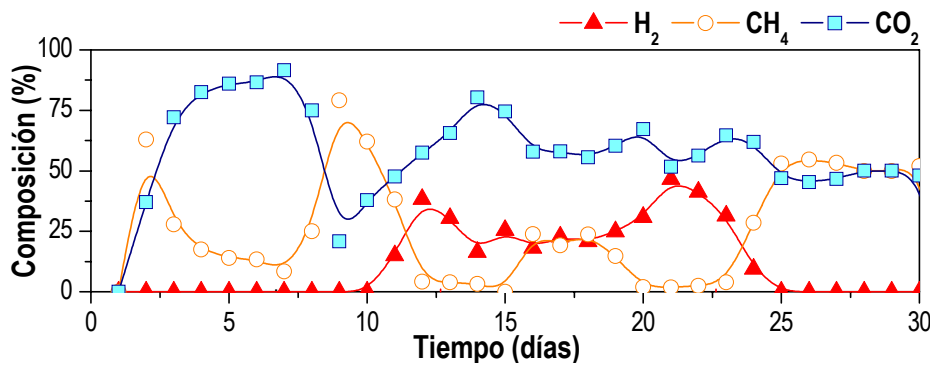


FIG. IV.3. Evolución temporal del porcentaje de H₂, CH₄ y CO₂ en el biogás

La zona 3, entre los días 13 y 23, se identifica por ser una etapa en la que se produce la hidrólisis de la masa principal de FORSU sintética contenida en el inóculo, como lo muestran los niveles de H₂ y CO₂ cercanos al 25 y 55% respectivamente. Esta zona presenta además, la máxima producción media diaria de biogás y metano, 0,603 y 0,066 L / L · d respectivamente. Angelidaki et al. (2006) registraron, a partir del día 15 correspondiente a un ensayo de puesta en marcha de un digestor anaerobio termofílico discontinuo de FORSU seleccionada en origen, el mismo comportamiento en la producción específica de biogás.

Finalmente, la zona 4, entre los días 23 y 30, es una fase en la que la falta de sustrato comienza a hacerse patente, como lo muestran las producciones medias diarias de

biogás y metano, que descienden respecto a la zona 3, hasta 0,113 y 0,004 L/L respectivamente, con una composición estable en CH₄ y CO₂ del 50%. Esta estabilidad en la composición del biogás es indicativa de que es un buen momento para el arranque del reactor operando en semicontinuo.

La evolución diaria en la producción acumulada de biogás y metano muestra claramente como en los primeros cinco días de la zona 3 se concentra la mayor actividad biodegradativa. La acumulada de biogás aumenta desde 13,2 L hasta 33 L y la de metano lo hace desde 1,07 L hasta 4 L. A partir del día 18 de ensayo, la curva acumulada de metano permanece constante en ese valor mientras que la de biogás aumenta lentamente desde 34 L hasta 44 L al final del experimento.

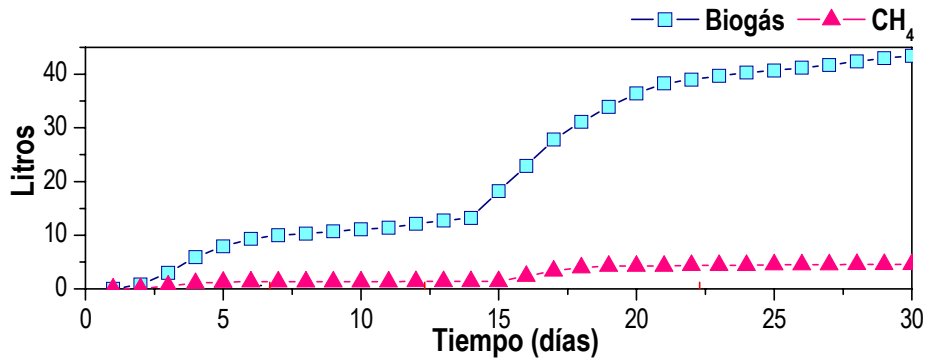


FIG. IV.4. Evolución diaria de la producción acumulada de biogás y CH₄

En la tabla IV.4, se recoge la caracterización físico-química final del efluente transcurridos 30 días de ensayo.

TABLA IV.4. Caracterización físico-química del efluente

| | |
|--|--------|
| pH | 7,39 |
| Densidad (g/mL) | 1,083 |
| Alcalinidad (gCaCO₃/L) | 20,882 |
| Amonio (mgNH₃-N/L) | 851,76 |
| ST (g/g muestra) | 0,183 |
| SV (g/g muestra) | 0,127 |
| SF (g/g muestra) | 0,056 |
| CD (mg/L) | 5.760 |
| CID (mg/L) | 1.231 |
| COD (mg/L) | 4.534 |
| Acidez total (mgACh/L) | 7.687 |

2.2 Re-arranque del reactor operando en semicontinuo

Como se dijo anteriormente, el re-arranque del reactor se llevó a cabo en condiciones termofílicas (55°C) imponiéndose un TRS de 15 días, adecuado según los resultados obtenidos en el Capítulo III del presente trabajo y validados por los ensayos de Asa Davidsson et al. (2006). La Velocidad de Carga Orgánica Inicial (VCO_0) correspondiente a este TRS y asociado a la FORSU sintética, expresada como $mgCOD/L_{REACTOR} \cdot d$ y $mgSV/L_{REACTOR} \cdot d$, durante la estabilización del re-arranque es constante y sus valores quedan recogidos en la tabla IV.1.

2.2.1 Seguimiento de la Velocidad de Carga Orgánica Consumida (VCO_c) y biogás generado

La evolución gráfica de la VCO_c frente al tiempo, expresada como $mgCOD/L \cdot d$ y $mgSV/L \cdot d$ se muestra en figura IV.5.

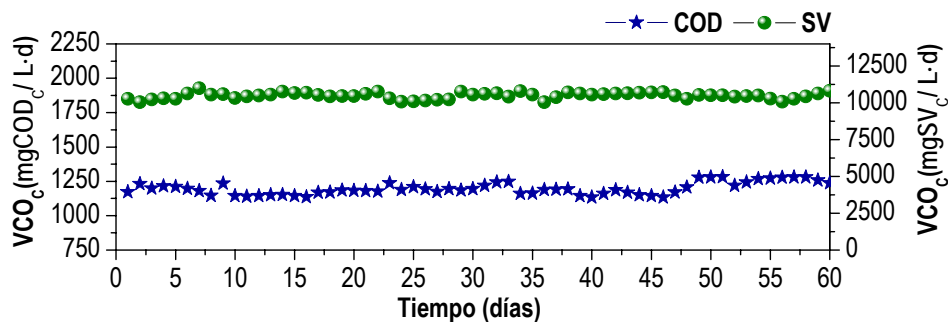


FIG. IV.5. Evolución temporal de la VCO_c en términos de $mgCOD/L \cdot d$ y $mgSV/L \cdot d$

De la gráfica superior se deduce que la velocidad de consumo de materia orgánica en el sistema se encuentra estabilizada, presentado los valores medios de $1.121 mgCOD/L \cdot d$ y $10.334 mgSV/L \cdot d$, lo cual es indicativo de que las diferentes poblaciones microbianas implicadas en el proceso, procedentes de lodos anaerobios mesofílicos de Estaciones Depuradoras de Aguas Residuales Urbanas (EDARU), se encuentran adaptadas al residuo sintético y a las nuevas condiciones de operación impuestas: rango termofílico de temperatura y condiciones secas de humedad (30% en ST).

Si se comparan estos valores con los resultados obtenidos en el Capítulo III, cuando se impuso un TRS de 15 días (tabla IV.5), los valores son prácticamente análogos, observándose una ligera disminución en la eficacia depurativa del sistema durante el re-arranque. Así, la VCO_{CM} , en términos de COD y SV, desciende solo un 5,7% y 1,5% respectivamente.

Este hecho puede ser debido a que la adaptación de la microbiota al TRS de 15 días en la etapa de optimización fue mucho más progresiva, ya que el sistema evolucionó desde un TRS de 40 días hasta 15 pasando previamente por 35, 30, 25 y 20 días. En el caso del re-arranque, se impuso directamente un TRS de 15 días a un sistema cuya población microbiana estaba aclimatada a un régimen de alimentación discontinuo pudiendo dar lugar, por tanto, a estas pequeñas reducciones de rendimientos.

TABLA IV.5. Disminución del porcentaje de la VCO_{CM} en el re-arranque respecto al estudio de optimización

| | | VCO_0 | VCO_{CM} | VCO_{CM} (% respecto a VCO_0) | Disminución (%) de VCO_{CM} en el re-arranque |
|---------------|---------------------|---------|------------|---------------------------------------|--|
| mgCOD/ L·d | Optimización | 1.872 | 1.228 | 65,6 | 5,7 |
| | Re-arranque | 1.872 | 1.121 | 59,9 | |
| mgSV/ L·d | Optimización | 11.817 | 10.516 | 89,0 | 1,5 |
| | Re-arranque | 11.817 | 10.334 | 87,5 | |

Estas diferencias ponen de manifiesto que, aunque las condiciones experimentales aplicadas a dos ensayos semicontinuos sean las mismas y presenten una evolución de los parámetros análoga a lo largo del experimento, el valor absoluto de estos últimos puede estar influenciado por las condiciones previas impuestas al sistema antes del inicio.

2.2.2 Seguimiento del biogás generado

Haciendo un estudio del biogás generado (figura IV.6), los primeros 35 días del re-arranque pueden ser considerados como un periodo de adaptación, resultante de la re-inoculación discontinua llevada a cabo anteriormente durante 30 días.

En esta fase de adaptación, tiene lugar la solubilización de componentes al medio por hidrólisis del residuo a la vez que se produce su colonización y, por este motivo, el rendimiento medio en metano es prácticamente nulo: $0,10 \text{ L CH}_4/\text{gCOD}_c$ y $0,01 \text{ L CH}_4/$

gSV_c . A partir de este momento, el rendimiento medio en metano adquiere un valor máximo de $1,80 L CH_4/gCOD_c$ y $0,19 L CH_4/gSV_c$ debido a la biodegradación de los AGV acumulados en la etapa anterior. Finalmente, desde el día 42 y hasta la conclusión del ensayo en el día 60, el rendimiento medio en metano se estabiliza en torno a $0,55 L CH_4/gCOD_c$ y $0,06 L CH_4/gSV_c$, idóneo para llevar a cabo el cambio de la alimentación sintética por FORSU industrial procedente de un trommel industrial de 30 mm.

Estos datos se validan con los obtenidos por Nopharatana et al. (2006), quienes obtuvieron una producción específica de metano de $0,68 L CH_4/gCOD_c$ trabajando con FORSU en un reactor discontinuo de tanque agitado.

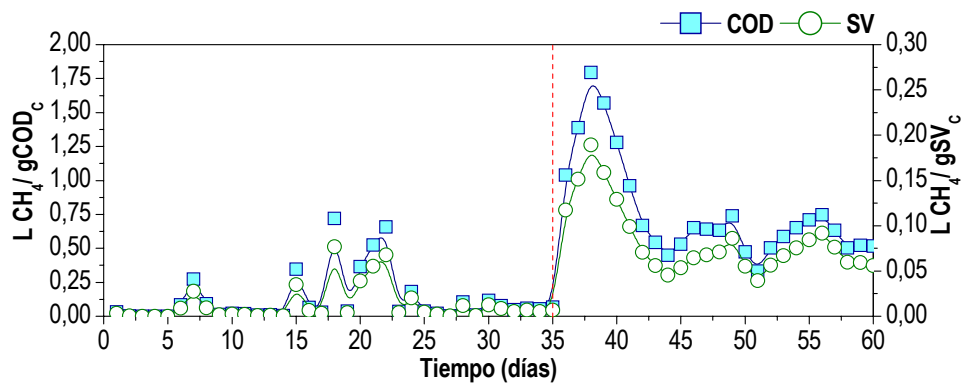


FIG. IV. 6. Evolución temporal del rendimiento en metano expresado como $L CH_4/gCOD_c$ y $L CH_4/gSV_c$

Finalizado el re-arranque, el rendimiento medio global en metano, sin considerar el periodo de adaptación (primeros 30 días), es de $0,76 L CH_4/gCOD_c$ y $0,08 L CH_4/gSV_c$. Si comparamos estos valores con los obtenidos en la optimización del TRS en el Capítulo III, $0,97 L CH_4/gCOD_c$ y $0,11 L CH_4/gSV_c$, se puede concluir que una re-inoculación del digester, en las condiciones aquí ensayadas, reduce aproximadamente un 25% la eficacia de la biometanización de la materia orgánica (tabla IV.6).

TABLA IV.6. Disminución del rendimiento en metano en el re-arranque respecto al estudio de optimización a TRS de 15 días

| | $L CH_4/gCOD_c$ | $L CH_4/gSV_c$ | $L_B/L \cdot d$ | $L CH_4/L \cdot d$ |
|---------------------|-----------------|----------------|-----------------|--------------------|
| Optimización | 0,97 | 0,11 | 3,24 | 1,15 |
| Re-arranque | 0,76 | 0,08 | 2,30 | 0,86 |
| Disminución (%) | 21,64 | 27,27 | 29,01 | 25,21 |

En cuanto a la generación diaria de biogás, existen tres zonas claramente diferenciadas. En la zona 1, primeros 23 días, tiene lugar una importante producción, $2,45 \text{ L/L}\cdot\text{d}$, debida a la hidrólisis del residuo acumulado en el digestor y procedente de las dosis diarias alimentadas durante los primeros cinco días de ensayo (figura IV.7). Los gases predominantes en este intervalo y característicos de la etapa hidrolítica son el H_2 (20%) y el CO_2 (80%) (figura IV.8). En esta fase prácticamente se lleva a cabo la ruptura de moléculas complejas en otras más simples, sin que tenga lugar la metanogénesis.

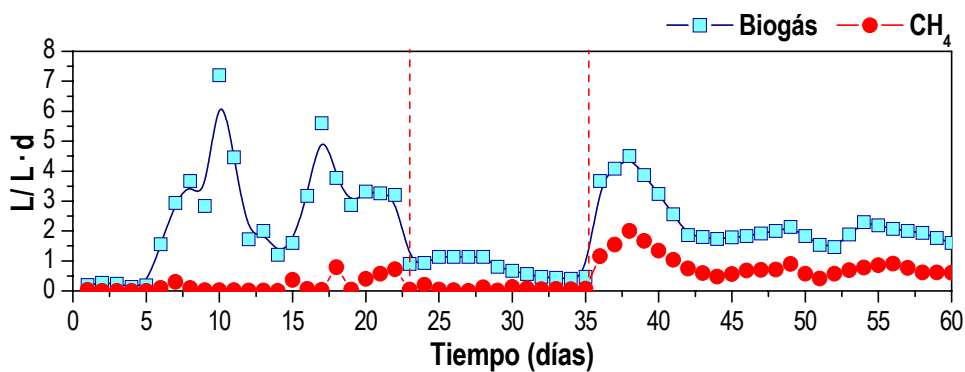


FIG. IV.7. Producción diaria de biogás y metano ($\text{L/L}\cdot\text{d}$)

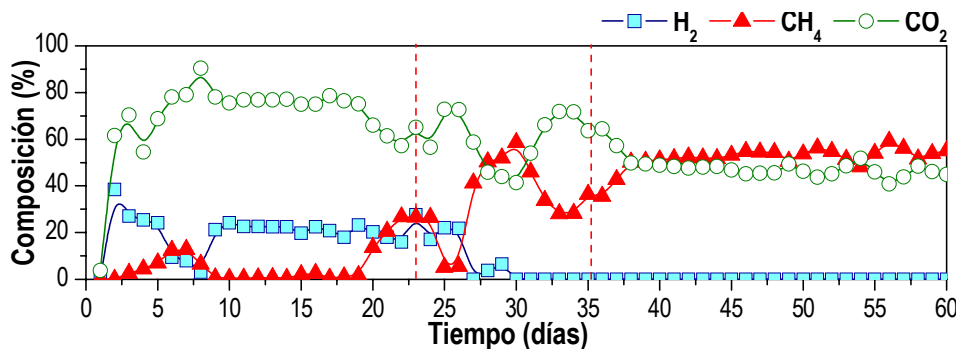


FIG. IV.8. Evolución temporal del porcentaje de CO_2 , CH_4 e H_2 en el biogás

En la zona 2, comprendida entre los días 23 y 35, la producción de biogás es muy poco significativa, $0,77 \text{ L/L}\cdot\text{d}$, siendo en este intervalo donde las diferentes poblaciones microbianas, acidogénicas y metanogénicas acetoclásticas y utilizadoras de hidrógeno, comienzan a equilibrarse. Este hecho queda constatado porque los niveles de CH_4 y

CO₂ empiezan a converger entre sí mientras que el nivel de H₂ comienza a disminuir por la presencia de las metanógenas utilizadoras de hidrógeno.

Finalmente, en la zona 3, comienza la fase metanogénica, que se caracteriza porque los niveles de H₂ caen definitivamente a cero mientras que los de CH₄ y CO₂ se aproximan entre sí en torno al 50% respectivamente, lo cual indica que en el reactor se ha alcanzado un equilibrio estable entre las distintas poblaciones microbianas implicadas en la digestión. En esta fase, la producción media diaria es de 2,30 L/L·d, y en ella las bacterias metanógenas transforman los productos intermedios generados en la hidrólisis en CO₂ y CH₄. En esta última zona, la producción media diaria desciende respecto a la zona 1, ya que, como se dijo anteriormente, durante los primeros cinco días de la zona 1 se produjo una acumulación de residuo.

2.2.3 Porcentajes globales de eliminación

El experimento ha presentado unos porcentajes máximos de eliminación (figura IV.9) del 59,92% en COD, 58,09% en ST y 87,45% en SV, valores que han sido contrastados y validados en la bibliografía (Ghosh *et al.*, 2000; Forster, 2003; Álvarez, 2005; Fdez-Rodríguez J, 2006; Asa Davidsson, 2006).

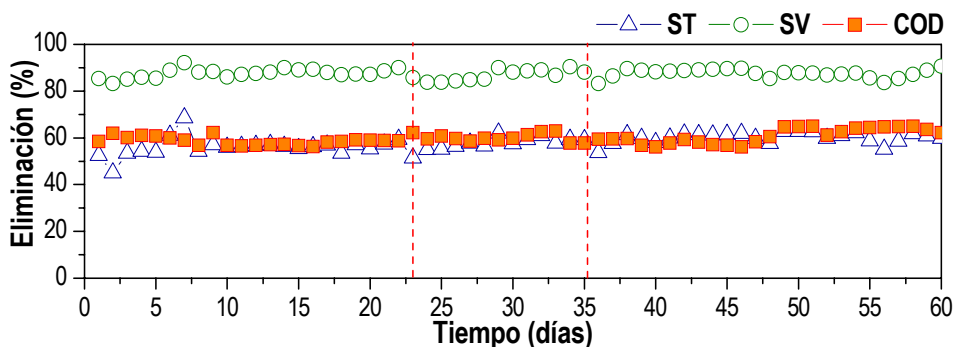


FIG. IV.9. Evolución temporal del porcentaje de eliminación de ST, SV y COD

En la tabla IV.7, se recoge la caracterización físico-química del efluente al final del arranque.

TABLA IV.7. Caracterización físico-química del effluente en el día 60

| | |
|---|----------|
| pH | 7,93 |
| Densidad (g/ mL) | 1,0316 |
| Alcalinidad (gCaCO₃/ L) | 17,255 |
| Amonio (mgNH₃-N/ L) | 1.040,48 |
| ST (g/ g muestra) | 0,1384 |
| SV (g/ g muestra) | 0,0896 |
| SF (g/ g muestra) | 0,0451 |
| CD (mg/ L) | 4.305 |
| CID (mg/ L) | 30,2 |
| COD (mg/ L) | 4.205 |
| Acidez total (mgAcH/ L) | 6.977 |

2.3 Sustitución de la alimentación sintética por FORSU industrial y determinación del TRS_{MIN} y TRS_{OPT}

En la tabla IV.8, se detalla la caracterización físico-química de la nueva alimentación.

TABLA IV.8. Caracterización físico-química de FORSU industrial de 30 mm

| | |
|---|--------|
| pH | 7,98 |
| Densidad (g/ mL) | 0,65 |
| Alcalinidad (gCaCO₃/ L) | 18,137 |
| N-total (g/ Kg) | 29,0 |
| Amonio (mgNH₃-N/ L) | 792,4 |
| P-total (g/ Kg ST) | 1,12 |
| P(P₂O₅) (g/ Kg ST) | 0,05 |
| ST (g/ g muestra) | 0,71 |
| SV (g/ g muestra) | 0,16 |
| SF (g/ g muestra) | 0,55 |
| CD (mg/ L) | 12,74 |
| CID (mg/ L) | 0,837 |
| COD (mg/ L) | 11,90 |
| Acidez (mgAcH/ L) | 32,65 |

Cabe destacar de esta nueva alimentación, el bajo contenido en materia orgánica (medida en SV y COD) si se compara con la FORSU sintética. Esta última presentaba 900 mgSV/ g_{MUESTRA} y un contenido de 112,6 mgCOD/ g_{MUESTRA}. Según las consideraciones de Pavan et al. (2000), el nuevo residuo podría clasificarse como difícilmente biodegradable, ya que el cociente SV/ ST es inferior a 0,7, concretamente toma el valor de 0,22. Según este autor, este hecho lleva asociado dos aspectos: por un

lado el sistema puede trabajar con mayores velocidades de carga orgánica sin que se presenten problemas de acidificación y, por otro lado, las producciones de biogás y metano disminuyen considerablemente si se comparan con las que se producen a partir de un sustrato fácilmente biodegradable.

2.3.1 Seguimiento de la Velocidad de Carga Orgánica Consumida (VCO_C) y biogás generado

La evolución temporal de la VCO_C, expresada como *mgCOD/L·d* y *mgSV/L·d*, para los diferentes TRS, se muestra en las figuras y tablas siguientes. Cabe indicar que, los valores medios de los diferentes parámetros recogidos en las tablas que se presentan a continuación, se han calculado considerando el último periodo de cada TRS aplicado.

VCO_C expresada en función del Carbono Orgánico Disuelto

La tabla IV.9 recoge la evolución del porcentaje de Velocidad de Carga Orgánica No Consumida (VCO_{NC}) respecto a la alimentada (VCO₀) para los diferentes TRS estudiados.

TABLA IV.9. VCO_{NC} en términos de *mgCOD/L·d*

| <i>Etapa</i> | <i>TRS (d)</i> | <i>VCO₀</i> | <i>VCO_{CM}</i> | <i>VCO_{CM}</i> (% respecto a <i>VCO₀</i>) | <i>VCO_{NC}</i> | <i>VCO_{NC}</i> (% respecto a <i>VCO₀</i>) |
|--------------|----------------|------------------------|-------------------------|---|-------------------------|---|
| 10 | 12 | 272,35 | 100,20 | 36,79 | 172,15 | 63,21 |
| 11 | 10 | 326,83 | 106,77 | 32,67 | 220,06 | 67,33 |
| 12 | 15 | 217,88 | 97,52 | 44,76 | 120,36 | 55,24 |
| 13 | 13 | 251,41 | 101,16 | 40,24 | 150,25 | 59,76 |
| 14 | 12 | 272,35 | 62,80 | 23,06 | 209,55 | 76,94 |

Como se observa en la tabla IV.9, el porcentaje de VCO_{NC} se incrementa cuando el TRS es disminuido desde 12 a 10 días, adquiriendo este parámetro el porcentaje máximo del 67,33%, indicativo de una sobrecarga en el digestor. Autores como Romero (1985), Valcarcel (1985), Zhang et al. (1994) y Solera (1999), pusieron de manifiesto que una reducción del TRS provoca el lavado de las *Archaeas* metanogénicas utilizadoras de acetato, por tanto, sería lógico pensar en una reducción de la producción de metano y en un incremento de la acidez total durante el TRS de 10 días. Los datos de producción de metano y de acidez total recogidos en las tablas IV.11 y IV.14 respectivamente, son

acordes con esta hipótesis por lo que el TRS de 10 días puede considerarse como no utilizable para la degradación anaerobia termofílica de la FORSU industrial.

Con el objeto de recuperar el sistema y corroborar si el TRS de 12 días es el mínimo aplicable trabajando con este tipo de residuo, el TRS se incrementó hasta 15 días. En este periodo de tiempo, el porcentaje de Velocidad de Carga Orgánica No Consumida (VCO_{NC}) descendió hasta el valor mínimo del 55,24%.

A continuación, se impuso 13 días como TRS. En esta etapa, el porcentaje de VCO_{NC} se incrementa hasta el 59,76%, indicativo de que este TRS comienza a ser crítico para el sistema cuando se trabaja con este tipo de alimentación.

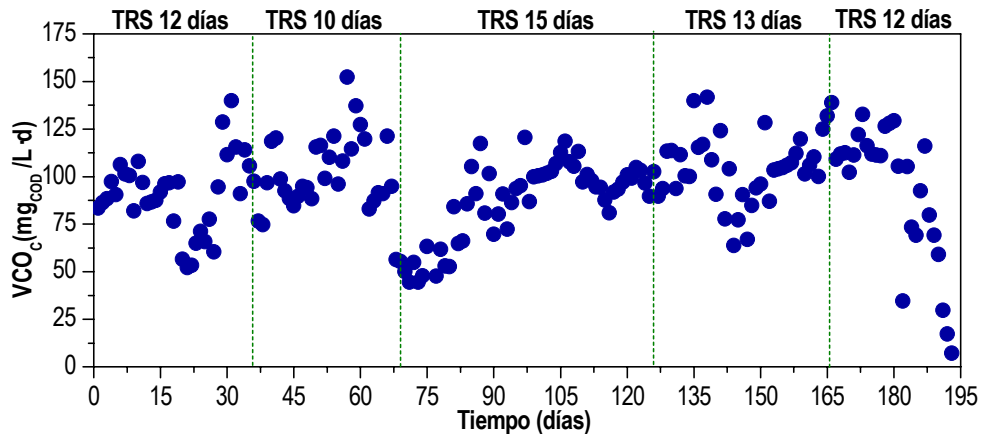


FIG. IV.10 Evolución temporal de la Velocidad de Carga Orgánica Consumida en términos de $mg_{COD}/L \cdot d$

Finalmente, se impuso de nuevo el TRS de 12 días para comprobar si la VCO_{NC} adquiriría un valor similar al de la etapa 10 y poder establecer este TRS como el mínimo aplicable. Durante esta última etapa, el porcentaje de VCO_{NC} adquirió el valor máximo del 76,94%, aproximadamente un 10% superior al obtenido en la etapa 10. Este comportamiento puede estar asociado a que la velocidad de consumo de sustrato de los microorganismos, para un mismo TRS, puede verse afectada por dos aspectos: por un lado depende de la historia o secuencia de TRS aplicados al sistema y, por otro lado, de los episodios de desestabilización de las poblaciones microbianas implicadas en el proceso que se hayan producido en la secuencia de TRS aplicada.

Por tanto, puede afirmarse que el TRS_{OPT} podría situarse en el rango (15-13 días), mientras que 12 días podría considerarse como el TRS_{MIN}, sensible a la desestabilización, como indican los últimos datos correspondientes a este periodo.

VCO_C expresada en función de los Sólidos Volátiles

La tabla IV.10 recoge la evolución del porcentaje de Velocidad de Carga Orgánica No Consumida (VCO_{NC}) respecto a la alimentada (VCO₀) para los diferentes TRS estudiados.

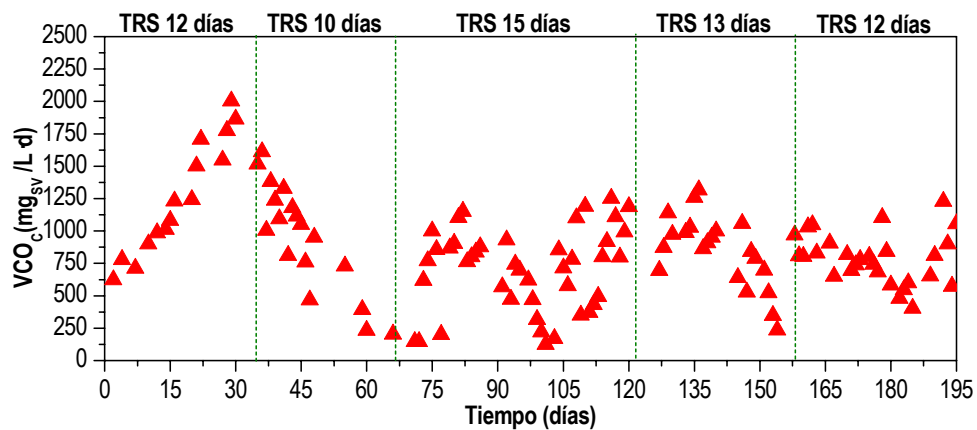


FIG. IV.11. Evolución temporal de la Velocidad de Carga Orgánica Consumida en términos de mgSV/ L · d

TABLA IV.10. VCO_{NC} en términos de mgSV/ L · d

| Etapa | TRS (d) | VCO ₀ | VCO _{CM} | VCO _{CM} (% respecto a VCO ₀) | VCO _{NC} | VCO _{NC} (% respecto a VCO ₀) |
|-------|---------|------------------|-------------------|---|-------------------|---|
| 10 | 12 | 3.661,87 | 1.719,88 | 46,97 | 1.941,99 | 53,03 |
| 11 | 10 | 4.393,24 | 276,92 | 6,30 | 4.116,32 | 93,70 |
| 12 | 15 | 2.929,42 | 842,08 | 28,75 | 2.087,34 | 71,25 |
| 13 | 13 | 3.380,27 | 638,36 | 18,88 | 2.741,91 | 81,12 |
| 14 | 12 | 3.661,87 | 688,11 | 18,79 | 2.973,76 | 81,21 |

La tendencia de los datos es análoga al caso anterior. El porcentaje de VCO_{NC} alcanza el valor máximo del 93,70% para el TRS de 10 días. Por otro lado, el porcentaje mínimo de VCO_{NC} se presenta para el primer TRS de 12 días. Sin embargo, si se comparan las etapas 10 y 14, se observan marcadas diferencias en tales porcentajes. Este comportamiento manifiesta que se trata de un TRS sensible a la desestabilización del

sistema. Por ello, al igual que en epígrafe anterior, podría concluirse que el TRS_{OPT} debe encontrarse en el rango (15-13 días), mientras que 12 días podría considerarse como el TRS_{MIN}.

Estudio del biogás generado

Como puede observarse en la tabla IV.11, el rendimiento medio en metano, en términos de $L\ CH_4/gCOD_c$ y $L\ CH_4/gSV_c$, desciende drásticamente cuando el TRS se disminuye desde 12 a 10 días, alcanzándose el valor mínimo de $0,39\ L\ CH_4/gCOD_c$ y $0,1\ L\ CH_4/gSV_c$ al imponerse este último.

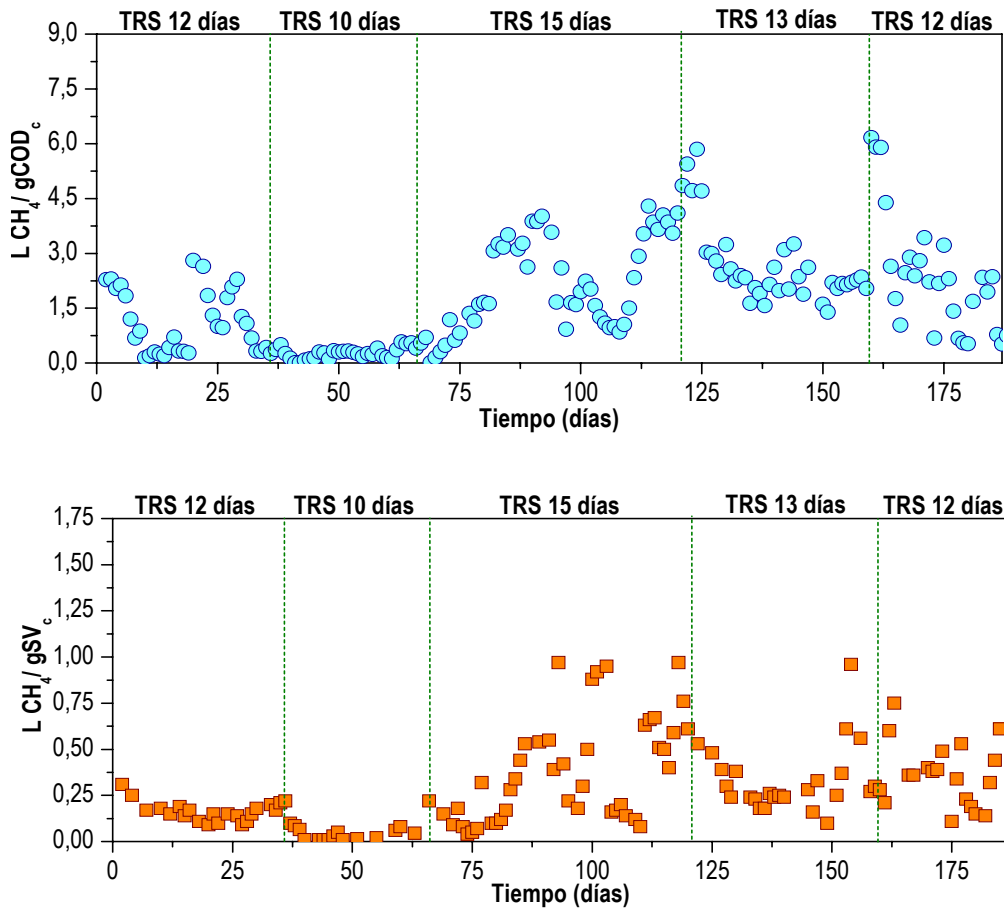


FIG. IV.12. Evolución temporal del rendimiento en metano expresado como $L\ CH_4/gCOD_c$ y $L\ CH_4/gSV_c$

TABLA IV.11. Rendimiento medio en metano para cada TRS ensayado

| Etapa | TRS (d) | Tiempo de operación (d) | Rendimientos | |
|------------------------------|---------|-------------------------|--------------------------------------|-------------------------------------|
| | | | L CH ₄ /gCOD _c | L CH ₄ /gSV _c |
| 10 | 12 | 36 | 1,04 | 0,16 |
| 11 | 10 | 30 | 0,39 | 0,10 |
| 12 | 15 | 45 | 3,02 | 0,51 |
| 13 | 13 | 39 | 2,10 | 0,42 |
| 14 | 12 | 36 | 1,50 | 0,20 |
| Rendimientos medios globales | | | 1,73 | 0,30 |

Cuando se fija el TRS en 15 días para la recuperación del sistema, el rendimiento en metano adquiere el valor máximo de 3,02 y 0,51 L CH₄/gCOD_c y L CH₄/gSV_c respectivamente. Estos valores son superiores a los que se presentan en la bibliografía debido a que el metano formado procede de la degradación de la materia orgánica alimentada en este periodo y, además, de la biodegradación de los AGV acumulados en la etapa previa de desestabilización. Concretamente, Hinrich et al. (2005) obtuvieron una producción específica de metano de 0,34 L CH₄/gSV_c trabajando en régimen de alimentación semicontinuo a un TRS de 15 días y rango termofílico de temperatura, realizando ensayos de co-digestión seca FORSU-lodos.

A continuación, se imponen secuencialmente los TRS correspondientes a 13 y 12 días, para comprobar si el sistema es capaz de evolucionar favorablemente y operar de forma estable en este último. Durante estos dos periodos, la producción específica de metano decrece desde 0,42 hasta 0,20 L CH₄/gSV_c. Bolzonella et al. (2003) en sus trabajos con FORSU seca (20% en ST) a un TRS de 13,5 días, obtuvieron una producción específica de metano de 0,23 L CH₄/gSV_c, muy similar a la que se ha obtenido en la etapa 14. Igualmente, en los trabajos de Noparathana et al. (2006) operando con un digestor anaerobio discontinuo con FORSU en rango mesofílico, se registró una producción específica de metano de 0,25 L CH₄/gSV_c.

Desde el punto de vista del rendimiento en metano, puede concluirse que el TRS de 15 días es el que ofrece mejores resultados, 3,02 L CH₄/gCOD_c y 0,51 L CH₄/gSV_c. Sin embargo, aunque 15 días puede ser considerado el TRS_{OPT}, el sistema puede operar con un TRS de 13 días sin presentar problemas de desestabilización irreversibles, con el inconveniente implícito de llevar asociado una reducción en el rendimiento específico para la producción de metano, cuando se expresa en términos de L CH₄/gCOD_c y L

CH_4/gSV_c , del 30% y 17% respectivamente. No obstante, los trabajos de Pavan et al. (2000) y Bolzonella et al. (2003) se desarrollan a un TRS viable de 12 días.

Respecto a las producciones diarias de biogás y metano, los datos de la tabla IV.13 muestran como al disminuir el TRS desde 15 hasta 12 días, se produce una importante disminución de los resultados. Concretamente, la producción de biogás y metano disminuye un 69% y un 50% respectivamente. Este comportamiento, como se dijo en el epígrafe “Seguimiento de la Velocidad de Carga Orgánica Consumida (VCO_c) y biogás generado”, está en concordancia con lo establecido por los autores Romero (1985), Valcarcel (1985), Zhang et al. (1994) y Solera (1999), según los cuales una disminución del TRS ocasiona un lavado de las *Archaeas* metanogénicas utilizadoras de acetato. Esto explicaría porqué en los TRS más bajos se producen reducciones tan importantes de la producción de gas.

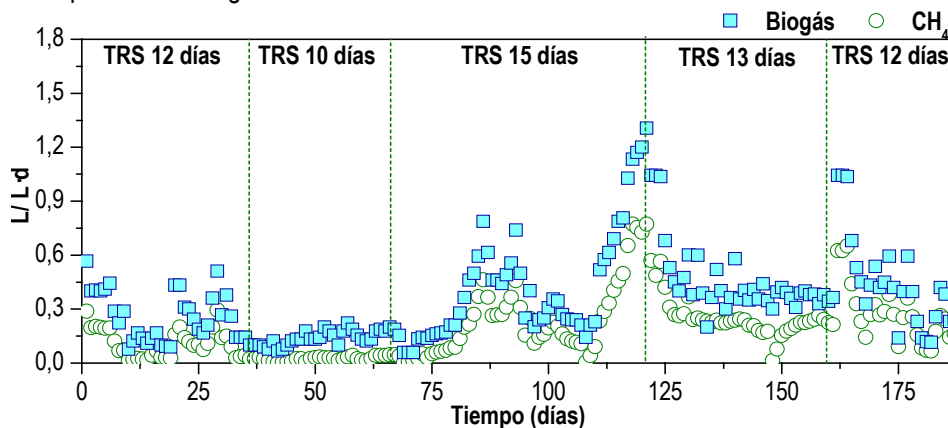


FIG. IV.13. Evolución temporal de la producción de biogás y metano

TABLA IV.13. Producción de biogás y metano y composición media del biogás

| Etapa | TRS(d) | Tiempo de operación (d) | L/L-d | L CH ₄ /L-d | Composición del biogás (%) | | |
|------------------------------|--------|-------------------------|-------|------------------------|----------------------------|-----------------|-----------------|
| | | | | | H ₂ | CH ₄ | CO ₂ |
| 10 | 12 | 36 | 0,24 | 0,11 | 0,00 | 81,95 | 18,05 |
| 11 | 10 | 30 | 0,17 | 0,03 | 0,00 | 73,09 | 26,91 |
| 12 | 15 | 45 | 0,71 | 0,41 | 0,00 | 69,45 | 30,55 |
| 13 | 13 | 39 | 0,37 | 0,19 | 0,00 | 69,95 | 30,05 |
| 14 | 12 | 36 | 0,17 | 0,11 | 0,00 | 76,18 | 23,82 |
| Rendimientos medios globales | | | 0,36 | 0,19 | 0,00 | 73,86 | 26,14 |

Los datos de composición de biogás (figura IV.14) revelan que, una vez alcanzada la estabilización dentro del TRS de 15 días y durante los TRS posteriores (13 y 12 días),

los niveles de metano y dióxido de carbono se mantienen prácticamente uniformes en el entorno del 70% y 30% respectivamente. Concretamente, el TRS de 12 días presenta, frente al TRS de 15 días, una composición de biogás ligeramente más rica en metano, con una proporción 76:24. Sin embargo, el TRS de 12 días presenta una menor producción de biogás y metano, 0,17 y 0,11 L/L·d respectivamente, indicativo de que el proceso opera al límite máximo de carga orgánica, siendo más susceptible a la desestabilización ante cualquier anomalía puntual en las condiciones de operación. Este hecho se refleja a lo largo de todo el periodo de operación correspondiente a este TRS, donde las producciones de biogás y metano presentan unos valores muy dispersos, mostrando un deterioro en la estabilidad del digestor.

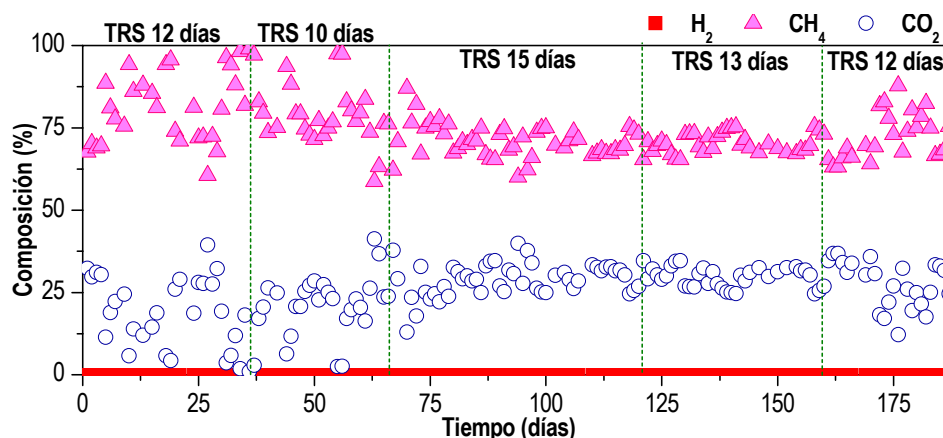


FIG. IV.14. Evolución temporal de la composición del biogás en H_2 , CH_4 y CO_2

2.3.2 Seguimiento de la acidez

En la figura IV.15 se recoge la evolución temporal de la acidez total del sistema, expresada como $mgAcH/L$, así como de los principales Ácidos Grasos Volátiles involucrados en proceso.

Como puede observarse en la tabla IV.14, cuando el TRS es disminuido desde 12 a 10 días, la acidez total se incrementa desde 314 hasta el máximo de 552 $mgAcH/L$, debido a la acumulación de ácidos en el medio ocasionada fundamentalmente por el lavado de las *Archaeas* metanogénicas utilizadoras de acetato (Romero, 1985; Valcarcel, 1985; Zhang et al., 1994; Solera, 1999). Este hecho queda contrastado si se tienen en cuenta

las producciones de biogás y metano, en las que se observa que, para un TRS de 10 días, éstas disminuían hasta alcanzar los valores mínimos de $0,17 \text{ L/L}\cdot\text{d}$ y $0,03 \text{ L CH}_4/\text{L}\cdot\text{d}$. Bernd Linke (2006), trabajando con un digestor anaerobio semicontinuo en rango termofílico alimentado con residuos procedentes de la industria del procesado de la patata, registró un incremento en la acidez total del medio al disminuir el TRS.

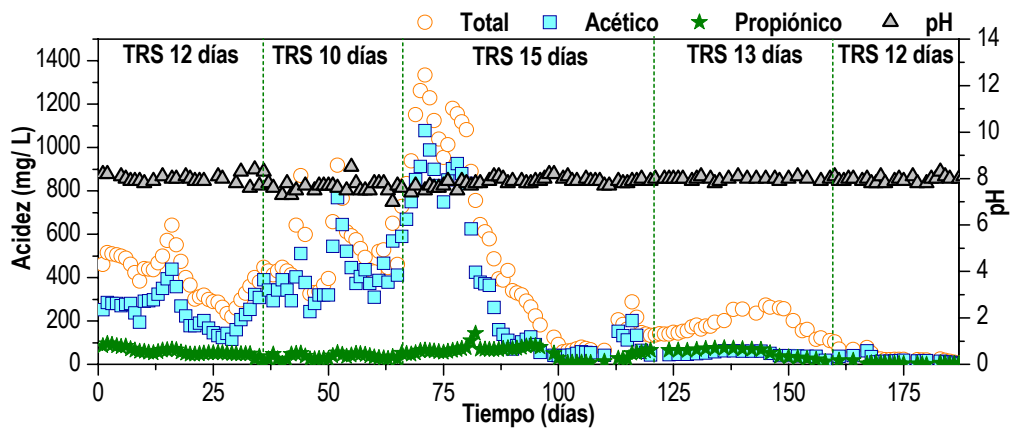


FIG. IV.15. Evolución temporal de la Acidez Total, Acético y Propiónico y pH

TABLA IV.14. Concentración media de los principales Ácidos Grasos Volátiles y Acidez Total mg/L

| TRS (d) | C2 | C3 | iC4 | C4 | iC5 | C5 | iC6 | C6 | C7 | Acidez Total (mgACh/L) |
|---------|--------|-------|------|-------|------|------|------|------|------|------------------------|
| 12 | 210,60 | 42,34 | 8,04 | 9,34 | 6,92 | 2,32 | 0,54 | 9,76 | 0,08 | 313,77 |
| 10 | 459,12 | 36,06 | 6,85 | 15,10 | 6,42 | 1,46 | 0,92 | 5,83 | 0,20 | 552,14 |
| 15 | 99,04 | 38,08 | 1,60 | 2,77 | 3,21 | 0,75 | 0,16 | 0,84 | 0,07 | 158,92 |
| 13 | 35,49 | 44,5 | 0,62 | 5,70 | 1,75 | 1,15 | 0,01 | 0,69 | 0,00 | 172,88 |
| 12 | 10,17 | 3,66 | 0,07 | 0,07 | 0,08 | 0,03 | 0,12 | 0,04 | 0,52 | 16,53 |

Cuando el TRS se incrementa de 10 a 15 días, la acidez total continua ascendiendo inicialmente por la inercia debida a que la población metanogénica sigue siendo insuficiente pero, posteriormente tiene tiempo suficiente para recuperarse y, entonces, se produce un descenso rápido de la acidez hasta situarse en niveles muy bajos (figura IV.15). Así, como puede observarse en la tabla IV.14, se produce una reducción importante en la acidez total promedia de aproximadamente el 71%, indicativo de que la población de microorganismos metanogénica puede haberse recuperado. Este hecho se corrobora si se tiene en cuenta que, durante el TRS de 15 días, se alcanzan las

máximas producciones de biogás y metano, 0,71 y 0,41 L/L·d respectivamente, debido en parte a la acumulación de ácidos que tuvo lugar en la etapa previa.

A continuación, cuando el TRS se reduce desde 15 hasta 13 días, se observa un aumento en la acidez total de aproximadamente un 8%. Finalmente, para el TRS de 12 días, donde la acidez total decrece hasta el valor mínimo de 16,5 mgAcH/ L, se produce la desestabilización del sistema (tabla IV.14). Esta desestabilización debe estar vinculada, como se comentó en el Capítulo III de optimización del TRS con FORSU sintética, al lavado de la microbiota hidrolítica y acidogénica, ya que su velocidad específica de crecimiento es la más pequeña entre las distintas poblaciones implicadas en el proceso, entre 5,5 y 12,5 días (Álvarez, 2005). Según estos datos, el descenso tan brusco de acidez que tiene lugar en la última etapa, puede estar ocasionado por una parada de la fase hidrolítica y acidogénica. Las producciones mínimas de biogás y metano que se alcanzan en este último TRS se mantienen a partir de los AGV que existen en el medio pero, al no generarse nuevos AGV por hidrólisis del residuo añadido diariamente en la alimentación, la acidez total disminuye hasta hacerse prácticamente nula en este periodo.

2.3.3 Seguimiento de la alcalinidad, el pH y el nitrógeno amoniacal

En la tabla IV.15 se representan las concentraciones medias, expresadas en mg/ L, de CaCO₃ y NH₃-N, así como el pH y la relación acidez/alcalinidad.

TABLA IV.15. Valores medios acidez, pH, alcalinidad, amonio y ratio acidez/alcalinidad

| <i>Etapa</i> | <i>TRS(d)</i> | <i>mgAcH/ L</i> | <i>pH</i> | <i>mgCaCO₃/ L</i> | <i>Acidez/ Alcalinidad</i> | <i>mgNH₃-N/ L</i> |
|--------------|---------------|-----------------|-----------|------------------------------|----------------------------|------------------------------|
| 10 | 12 | 313,77 | 8,03 | 2.812,09 | 0,11 | 450,66 |
| 11 | 10 | 552,14 | 7,58 | 2.692,16 | 0,21 | 458,71 |
| 12 | 15 | 158,92 | 7,87 | 2.312,32 | 0,07 | 464,35 |
| 13 | 13 | 172,88 | 7,99 | 2.602,76 | 0,07 | 479,92 |
| 14 | 12 | 16,53 | 8,06 | 1.534,31 | 0,01 | 490,56 |

Como puede observarse en la tabla IV.15, los niveles de alcalinidad muestran una disminución cuando el TRS es reducido desde 12 a 10 días y, en general, sus valores son similares a los observados por Kayhanian y Rich (1995) en sus estudios de digestión anaerobia termofílica y seca de FORSU a escala de planta piloto. Esta disminución puede estar relacionada, en principio, con las modificaciones en el

equilibrio $\text{CO}_2/\text{HCO}_3^-/\text{CO}_3^{2-}$ cuando la producción de biogás es muy pequeña (etapas 10, 11 y 14).

Durante el TRS de 10 días, correspondiente a la desestabilización del digestor y debido a la acumulación de AGV que tiene lugar en este periodo, la acidez total alcanza el valor máximo de 552 mgAcH/L . Este hecho provoca que la alcalinidad descienda, respecto al TRS anterior, desde 2.812 hasta $2.692 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$ y, por tanto, ocasiona un aumento de la relación acidez/alcalinidad desde $0,11$ hasta $0,21$. La acidez total, como puede verse en la figura IV.15, presenta un pico aproximadamente en el día 75 y posteriormente desciende hasta el entorno de $100\text{-}140 \text{ mgAcH/L}$ en el día 100 de ensayo.

Al imponerse el TRS de 13 días, en la figura IV.15 se observa un ligero incremento de la acidez desde el entorno de 140 hasta aproximadamente 270 mgAcH/L indicativo de que TRS inferiores comienzan a ser sensibles de cara a la estabilidad del proceso. Finalmente, cuando se impone el TRS de 12 días, la acidez total experimenta una disminución drástica hasta el valor medio de 16 mgAcH/L debido, por un lado, al metabolismo metanogénico y, por otro, al lavado del digestor. Este descenso tan brusco de acidez provoca una disminución del 86% en la ratio acidez/alcalinidad.

Cabe mencionar que la FORSU industrial tiene un contenido en materia orgánica muy bajo. Esto genera que la productividad de biogás sea escasa pero, por otro lado, tiene la ventaja de una gran estabilidad asociada a una baja producción de ácidos durante la hidrólisis y acidogénesis del residuo. Este hecho conlleva a que el proceso presente ratios acidez/alcalinidad adecuadas, entre $0\text{-}0,1$ aproximadamente, excepto para el TRS de 10 días.

Con relación al nitrógeno amoniacal, su concentración ha sufrido pocas variaciones, permaneciendo entre $430\text{-}500 \text{ mgNH}_3\text{-N/L}$ durante todo el ensayo sin presentar, por tanto, problemas de inhibición. Autores como Asa Davidsson et al. (2006) obtuvieron concentraciones estables de amonio en el entorno de $500 \text{ mgNH}_3\text{-N/L}$, trabajando FORSU seleccionada en origen en reactores termofílicos a escala de planta piloto operando con un TRS de 15 días.

Finalmente, señalar que el pH se ha mantenido dentro del intervalo recomendado para trabajar en condiciones termofílicas (7,5-8,5), manteniéndose en el rango 7,5-8 durante todo el experimento gracias al control de pH ejercido.

2.3.4 Porcentajes globales de eliminación

En la figura IV.16 y en la tabla IV.16 quedan recogidos los porcentajes de eliminación en términos de COD y SV para cada TRS aplicado.

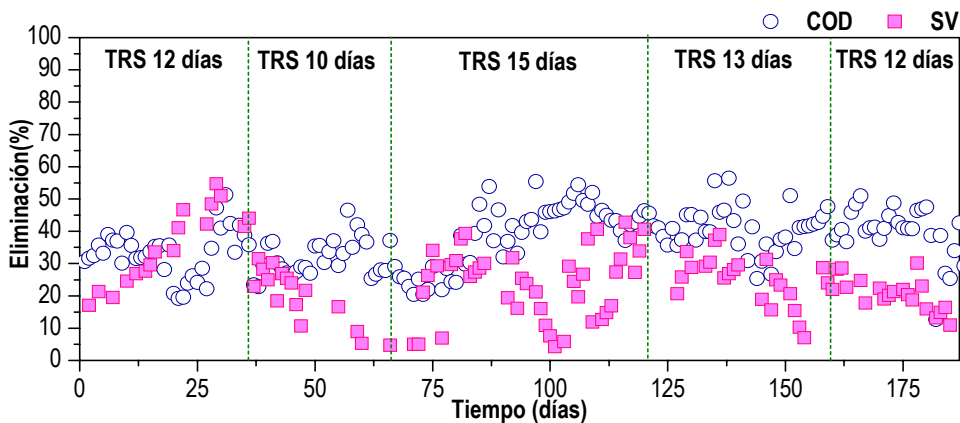


FIG. IV.16. Evolución temporal del porcentaje de eliminación en términos de COD y SV

TABLA IV.16. Porcentajes de eliminación en términos de COD y SV

| <i>Etapa</i> | <i>TRS (d)</i> | <i>Tiempo de operación (d)</i> | <i>%COD_E</i> | <i>%SV_E</i> |
|-------------------------------------|----------------|--------------------------------|-------------------------|------------------------|
| 10 | 12 | 36 | 36,79 | 46,97 |
| 11 | 10 | 30 | 32,67 | 6,30 |
| 12 | 15 | 45 | 44,76 | 28,75 |
| 13 | 13 | 39 | 40,24 | 18,88 |
| 14 | 12 | 36 | 23,06 | 18,79 |
| <i>Rendimientos medios globales</i> | | | 36,12 | 24,66 |

En términos de SV, como puede observarse en la tabla IV.16, cuando el TRS es reducido de 12 a 10 días, el porcentaje de eliminación desciende drásticamente desde el 46,97% hasta el 6,30%. A continuación, cuando el TRS es aumentado hasta 15 días, con el objeto de recuperar el sistema, el porcentaje de eliminación asciende hasta el 28,75%. Durante los TRS de 13 y 12 días, el porcentaje de eliminación sigue una

tendencia claramente decreciente, hasta alcanzar el valor mínimo del 18,79% durante la última etapa.

El porcentaje de eliminación, en términos de COD, sigue una tendencia análoga a cuando se expresa en términos de SV. Decrece desde la etapa 10 hasta la etapa 11, aumenta en la etapa 12 y vuelve a descender durante las etapas 13 y 14. En los trabajos de Pavan et al. (2000) se obtuvieron porcentajes de eliminación del 47% en COD trabajando con FORSU al 30% en ST en un reactor anaerobio termofílico semicontinuo operando a un TRS de 12,5 días, valor muy similar al obtenido en la etapa 12 del presente trabajo.

En consecuencia, teniendo en cuenta los porcentajes de eliminación, puede afirmarse que los mejores resultados se obtienen para un TRS comprendido entre 15 y 13 días, siendo el sistema tanto más susceptible a la desestabilización cuando más pequeño sea el TRS. Por tanto, podría concluirse que el TRS_{OPT} debe estar situado en este intervalo, mientras que 12 días podría ser considerado el TRS_{MIN} . De la Rubia et al. (2006), en sus estudios de digestión anaerobia termofílica de lodos de EDAR en reactores continuos de tanque agitado a escala de planta piloto, obtuvo porcentajes máximos de eliminación de DQO (42%) trabajando a un TRS de 15 días.

Es importante señalar que la eficacia depurativa es muy inferior a la obtenida trabajando con FORSU sintética (1 mm de diámetro), donde se obtenían porcentajes de eliminación de COD y SV en el entorno del 60 y 85% respectivamente. Estas diferencias tan significativas ponen de manifiesto la influencia de la granulometría y/o la carga orgánica del residuo en el grado de biodegradación que es capaz de alcanzar el sistema. Es evidente que los microorganismos solo pueden degradar el sustrato disponible y al que son accesibles. La baja carga orgánica de la FORSU industrial junto a las limitaciones de transferencia de materia derivadas de su granulometría, dan lugar a que los porcentajes de eliminación y las producciones de biogás y metano sean inferiores a los que se obtenían trabajando con FORSU sintética.

2.3.5 Análisis de la evolución del proceso

Bajo este epígrafe se aborda, al igual que se realizó en el Capítulo III correspondiente a los trabajos con FORSU sintética, un análisis global de los diferentes resultados y

Conclusiones obtenidos en los ensayos presentados. Un cuadro resumen de la globalidad de los resultados que se van a analizar, obtenidos para las diferentes condiciones de TRS impuestas, se presenta en la tabla IV.17.

En el sistema se impuso una secuencia de TRS comprendidos entre 15 y 10 días. Primeramente se aplicó un TRS de 12 días, ya que era el TRS_{OPT} que se había obtenido trabajando con FORSU sintética para, a continuación, ir reduciéndolo hasta alcanzar la desestabilización del proceso. En el caso del COD y los SV, la eficacia depurativa del sistema presenta una tendencia decreciente cuando el TRS es disminuido desde 12 a 10 días, al igual que ocurre cuando el TRS se reduce desde 15 a 12 días durante las etapas 12, 13 y 14.

TABLA IV.17. Valores estables de operación para los distintos TRS estudiados

| Etapas | TRS (d) | VCO ₀ gCOD/LR·d | VCO _{CM(COD)} % respecto a VCO ₀ | VCO ₀ gSV/LR·d | VCO _{CM(SV)} % respecto a VCO ₀ | Biogás L/LR·d | CH ₄ L/LR·d | pH |
|--------|---------|----------------------------|--|---------------------------|---|---------------|------------------------|------|
| 10 | 12 | 0,272 | 36,79 | 3,662 | 46,97 | 0,24 | 0,11 | 8,03 |
| 11 | 10 | 0,327 | 32,67 | 4,393 | 6,30 | 0,17 | 0,03 | 7,58 |
| 12 | 15 | 0,218 | 44,76 | 2,929 | 28,75 | 0,71 | 0,41 | 7,87 |
| 13 | 13 | 0,251 | 40,24 | 3,380 | 18,88 | 0,37 | 0,19 | 7,99 |
| 14 | 12 | 0,272 | 23,06 | 3,662 | 18,79 | 0,17 | 0,11 | 8,06 |

En la figura IV.17 se representa la evolución del porcentaje de VCO_{CM}, respecto a la VCO₀, para los distintos TRS aplicados.

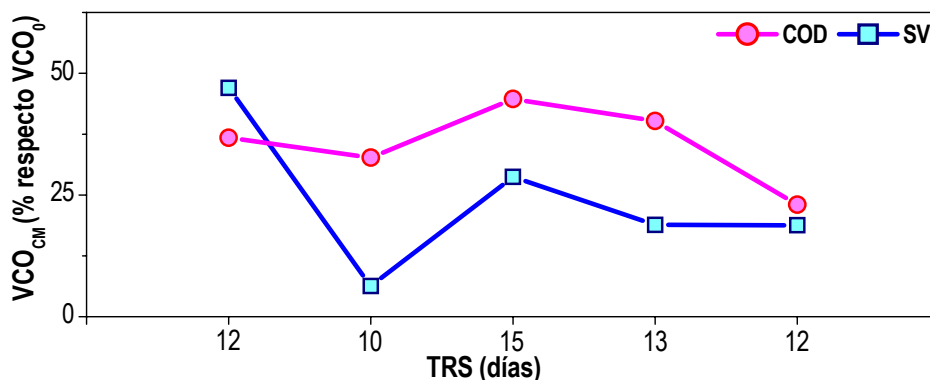


FIG. IV.17. Efecto del TRS sobre el porcentaje de VCO_{CM} respecto a la alimentada (VCO₀)

Claramente puede observarse como la tendencia de este parámetro es análoga cuando se expresa en términos de COD y SV. El sistema presenta un estado crítico, marcado por un descenso acusado del porcentaje de VCO_{CM} desde el inicio del ensayo, para el TRS de 10 días. Cuando se impone el TRS de 15 días para recuperar el sistema, el parámetro se incrementa y a continuación, cuando se aplica la secuencia de TRS de 13 y 12 días, vuelve a disminuir. Este comportamiento permite concluir, como se dijo anteriormente, que el TRS_{OPT} debe encontrarse en el intervalo 15-13 días mientras que 12 días puede ser considerado el TRS_{MIN} para este tipo de alimentación.

Con referencia al caudal de biogás y metano generado, para el TRS de 10 días, se obtienen los valores mínimos de $0,17 L/L \cdot d$ y $0,03 L CH_4/L \cdot d$ respectivamente, mientras que en el TRS de 15 se obtiene la mayor productividad, en el entorno de $0,71 L/L \cdot d$ y $0,41 L CH_4/L \cdot d$.

Por otro lado, la velocidad de producción de biogás y metano está directamente relacionada con el COD eliminado del sistema que a su vez depende, como se observa en la figura IV.17, del TRS aplicado. En la figura IV.18 puede observarse la evolución del caudal de biogás y metano generado en los diferentes TRS aplicados al reactor.

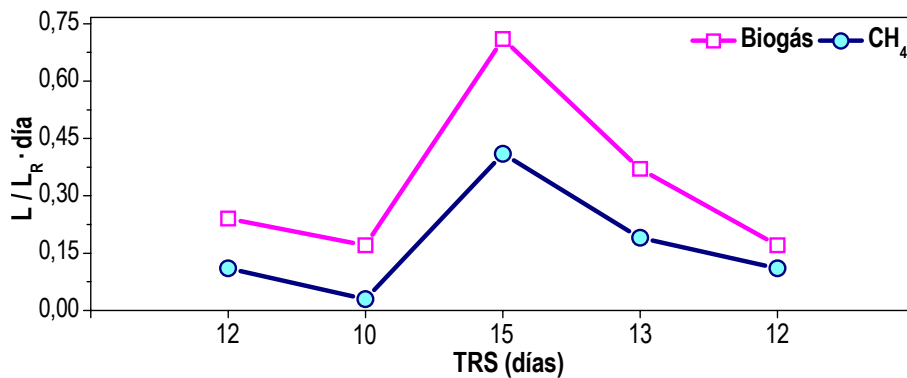


FIG. IV.18. Relación entre la producción de biogás y metano (expresada en $L/L \cdot d$) y el TRS

En las figuras IV.19 y IV.20 se representan otros parámetros de interés obtenidos en los estudios que se analizan. Así, en la figura IV.19 se representan los valores estables de los distintos ácidos grasos estudiados (ácido acético, propiónico y butírico), así como concentración total de Ácidos Grasos Volátiles, expresados como $mgAcH/L$. En la

figura IV.20 se representan los valores estables, para cada periodo estudiado, de la ratio acidez/alcalinidad

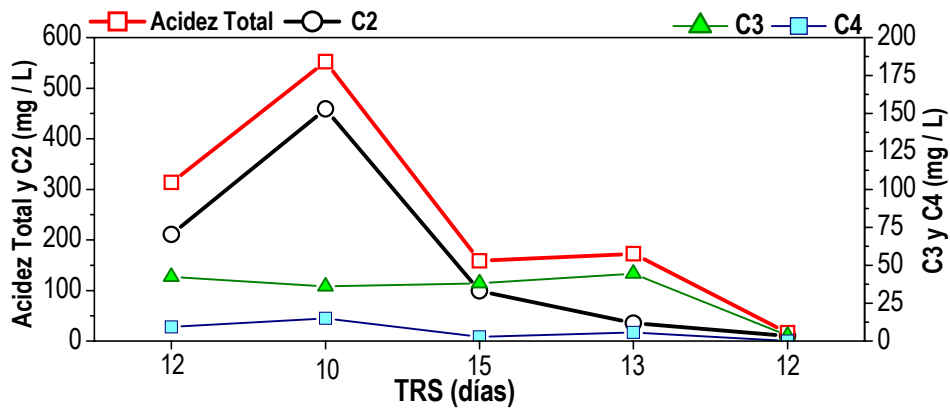


FIG. IV.19 Concentración total de Ácidos Grasos Volátiles (mgAcH/ L) y de los ácidos individuales Acético, Propiónico y Butírico (mg/ L)

Respecto a las concentraciones de ácidos individuales, cuando el TRS es disminuido desde 15 a 13 días, se produce un ligero incremento de acidez total ligado a la acumulación de propiónico y butírico. Resulta destacable la presencia de ácido propiónico, más inhibitorio incluso que el ácido butírico (McCarty y Brousseau, 1963; Hobson y Shaw, 1976), en todas las etapas del proceso aunque éste no se relaciona con fenómenos de inhibición. Así, la inhibición en la producción de metano asociada a la concentración de ácido propiónico depende del pH del medio. En este sentido, para valores de pH del orden de 7,6, la inhibición del proceso se produce para concentraciones de propionato superiores a 3.500 mg/L (Fang y col, 1995), valor que nunca se alcanza en el estudio realizado.

No obstante, Hansen et al. (1999) señalaban una disminución en la producción de metano al incrementarse la concentración total de AGV en el efluente, efecto que se produce en el presente estudio cuando el TRS es disminuido desde 12 hasta 10 días (figura IV.18).

Finalmente, como puede observarse en la figura IV.20, la ratio acidez/alcalinidad se ha mantenido por debajo de 0,25 durante todo el ensayo sin detectarse, por tanto, fallos de funcionamiento debidos a graves descensos de la alcalinidad (De la Rubia, 2003).

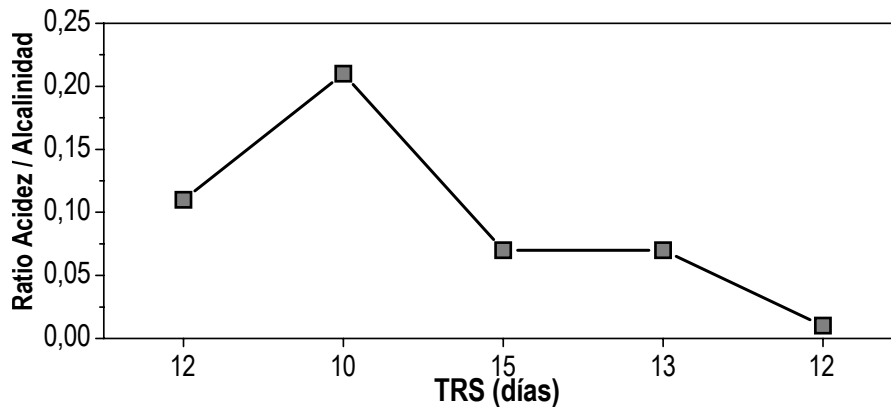


FIG. IV.20 Ratio acidez/alcalinidad

2.4 Caracterización cinética del digester semicontinuo cuando se emplea FORSU industrial como alimentación

Teniendo en cuenta las hipótesis de partida (flujo en mezcla completa y condiciones de estado estacionario), se procedió, al igual que en el Capítulo III cuando el reactor fue alimentado con FORSU sintética, a ensayar diferentes expresiones bibliográficas de velocidad de reacción (cinética de primer orden, Monod, Chen y Hashimoto, Romero), para determinar la expresión cinética del proceso.

El soporte informático empleado para aplicar los métodos de regresión lineales y no lineales para la parametrización de las ecuaciones teóricas propuestas mediante los resultados experimentales obtenidos en los diferentes ensayos realizados, ha sido el mismo que el que se utilizó en el Capítulo III.

2.4.1 Aplicación de los modelos a los resultados experimentales

2.4.1.1 Modelos de utilización de sustrato y producción de productos

La concentración de sustrato biodegradable puede ser evaluada en función del Carbono Orgánico Total soluble (COD) o en función de los Sólidos Volátiles (SV). Sin embargo, debido a la heterogeneidad en la composición del residuo, como parámetro indicador de la carga biodegradable para determinar los parámetros cinéticos se empleará

exclusivamente el COD. En la tabla IV.18 se recogen los datos representativos de S y S_0 , expresada en función del COD, de los distintos TRS ensayados.

Para poder realizar el estudio cinético, cada etapa se desarrolló durante un tiempo equivalente a 3 TRS para de esta manera asegurar que el sistema alcanzaba condiciones de estado pseudo-estacionario. Los resultados de cada TRS corresponden, a su vez, al valor medio obtenido de la variable durante el último periodo de tiempo.

TABLA IV.18. Valores de θ , S y S_0 utilizados en la modelización

| θ (d) | COD _E (g/ L _{INF}) | COD _S (g/ L _{EFL}) | γ_v (L CH ₄ / L _{REACTOR} · d) | Y _p (L CH ₄ / gCOD _C) |
|-----------------|--|--|--|--|
| 15 | 3,268 | 1,805 | 0,41 | 3,02 |
| 13 | 3,268 | 1,953 | 0,19 | 2,10 |
| 12 | 3,268 | 2,066 | 0,11 | 1,50 |
| 10 | 3,268 | 2,201 | 0,03 | 0,39 |

2.4.1.1.1 Resultados obtenidos al aplicar los modelos de consumo de sustrato

Los resultados obtenidos aplicando los diferentes modelos cinéticos a los datos promedios de COD correspondientes a cada TRS se resumen en la tabla IV.19.

El modelo de Monod, no es aplicable porque presenta un coeficiente de regresión poco representativo cuando considera X_v constante y porque el signo de la ordenada en el origen que se obtiene tras el ajuste, cuando considera X_v variable, no coincide con los que propone el modelo.

Los mejores resultados se obtienen al aplicar los modelos de Primer Orden, Chen y Hashimoto y Romero, los cuales presentan coeficientes de regresión prácticamente análogos entre sí. De cara a poder establecer las comparaciones pertinentes en los parámetros cinéticos del proceso, cuando se trabaja con FORSU sintética e industrial, se tomará como referencia el modelo de Romero, a partir del cual se estima una μ_{MAX} de 0,1883 d⁻¹ y una fracción de sustrato no biodegradable en la alimentación (α) de

0,3178. Este valor de velocidad específica de crecimiento y de coeficiente α contrastan con los que se obtuvieron cuando se trabajó con FORSU sintética (ver tabla IV.20).

TABLA. IV.19. Modelos cinéticos aplicados al consumo de sustrato medido en términos de COD

| MODELOS CINÉTICOS | EC. DE AJUSTE | r ² |
|--|---|----------------|
| 1er ORDEN $\theta = \frac{1}{k} \left(\frac{S_0}{S} \right) - \frac{1}{k}$ | $y = 14,953x - 11,989$ $k = 0,0834 \text{ d}^{-1}$ | 0,9873 |
| MONOD <u>X_v=Cte</u> $\left(\frac{\theta}{S_0 - S} \right) = \frac{Y_{X/S} K_S}{\mu_{MAX} X_V} \left(\frac{1}{S} \right) + \frac{Y_{X/S}}{\mu_{MAX} X_V}$ | $y = 7,8346x + 5,9456$ $K_S = 1,3177 \text{ g/L}$ | 0,7975 |
| <u>X_v≠Cte</u> $\theta = \frac{K_S}{\mu_{MAX}} \left(\frac{1}{S} \right) + \frac{1}{\mu_{MAX}}$ | $y = 48,863x - 11,985$ | 0,9873 |
| CHEN Y HASHIMOTO $\theta = \frac{1}{\mu_{MAX}} + \frac{k}{\mu_{MAX}} \left(\frac{S_0 - S}{S} \right)$ | $y = 14,953x + 2,9644$ $\mu_{MAX} = 0,3373 \text{ d}^{-1}$ $k = 5,0442$ | 0,9873 |
| ROMERO $S = \alpha S_0 + \frac{S_0 (1-\alpha)}{\mu_{MAX} \theta}$ | $\alpha = 0,3178$ $\mu_{MAX} = 0,1883 \text{ d}^{-1}$ | 0,9842 |

En el caso de la FORSU industrial, el coeficiente α es aproximadamente un 16% superior respecto al obtenido con FORSU sintética (tabla IV.20), resultado lógico si se tiene en cuenta que se trata de un residuo catalogado, según Pavan et al. (2000), como “difícilmente biodegradable” en función del cociente SV/ ST.

Respecto a la velocidad específica de crecimiento global de los microorganismos implicados en el proceso, cuando se empleó FORSU industrial, resulta aproximadamente 3 veces inferior que cuando se alimentó el sistema con FORSU sintética triturada. Este hecho puede estar asociado con que el residuo artificial presenta una composición tal que cubre los requerimientos nutricionales de los principales grupos microbianos implicados, además de presentar una carga orgánica

(medida en términos de COD) un orden de magnitud superior a la que presenta la FORSU industrial y una granulometría más accesible desde el punto de vista hidrolítico. Hay autores que sostienen que para los RSU, la granulometría y el grado de trituración son determinantes de la velocidad del proceso (McCarty *et al.*, 1986; Palmowski *et al.*, 2000; Polanco *et al.*, 2000).

TABLA IV.20. Comparativa entre los valores de μ_{MAX} y α entre FORSU sintética e industrial

| | FORSU Sintética (1 mm) | FORSU Industrial (30 mm) |
|----------------------|------------------------|--------------------------|
| $\mu_{MAX} (d^{-1})$ | 0,580 | 0,188 |
| α | 0,268 | 0,317 |
| SVI ST | 0,78 | 0,22 |

De hecho, la μ_{MAX} obtenida para la FORSU industrial es muy similar a la encontrada por Álvarez (2005) en sus estudios de digestión anaerobia termofílica seca de FORSU para las poblaciones involucradas en la hidrólisis y acidogénesis, que oscilaban entre 0,08 y 0,18 días⁻¹. Esto induce a pensar que la hidrólisis y acidogénesis del residuo es la etapa limitante de la velocidad global del proceso, lo cual es lógico si se tiene en cuenta el tamaño medio de partícula del residuo industrial.

2.4.1.1.2 Resultados obtenidos al aplicar el modelo de Romero de producción de productos

En este caso se empleará igualmente el Modelo de Romero (1991), incluyendo la dependencia de Y_P con el TRS aplicado al sistema, para poder establecer las comparaciones pertinentes entre los parámetros cinéticos obtenidos cuando se alimentó el sistema con FORSU sintética y FORSU industrial.

Como se dijo en el Capítulo III, no es correcto considerar al coeficiente de producción de metano (Y_p) como un parámetro constante. Si se representan gráficamente los valores experimentales promedios de Y_p en función del TRS se obtiene un gráfico (figura IV.21) similar al obtenido cuando se trabajó con FORSU sintética triturada. Cabe señalar que, en la figura IV.21, se ha empleado un dato adicional de Y_p a TRS infinito ($Y_p=13,69 L CH_4/gCOD_C$) procedente de los estudios de biodegradabilidad en discontinuo que se presentan en el Capítulo VI del presente trabajo. Se ha utilizado este valor porque los datos de Y_p , cuando el TRS varía entre 15 y 10 días, presentan una

tendencia prácticamente lineal con el TRS aplicado y no permite hacer una estimación exacta del $Y_{p_{MAX}}$, que se debe corresponder con el obtenido del ensayo de biodegradabilidad en discontinuo.

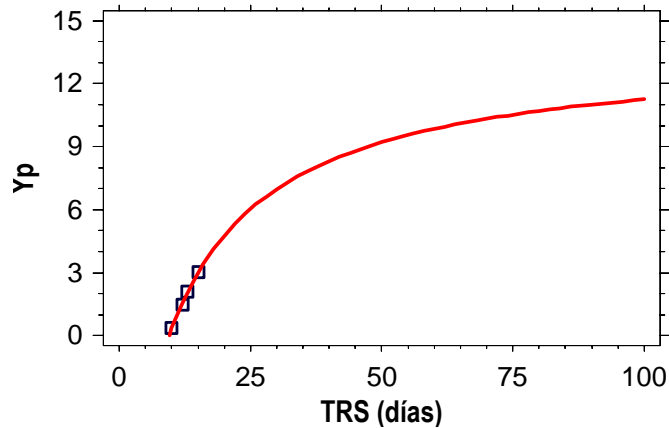


FIG. IV.21. Evolución experimental del Y_p promedio con el TRS

La ecuación de dependencia, con sus correspondientes parámetros, sería la siguiente:

$$Y_p = \frac{Y_{p_{MAX}} \cdot (\theta - \theta_{MIN})}{K + (\theta - \theta_{MIN})}$$

donde:

- $Y_{p_{MAX}}$: es la productividad máxima en $L CH_4/gCOD_c$
- θ_{MIN} : es el TRS_{MIN} en días en el que se desestabilizaría el sistema
- K : es la constante, cuyo valor se corresponde con la diferencia $(\theta - \theta_{MIN})$ en días, para el cual Y_p alcanza la mitad de su valor máximo

Un ajuste no lineal de los datos experimentales presentados en la tabla IV.18 permite el cálculo de los parámetros anteriores, resultando la siguiente ecuación:

$$Y_{p_{MAX}} = 13,696 L CH_4/gCOD_c$$

$$\theta_{MIN} = 9,459 \text{ días}$$

$$K = 19,746 \text{ días}$$

$$r^2 = 0,999$$

$$Y_p = \frac{13,696 \cdot (\theta - 9,459)}{19,746 + (\theta - 9,459)}$$

Claramente se observa como el valor obtenido para el TRS_{MIN} (9,46 días) es muy similar al TRS en el que experimentalmente, se ha detectado la desestabilización del sistema, con un valor de 10 días.

Como se ha comentado en el Capítulo III, el valor de K podría estar relacionado con la capacidad que presentan los microorganismos para producir metano a partir del sustrato consumido. Así, cuanto mayor sea el valor de este parámetro, mayor dificultad presentarían los microorganismos para la síntesis de metano a partir de la materia orgánica degradada.

En el caso de la FORSU sintética, el valor del parámetro K era de 1,392 días, lo cual denota, si se compara con el obtenido para la FORSU industrial, que los microorganismos presentan una gran facilidad para degradar el sustrato y sintetizar metano. Este resultado es lógico si se tiene en cuenta el tamaño medio de partícula de la FORSU sintética, 30 veces inferior al de la FORSU industrial.

Este algoritmo matemático, dependiente de cada tipo de sustrato, podría ser introducido en el modelo de Romero (1991).

Al realizar el ajuste del modelo de Romero no lineal (1991), fijando el valor del parámetro α según el obtenido en el ajuste del consumo de sustrato, a los datos de producción de metano incluyendo la dependencia de Y_p con el TRS, se obtiene el siguiente valor de μ_{MAX} (tabla IV.21).

La μ_{MAX} obtenida en este estudio coincide de nuevo con la encontrada por Álvarez (2005), en sus estudios de modelización cinética del proceso de degradación anaerobia termofílica (55°C) seca de FORSU, para las poblaciones involucradas en la hidrólisis y acidogénesis, cuyo valor se situaba en el rango 0,08 – 0,18 días⁻¹.

TABLA IV.21. Resultados obtenidos al aplicar el modelo de Romero no lineal modificado

| MODELO CINÉTICO DE ROMERO (1991) MODIFICADO | EC. DE AJUSTE | r ² |
|--|------------------------------------|----------------|
| $\gamma_{CH_4} = \frac{13,696 \cdot (\theta - 9,459)}{19,746 + (\theta - 9,459)} (1 - \alpha) S_0 \left(\frac{1}{\theta} - \frac{1}{\mu_{MAX} \theta^2} \right)$ <p>(Alpha fijo; $\alpha = 0,317$)</p> | $\mu_{MAX} = 0,166 \text{ d}^{-1}$ | 0,910 |

Este resultado es lógico si se tiene en cuenta que, como se dijo anteriormente, para esta FORSU la etapa limitante de la velocidad global del proceso es la hidrólisis y acidogénesis del residuo. Por tanto, la velocidad máxima de crecimiento de las poblaciones involucradas en la metanogénesis vendrá condicionada por la velocidad a la que se genera el sustrato necesario (AGV) para la síntesis del metano.

Por tanto, puede concluirse que los parámetros que caracterizan la cinética global del proceso son los que se recogen en la tabla IV.22.

TABLA IV.22. Parámetros cinéticos globales del proceso

| PARÁMETRO | CONSUMO DE COD | PRODUCCIÓN DE CH ₄ |
|---|----------------|-------------------------------|
| μ_{MAX} (días ⁻¹) | 0,188 | 0,166 |
| α (tanto por uno) | 0,317 | |
| $Y_{P_{MAX}}$ (L CH ₄ /gCOD _c) | - | 13,696 |
| K (días) | - | 19,746 |

La aplicación del modelo cinético seleccionado a los resultados experimentales obtenidos permite la parametrización de las ecuaciones del mismo y, por tanto, la obtención de los valores de los coeficientes cinéticos. Dichos valores permiten contrastar la validez del modelo ya que, al poseer un significado físico y microbiológico concreto, no pueden tomar valores aleatorios.

2.4.2 Verificación del modelo para los TRS de 12, 10, 15, 13 y 12 días

La parametrización de las ecuaciones del modelo propuesto permite predecir el comportamiento que debería presentar el sistema cuando se modifican las condiciones de operación. Por ello, se ha procedido a simular el comportamiento que cabría esperar del reactor para la secuencia de TRS seguida (12, 10, 15, 13 y 12 días).

Al igual que se realizó en el Capítulo III, puede utilizarse para este fin la ecuación resultante de la extensión del modelo de Romero (1991) para procesos continuos que no han alcanzado condiciones estacionarias de operación.

Las ecuaciones resultantes de aplicar el correspondiente balance de materia al reactor de mezcla completa ideal son las siguientes:

$$S_{EST} = \alpha \cdot S_0 + \left[\frac{S_0 \cdot (1 - \alpha)}{\mu_{MAX} \cdot \theta} \right]$$

$$S(S_0, \theta, t) = \frac{S_0 \cdot (S_{t=0} - S_{EST}) + S_{EST} \cdot (S_0 - S_{t=0}) \cdot e^{\left(\mu_{MAX} - \frac{1}{\theta}\right)t}}{(S_{t=0} - S_{EST}) + (S_0 - S_{t=0}) \cdot e^{\left(\mu_{MAX} - \frac{1}{\theta}\right)t}}$$

dónde: $S_{t=0}$, representa la concentración de sustrato presente en el sistema cuando se imponen las nuevas condiciones de operación (ML⁻³).

t , representa el tiempo de operación transcurrido desde el momento en el que se imponen las nuevas condiciones (t).

Finalmente, conocido el valor de la concentración de sustrato en la salida del reactor puede realizarse la estimación de la cantidad de metano producido, dado que el modelo propuesto considera que la productividad de metano es directamente proporcional a la velocidad de carga orgánica consumida:

$$\gamma_{CH_4} = Y_P \cdot \left(\frac{S_0 - S}{\theta} \right)$$

Sustituyendo en la ecuación anterior la expresión de $S(S_0, \theta$ y $t)$ y la de $Y_p(\theta)$ y reordenando términos resulta:

$$\gamma_{CH_4} = \frac{1}{\theta} \cdot \left(\frac{Y_{P_{MAX}} \cdot (\theta - \theta_{MIN})}{K + (\theta - \theta_{MIN})} \right) \left[\frac{[S_0 \cdot (S_0 - S_{t=0} - S_{EST}) + S_{EST} \cdot S_{t=0}] \cdot e^{\left(\mu_{MAX} - \frac{1}{\theta}\right)t}}{S_{t=0} - S_{EST} + (S_0 - S_{t=0}) \cdot e^{\left(\mu_{MAX} - \frac{1}{\theta}\right)t}} \right]$$

2.4.2.1 Simulación del reactor operando con TRS de 12, 10, 15, 13 y 12 días

En la tabla IV.25 ubicada en el “Anexo de Tablas” del presente capítulo, se presentan los datos resultantes de la modelización cinética. En ella se presentan los siguientes valores:

- S_0 que como ya se ha definido representa la concentración de sustrato en la corriente de alimentación, expresada en masa de sustrato por unidad de volumen (ML^{-3}). Todos los valores referentes a sustrato se pueden expresar como COD.
- S_{est} que representa la concentración de sustrato a la que tendería el sistema en condiciones de estabilidad, expresada en masa de sustrato por unidad de volumen (ML^{-3}).
- S_{mod} representa la concentración de sustrato predicha por el modelo en la corriente de efluente (que coincide con la existente en el interior del reactor), expresada en masa de sustrato por unidad de volumen (ML^{-3}).
- S_{exp} representa la concentración de sustrato en la corriente de efluente obtenida experimentalmente, expresada en masa de sustrato por unidad de volumen (ML^{-3}).
- Acumulada CH_4 exp. representa la producción acumulada diaria de metano (L^3) calculada a partir de los resultados experimentales de producción diaria de metano.
- Acumulada CH_4 mod. representa la producción acumulada diaria de metano (L^3) calculada a partir de los resultados predichos por el modelo de producción diaria de metano.

En las figuras IV.23 y IV.24 se representan los resultados, experimentales y predichos por el modelo, de concentración de COD en el efluente y de producción acumulada de metano para los TRS modelados, empleando los parámetros obtenidos en la caracterización cinética del proceso.

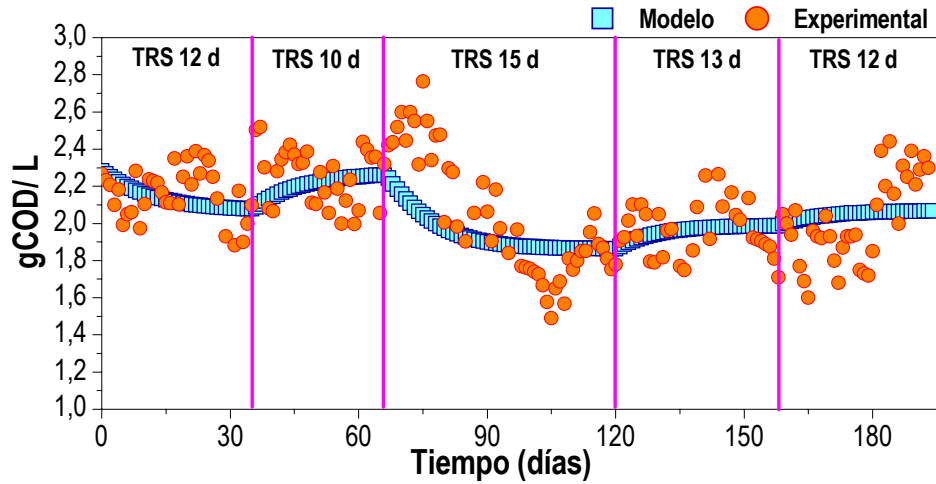


FIG. IV.23. Gráfica comparativa entre los valores de COD en el efluente predichos por el modelo y los resultados experimentales

Cabe señalar la gran dispersión de datos que se obtiene, cuando se trabaja con FORSU industrial, en la caracterización de la materia orgánica en el efluente si se compara con los estudios realizados con FORSU sintética.

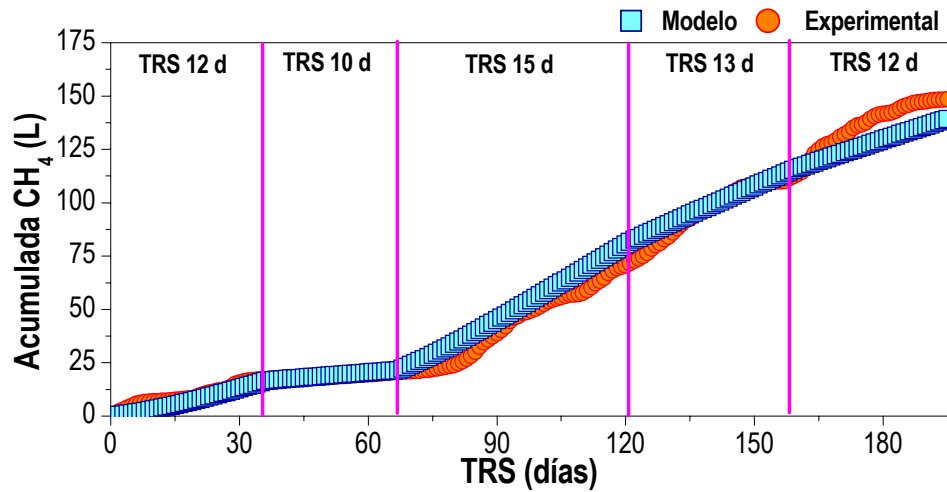


FIG. IV.24. Acumulada de metano predicha por el modelo frente a la experimental

3. CONCLUSIONES

Como conclusiones generales del presente capítulo pueden señalarse los siguientes aspectos:

1. Con referencia a la re-inoculación discontinua del reactor de 5 litros:

- 1.1 La hidrólisis de la masa principal de FORSU sintética contenida en el inóculo tiene lugar entre los días 12 y 25 de ensayo. Durante este periodo se alcanza la máxima producción media diaria de biogás y metano, 0,603 y 0,066 $L/L \cdot d$ respectivamente.
- 1.2 La estabilización de la fase metanogénica, teniendo en cuenta la composición del biogás, tiene lugar entre los días 25 y 30 de ensayo, periodo que coincide con el agotamiento del sustrato. En esta zona, las producciones medias diarias de biogás y metano descienden hasta 0,113 y 0,004 $L/L \cdot d$ respectivamente, con una composición estable en CH_4 y CO_2 del 50 %, indicando que es un buen momento para el re-arranque del reactor en régimen de alimentación semicontinuo.

2. En relación al re-arranque del reactor semicontinuo imponiendo un TRS de 15 días:

- 2.1 Desde el punto de vista de la velocidad de consumo de materia orgánica, el sistema presenta un comportamiento estable durante los 60 días de ensayo, con valores medios de 1.121 $mgCOD/L \cdot d$ y 10.334 $mgSV/L \cdot d$, indicando un balance entre las diferentes poblaciones microbianas presentes en el sistema y representativo, a su vez, de la adaptación de los microorganismos del lodo utilizado como inóculo a las nuevas condiciones experimentales: 55°C y 30% en ST.
- 2.2 Si se realiza una comparación entre el porcentaje de VCO_{NC} respecto a la VCO_0 obtenido en esta etapa experimental (en términos de COD y SV) con el obtenido en el Capítulo III anterior durante la optimización del TRS con este

mismo residuo, estos porcentajes descienden un 5,7% y 1,5% respectivamente. Esta ligera disminución en los rendimientos puede estar ligada a que, en este caso, la adaptación del inóculo al residuo y a las nuevas condiciones experimentales es mucho más brusca, ya que directamente se impuso a un sistema discontinuo un TRS de 15 días, frente a la secuencia de TRS 40-35-30-25-20 llevada a cabo en el primer caso.

- 2.3 El digester muestra una metanogénesis estable entre los días 35 y 60 de ensayo, donde la producción específica de metano adquiere el valor máximo medio de $0,76 \text{ L CH}_4/\text{gCOD}_c$ y $0,08 \text{ L CH}_4/\text{gSV}_c$.
- 2.4 Por tanto, la estabilización del reactor, para un TRS de 15 días, requiere 35 días de operación una vez concluida la re-inoculación discontinua, alcanzando unos valores medios de eliminación del 60% en COD, 58% en ST y 87,5% en SV.

3. Sustitución de la alimentación sintética por FORSU industrial y determinación del TRS_{MIN} y TRS_{OPT}:

- 3.1 El porcentaje de VCO_{NC} respecto a la VCO_0 , disminuye a medida que el TRS es reducido en el intervalo 15-10 días.
- 3.2 En cuanto a la producción diaria de biogás y metano, el sistema presenta el valor máximo para el TRS de 15 días, con valores de $0,71$ y $0,41 \text{ L /L} \cdot d$ respectivamente. Por el contrario, presenta producciones mínimas para el TRS de 10 días, con valores de $0,17$ y $0,03 \text{ L /L} \cdot d$ respectivamente. A partir de estos resultados puede concluirse que 15 días puede considerarse como el TRS_{OPT}, mientras que 12 días puede considerarse como TRS_{MIN}, ya que por debajo de este tiempo de residencia se ha observado que la productividad de metano es prácticamente nula. No obstante el TRS de 12 días es poco estable y la secuencia de operación puede provocar importantes distorsiones de funcionamiento del reactor.
- 3.3 Los mayores porcentajes de eliminación de materia orgánica, medida en términos de COD, se presenta para el TRS de 15 días, con valores próximos al

45%. El TRS de 10 días provoca una disminución del rendimiento de eliminación de SV, respecto al TRS de 12 días, del 86%. Estos datos corroboran lo indicado en el apartado 3.2 respecto del TRS_{OPT} y el TRS_{MIN}.

4. Efecto del tamaño de partícula:

- 4.1 Los porcentajes de eliminación de COD y SV, se reducen drásticamente cuando el tamaño de partícula se incrementa de 1 mm (FORSU sintética) a 30 mm (FORSU industrial).
- 4.2 Trabajando con residuo artificial se consiguen porcentajes máximos de eliminación del 66% en COD y 89% en SV, mientras que trabajando con residuo industrial, los porcentajes máximos de eliminación son del 45% en COD y 47% en SV.

5. La aplicación del modelo de Romero (1991) ha permitido la caracterización del valor de la μ_{MAX} global del ensayo semicontinuo, estimada en 0,188 d⁻¹ cuando se aplica el modelo de consumo de sustrato y en 0,166 d⁻¹ cuando se aplica el modelo de producción de productos. Igualmente, la aplicación de este modelo ha permitido estimar la fracción de sustrato no biodegradable en la alimentación (α), con un valor, expresado en tanto por uno, de 0,317.

- 5.1 La μ_{MAX} obtenida a partir de los datos de consumo de sustrato y producción de productos es muy similar a la encontrada por Álvarez (2005) en sus estudios de digestión anaerobia termofílica seca de FORSU para las poblaciones involucradas en la hidrólisis y acidogénesis, que oscilaban entre 0,08 y 0,18 días⁻¹. Esto induce a pensar que la hidrólisis y acidogénesis del residuo es la etapa limitante de la velocidad global del proceso, lo cual es lógico si se tiene en cuenta el tamaño medio de partícula del residuo industrial.
- 5.2 El valor de α obtenido indica que la fracción biodegradable de la FORSU industrial es de aproximadamente el 68,3%, es decir, se trata de un sustrato que presenta menor biodegradabilidad que la FORSU sintética.

ANEXO DE TABLAS

TABLA. IV.25. Modelización del consumo de sustrato y producción acumulada de CH₄ en función del COD

| t | TRS (d) | So (gCOD/ L) | Sest (gCOD/ L) | S mod. (gCOD/ L) | S exp. (gCOD/ L) | Acumulada CH ₄ exp (L) | Acumulada CH ₄ modelo (L) |
|----|------------|-----------------|-------------------|---------------------|---------------------|--------------------------------------|---|
| 1 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,278 | 2,267 | 0,000 | 0,000 |
| 2 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,258 | 2,233 | 1,300 | 0,257 |
| 3 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,239 | 2,207 | 2,185 | 0,528 |
| 4 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,221 | 2,100 | 3,099 | 0,812 |
| 5 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,204 | 2,181 | 3,992 | 1,108 |
| 6 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,189 | 1,993 | 4,861 | 1,419 |
| 7 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,174 | 2,050 | 5,741 | 1,742 |
| 8 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,161 | 2,060 | 6,291 | 2,079 |
| 9 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,149 | 2,284 | 6,601 | 2,430 |
| 10 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,138 | 1,973 | 6,921 | 2,793 |
| 11 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,128 | 2,105 | 6,991 | 3,170 |
| 12 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,118 | 2,238 | 7,085 | 3,560 |
| 13 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,110 | 2,228 | 7,202 | 3,963 |
| 14 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,102 | 2,218 | 7,300 | 4,378 |
| 15 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,095 | 2,166 | 7,379 | 4,805 |
| 16 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,088 | 2,114 | 7,571 | 5,245 |
| 17 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,082 | 2,108 | 7,878 | 5,696 |
| 18 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,077 | 2,349 | 8,022 | 6,158 |
| 19 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,072 | 2,102 | 8,156 | 6,631 |
| 20 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,067 | 2,250 | 8,280 | 7,115 |
| 21 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,063 | 2,360 | 8,995 | 7,608 |
| 22 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,060 | 2,210 | 9,900 | 8,111 |
| 23 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,056 | 2,388 | 10,535 | 8,624 |
| 24 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,053 | 2,269 | 11,075 | 9,145 |
| 25 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,051 | 2,367 | 11,514 | 9,674 |
| 26 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,048 | 2,337 | 11,976 | 10,212 |
| 27 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,046 | 2,250 | 12,314 | 10,757 |
| 28 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,044 | 2,134 | 12,801 | 11,309 |
| 29 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,042 | | 13,701 | 11,867 |
| 30 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,040 | 1,930 | 15,028 | 12,432 |
| 31 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,039 | | 15,664 | 13,003 |
| 32 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,038 | 1,882 | 16,344 | 13,580 |
| 33 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,036 | 2,175 | 16,751 | 14,162 |
| 34 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,035 | 1,900 | 16,885 | 14,749 |
| 35 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,034 | 2,000 | 17,047 | 15,340 |
| 36 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,033 | 2,097 | 17,246 | 15,935 |
| 37 | 10 | 3,268 | 2,223 | 2,045 | 2,502 | 17,359 | 16,535 |
| 38 | 10 | 3,268 | 2,223 | 2,062 | 2,520 | 17,467 | 16,715 |
| 39 | 10 | 3,268 | 2,223 | 2,078 | 2,301 | 17,609 | 16,892 |
| 40 | 10 | 3,268 | 2,223 | 2,091 | 2,082 | 17,712 | 17,066 |
| 41 | 10 | 3,268 | 2,223 | 2,104 | 2,065 | 17,775 | 17,239 |
| 42 | 10 | 3,268 | 2,223 | 2,115 | 2,280 | 17,808 | 17,409 |
| 43 | 10 | 3,268 | 2,223 | 2,125 | 2,344 | 17,811 | 17,578 |
| 44 | 10 | 3,268 | 2,223 | 2,134 | 2,383 | 17,838 | 17,745 |
| 45 | 10 | 3,268 | 2,223 | 2,142 | 2,422 | 17,876 | 17,910 |
| 46 | 10 | 3,268 | 2,223 | 2,149 | 2,371 | 17,924 | 18,074 |
| 47 | 10 | 3,268 | 2,223 | 2,156 | 2,320 | 18,030 | 18,237 |
| 48 | 10 | 3,268 | 2,223 | 2,162 | 2,327 | 18,136 | 18,399 |
| 49 | 10 | 3,268 | 2,223 | 2,167 | 2,386 | 18,176 | 18,559 |
| 50 | 10 | 3,268 | 2,223 | 2,172 | 2,112 | 18,293 | 18,718 |
| 51 | 10 | 3,268 | 2,223 | 2,177 | 2,104 | 18,435 | 18,877 |
| 52 | 10 | 3,268 | 2,223 | 2,181 | 2,277 | 18,587 | 19,034 |
| 53 | 10 | 3,268 | 2,223 | 2,185 | 2,167 | 18,720 | 19,191 |
| 54 | 10 | 3,268 | 2,223 | 2,188 | 2,056 | 18,850 | 19,347 |
| 55 | 10 | 3,268 | 2,223 | 2,191 | 2,308 | 18,975 | 19,502 |
| 56 | 10 | 3,268 | 2,223 | 2,194 | 2,187 | 19,041 | 19,657 |
| 57 | 10 | 3,268 | 2,223 | 2,196 | 2,000 | 19,154 | 19,811 |
| 58 | 10 | 3,268 | 2,223 | 2,199 | 2,123 | 19,307 | 19,965 |
| 59 | 10 | 3,268 | 2,223 | 2,201 | 2,235 | 19,502 | 20,118 |
| 60 | 10 | 3,268 | 2,223 | 2,203 | 1,996 | 19,616 | 20,270 |
| 61 | 10 | 3,268 | 2,223 | 2,204 | 2,071 | 19,697 | 20,422 |
| 62 | 10 | 3,268 | 2,223 | 2,206 | 2,439 | 19,756 | 20,574 |
| 63 | 10 | 3,268 | 2,223 | 2,208 | 2,397 | 19,873 | 20,725 |
| 64 | 10 | 3,268 | 2,223 | 2,209 | 2,353 | 20,072 | 20,876 |
| 65 | 10 | 3,268 | 2,223 | 2,210 | 2,358 | 20,267 | 21,026 |
| 66 | 10 | 3,268 | 2,223 | 2,211 | 2,055 | 20,466 | 21,176 |
| 67 | 10 | 3,268 | 2,223 | 2,212 | 2,319 | 20,672 | 21,326 |

Capítulo IV: Estudio semicontinuo con FORSU industrial

| t | TRS (d) | So (gCOD/ L) | Sest (gCOD/ L) | S mod. (gCOD/ L) | S exp. (gCOD/ L) | Acumulada CH ₄ exp (L) | Acumulada CH ₄ modelo (L) |
|-----|------------|-----------------|-------------------|---------------------|---------------------|--------------------------------------|---|
| 68 | 15 | 3,268 | 1,827 | 2,189 | 2,421 | 20,879 | 21,476 |
| 69 | 15 | 3,268 | 1,827 | 2,157 | 2,437 | 21,085 | 22,300 |
| 70 | 15 | 3,268 | 1,827 | 2,128 | 2,518 | 21,088 | 23,150 |
| 71 | 15 | 3,268 | 1,827 | 2,100 | 2,600 | 21,126 | 24,024 |
| 72 | 15 | 3,268 | 1,827 | 2,074 | 2,445 | 21,198 | 24,921 |
| 73 | 15 | 3,268 | 1,827 | 2,050 | 2,600 | 21,334 | 25,840 |
| 74 | 15 | 3,268 | 1,827 | 2,028 | 2,551 | 21,607 | 26,780 |
| 75 | 15 | 3,268 | 1,827 | 2,008 | 2,318 | 21,761 | 27,739 |
| 76 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,990 | 2,763 | 22,030 | 28,718 |
| 77 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,973 | 2,552 | 22,348 | 29,713 |
| 78 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,958 | 2,341 | 22,686 | 30,726 |
| 79 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,944 | 2,472 | 23,057 | 31,753 |
| 80 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,932 | 2,477 | 23,501 | 32,795 |
| 81 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,921 | 2,006 | 23,958 | 33,850 |
| 82 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,911 | 2,296 | 24,666 | 34,918 |
| 83 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,902 | 2,276 | 25,703 | 35,996 |
| 84 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,894 | 1,894 | 26,825 | 37,086 |
| 85 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,886 | | 28,242 | 38,185 |
| 86 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,880 | 1,902 | 30,166 | 39,293 |
| 87 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,874 | | 32,576 | 40,409 |
| 88 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,869 | 2,057 | 34,484 | 41,533 |
| 89 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,864 | | 35,860 | 42,664 |
| 90 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,860 | 2,222 | 37,248 | 43,801 |
| 91 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,857 | 2,063 | 38,656 | 44,944 |
| 92 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,853 | 1,904 | 40,275 | 46,093 |
| 93 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,850 | 2,183 | 42,179 | 47,246 |
| 94 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,848 | 1,973 | 44,560 | 48,404 |
| 95 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,845 | | 46,170 | 49,565 |
| 96 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,843 | 1,840 | 46,982 | 50,731 |
| 97 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,842 | | 48,272 | 51,899 |
| 98 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,840 | 1,966 | 48,850 | 53,071 |
| 99 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,839 | 1,770 | 49,594 | 54,246 |
| 100 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,837 | 1,763 | 50,424 | 55,423 |
| 101 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,836 | 1,755 | 51,444 | 56,602 |
| 102 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,835 | 1,740 | 52,619 | 57,784 |
| 103 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,834 | 1,726 | 53,688 | 58,967 |
| 104 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,834 | 1,667 | 54,530 | 60,153 |
| 105 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,833 | 1,578 | 55,230 | 61,339 |
| 106 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,832 | 1,490 | 55,869 | 62,528 |
| 107 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,832 | 1,651 | 56,466 | 63,717 |
| 108 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,831 | 1,687 | 57,023 | 64,908 |
| 109 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,831 | 1,569 | 57,049 | 66,099 |
| 110 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,830 | 1,810 | 57,264 | 67,292 |
| 111 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,830 | 1,751 | 57,742 | 68,486 |
| 112 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,830 | 1,800 | 58,967 | 69,680 |
| 113 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,830 | 1,849 | 60,456 | 70,875 |
| 114 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,829 | 1,853 | 62,195 | 72,071 |
| 115 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,829 | 1,953 | 63,320 | 73,267 |
| 116 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,829 | 2,054 | 64,922 | 74,464 |
| 117 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,829 | 1,890 | 67,014 | 75,661 |
| 118 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,829 | 1,868 | 68,207 | 76,859 |
| 119 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,828 | 1,811 | 69,152 | 78,057 |
| 120 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,828 | 1,754 | 70,097 | 79,256 |
| 121 | 15 | 3,268 | 1,827 | 1,828 | 1,780 | 70,569 | 80,455 |
| 122 | 13 | 3,268 | 1,949 | 1,841 | 1,907 | 71,559 | 81,654 |
| 123 | 13 | 3,268 | 1,949 | 1,853 | 1,925 | 72,752 | 82,607 |
| 124 | 13 | 3,268 | 1,949 | 1,864 | 2,014 | 73,904 | 83,552 |
| 125 | 13 | 3,268 | 1,949 | 1,874 | 2,103 | 75,002 | 84,489 |
| 126 | 13 | 3,268 | 1,949 | 1,882 | 1,933 | 76,464 | 85,419 |
| 127 | 13 | 3,268 | 1,949 | 1,889 | 2,103 | 78,550 | 86,343 |
| 128 | 13 | 3,268 | 1,949 | 1,896 | 2,049 | 80,014 | 87,262 |
| 129 | 13 | 3,268 | 1,949 | 1,902 | 1,794 | 81,043 | 88,176 |
| 130 | 13 | 3,268 | 1,949 | 1,907 | 1,791 | 82,975 | 89,085 |
| 131 | 13 | 3,268 | 1,949 | 1,911 | 2,050 | 84,118 | 89,990 |
| 132 | 13 | 3,268 | 1,949 | 1,916 | 1,819 | 86,032 | 90,891 |
| 133 | 13 | 3,268 | 1,949 | 1,919 | 1,963 | 88,079 | 91,789 |
| 134 | 13 | 3,268 | 1,949 | 1,922 | 1,968 | 89,888 | 92,684 |
| 135 | 13 | 3,268 | 1,949 | 1,925 | | 91,824 | 93,576 |
| 136 | 13 | 3,268 | 1,949 | 1,928 | 1,769 | 92,472 | 94,465 |
| 137 | 13 | 3,268 | 1,949 | 1,930 | 1,748 | 94,283 | 95,352 |
| 138 | 13 | 3,268 | 1,949 | 1,932 | | 95,426 | 96,237 |
| 139 | 13 | 3,268 | 1,949 | 1,934 | 1,854 | 97,269 | 97,120 |
| 140 | 13 | 3,268 | 1,949 | 1,936 | 2,088 | 98,398 | 98,002 |
| 141 | 13 | 3,268 | 1,949 | 1,937 | | 99,005 | 98,881 |

Capítulo IV: Estudio semicontinuo con FORSU industrial

| t | TRS (d) | So (gCOD/ L) | Sest (gCOD/ L) | S mod. (gCOD/ L) | S exp. (gCOD/ L) | Acumulada CH ₄ exp (L) | Acumulada CH ₄ modelo (L) |
|-----|------------|-----------------|-------------------|---------------------|---------------------|--------------------------------------|---|
| 142 | 13 | 3,268 | 1,949 | 1,938 | 2,258 | 99,513 | 99,760 |
| 143 | 13 | 3,268 | 1,949 | 1,939 | 1,916 | 100,001 | 100,637 |
| 144 | 13 | 3,268 | 1,949 | 1,941 | | 101,264 | 101,513 |
| 145 | 13 | 3,268 | 1,949 | 1,941 | 2,265 | 103,160 | 102,387 |
| 146 | 13 | 3,268 | 1,949 | 1,942 | 2,091 | 104,922 | 103,261 |
| 147 | 13 | 3,268 | 1,949 | 1,943 | | 105,944 | 104,134 |
| 148 | 13 | 3,268 | 1,949 | 1,944 | 2,166 | 107,113 | 105,005 |
| 149 | 13 | 3,268 | 1,949 | 1,944 | 2,045 | 107,627 | 105,877 |
| 150 | 13 | 3,268 | 1,949 | 1,945 | 2,020 | 108,058 | 106,747 |
| 151 | 13 | 3,268 | 1,949 | 1,945 | | 108,487 | 107,617 |
| 152 | 13 | 3,268 | 1,949 | 1,946 | 2,137 | 108,921 | 108,486 |
| 153 | 13 | 3,268 | 1,949 | 1,946 | 1,923 | 109,248 | 109,355 |
| 154 | 13 | 3,268 | 1,949 | 1,946 | 1,914 | 109,492 | 110,223 |
| 155 | 13 | 3,268 | 1,949 | 1,947 | 1,906 | 109,732 | 111,091 |
| 156 | 13 | 3,268 | 1,949 | 1,947 | 1,890 | 109,891 | 111,958 |
| 157 | 13 | 3,268 | 1,949 | 1,947 | 1,874 | 110,003 | 112,825 |
| 158 | 13 | 3,268 | 1,949 | 1,947 | 1,810 | 110,111 | 113,692 |
| 159 | 13 | 3,268 | 1,949 | 1,948 | 1,710 | 111,299 | 114,558 |
| 160 | 12 | 3,268 | 2,025 | 1,957 | 2,050 | 112,397 | 115,424 |
| 161 | 12 | 3,268 | 2,025 | 1,964 | 2,000 | 113,410 | 116,121 |
| 162 | 12 | 3,268 | 2,025 | 1,971 | 1,940 | 114,377 | 116,813 |
| 163 | 12 | 3,268 | 2,025 | 1,976 | 2,070 | 117,194 | 117,503 |
| 164 | 12 | 3,268 | 2,025 | 1,981 | 1,770 | 120,011 | 118,189 |
| 165 | 12 | 3,268 | 2,025 | 1,986 | 1,690 | 122,941 | 118,872 |
| 166 | 12 | 3,268 | 2,025 | 1,990 | 1,600 | 124,921 | 119,552 |
| 167 | 12 | 3,268 | 2,025 | 1,993 | 1,960 | 126,406 | 120,230 |
| 168 | 12 | 3,268 | 2,025 | 1,997 | 1,930 | 127,450 | 120,906 |
| 169 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,000 | 1,920 | 128,098 | 121,579 |
| 170 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,002 | 2,040 | 129,313 | 122,251 |
| 171 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,005 | 1,930 | 130,771 | 122,921 |
| 172 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,007 | 1,800 | 131,972 | 123,589 |
| 173 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,009 | 1,680 | 133,259 | 124,256 |
| 174 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,010 | 1,870 | 134,978 | 124,922 |
| 175 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,012 | 1,930 | 136,198 | 125,586 |
| 176 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,013 | 1,930 | 136,607 | 126,249 |
| 177 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,014 | 1,940 | 137,746 | 126,911 |
| 178 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,015 | 1,750 | 139,370 | 127,573 |
| 179 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,016 | 1,730 | 140,531 | 128,233 |
| 180 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,017 | 1,720 | 141,242 | 128,893 |
| 181 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,018 | 1,850 | 141,625 | 129,551 |
| 182 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,019 | 2,100 | 141,944 | 130,210 |
| 183 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,019 | 2,390 | 142,250 | 130,867 |
| 184 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,020 | 2,200 | 143,047 | 131,524 |
| 185 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,021 | 2,440 | 144,239 | 132,181 |
| 186 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,021 | 2,160 | 145,346 | 132,837 |
| 187 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,021 | 2,000 | 145,990 | 133,492 |
| 188 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,022 | 2,310 | 146,723 | 134,147 |
| 189 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,022 | 2,250 | 147,047 | 134,802 |
| 190 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,023 | 2,390 | 147,317 | 135,457 |
| 191 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,023 | 2,210 | 147,587 | 136,111 |
| 192 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,023 | 2,290 | 147,862 | 136,764 |
| 193 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,023 | 2,360 | 148,069 | 137,418 |
| 194 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,023 | 2,300 | 148,222 | 138,071 |
| 195 | 12 | 3,268 | 2,025 | 2,024 | | 148,370 | 138,724 |

TABLA IV.26. Evolución de los parámetros de biodegradación para TRS comprendidos entre 15 y 10 días

| TRS (d) | Tiempo | pH | mgNH ₃ -N/ L | mgCODc/ L d | mgSVc/ L d | L/L d | LCH _d / gCODc | LCH _d / gSVc | LCH _d / L d | mgCaCO ₃ / L | CODe (%) | SVe (%) | mgAch/ L |
|---------|--------|------|-------------------------|-------------|------------|-------|--------------------------|-------------------------|------------------------|-------------------------|----------|---------|----------|
| | 1 | 8,20 | 524,16 | 83,40 | | 0,567 | | | 0,289 | 3902 | 30,62 | | 461 |
| | 2 | 8,20 | | 86,26 | 625,00 | 0,400 | 2,28 | 0,31 | 0,197 | 3863 | 31,67 | 17,07 | 515 |
| | 3 | | 510,72 | 88,41 | | 0,406 | 2,30 | | 0,203 | 3824 | 32,46 | | 510 |
| | 4 | | | 97,33 | 780,00 | 0,400 | 2,04 | 0,25 | 0,198 | 3804 | 35,74 | 21,30 | 505 |
| | 5 | 8,10 | 530,60 | 90,56 | | 0,411 | 2,13 | | 0,193 | 3755 | 33,25 | | 500 |
| | 6 | 8,00 | | 106,24 | | 0,444 | 1,84 | | 0,196 | 3784 | 39,01 | | 490 |
| | 7 | 7,90 | 424,48 | 101,50 | 712,00 | 0,289 | 1,20 | 0,17 | 0,122 | 3735 | 37,27 | 19,44 | 462 |
| | 8 | 7,90 | | 100,66 | | 0,222 | 0,68 | | 0,069 | 3559 | 36,96 | | 423 |
| | 9 | 7,90 | | 82,03 | | 0,289 | 0,87 | | 0,071 | 3706 | 30,12 | | 385 |
| | 10 | 7,80 | 376,88 | 107,93 | 899,00 | 0,078 | 0,14 | 0,18 | 0,016 | 3608 | 39,63 | 24,55 | 441 |
| | 11 | | | 96,90 | | 0,122 | 0,20 | | 0,021 | 3637 | 35,58 | | 439 |
| | 12 | 7,90 | 404,32 | 85,87 | 985,00 | 0,167 | 0,30 | 0,15 | 0,026 | 3559 | 31,53 | 26,90 | 437 |
| | 13 | | | 86,69 | | 0,139 | 0,24 | | 0,022 | 3510 | 31,83 | | 468 |
| | 14 | 8,10 | 431,76 | 87,52 | 1.012,00 | 0,111 | 0,20 | 0,19 | 0,017 | 3461 | 32,13 | 27,64 | 500 |
| | 15 | | | 91,87 | 1.082,95 | 0,139 | 0,42 | 0,14 | 0,043 | 3412 | 33,73 | 29,57 | 571 |
| | 16 | 8,00 | | 96,22 | 1.230,00 | 0,167 | 0,71 | 0,17 | 0,068 | 3480 | 35,33 | 33,59 | 642 |
| | 17 | 8,00 | 445,20 | 96,70 | | 0,100 | 0,33 | | 0,032 | 3441 | 35,50 | | 551 |
| | 18 | | | 76,61 | | 0,094 | 0,32 | 0,11 | 0,030 | 3500 | 28,13 | | 475 |
| | 19 | 8,10 | 357,28 | 97,18 | | 0,089 | 0,28 | | 0,028 | 3412 | 35,68 | | 400 |
| | 20 | 8,00 | | 56,53 | 1.242,60 | 0,433 | 2,81 | 0,09 | 0,159 | 3402 | 20,76 | 33,93 | 365 |
| | 21 | 7,90 | | 52,18 | 1.503,00 | 0,433 | | 0,15 | 0,201 | 3333 | 19,16 | 41,04 | 301 |
| | 22 | 7,90 | 325,36 | 53,33 | 1.707,13 | 0,311 | 2,64 | 0,10 | 0,141 | 3265 | 19,58 | 46,62 | 310 |
| | 23 | 7,90 | | 65,00 | | 0,300 | 1,85 | | 0,120 | 3314 | 23,87 | | 320 |
| | 24 | | 336,00 | 71,29 | | 0,244 | 1,30 | 0,15 | 0,098 | 3363 | 26,18 | | 300 |
| | 25 | | | 65,86 | | 0,189 | 1,00 | | 0,103 | 3412 | 24,18 | | 290 |
| | 26 | 8,10 | 346,64 | 77,59 | | 0,167 | 0,97 | 0,14 | 0,075 | 3118 | 28,49 | | 287 |
| | 27 | 8,00 | | 60,42 | 1.546,36 | 0,211 | 1,79 | 0,09 | 0,108 | 2922 | 22,18 | 42,23 | 263 |
| | 28 | | | 94,54 | 1.774,99 | 0,361 | 2,08 | 0,11 | 0,200 | 3020 | 34,71 | 48,47 | 235 |
| | 29 | | 392,00 | 128,67 | 2.003,63 | 0,511 | 2,29 | 0,15 | 0,295 | 2725 | 47,24 | 54,72 | 219 |
| | 30 | 7,80 | | 111,53 | 1.864,61 | 0,267 | 1,27 | 0,18 | 0,141 | 2618 | 40,95 | 50,92 | 258 |
| | 31 | 8,30 | 497,28 | 139,95 | | 0,378 | 1,08 | | 0,151 | 2608 | 51,39 | | 298 |
| | 32 | | | 115,52 | | 0,261 | 0,68 | | 0,090 | 2725 | 42,42 | | 329 |
| | 33 | 7,60 | | 91,09 | | 0,144 | 0,33 | 0,20 | 0,030 | 2647 | 33,45 | | 359 |
| | 34 | 8,40 | 566,72 | 114,04 | | 0,144 | 0,32 | 0,17 | 0,036 | 2627 | 41,87 | | 400 |
| | 35 | 7,70 | | 105,67 | 1.517,39 | 0,144 | 0,42 | 0,21 | 0,044 | 2686 | 38,80 | 41,44 | 380 |
| | 36 | 8,30 | | 97,57 | 1.612,29 | 0,100 | 0,26 | 0,22 | 0,025 | 2637 | 35,82 | 44,03 | 447 |
| | 37 | 7,80 | 478,24 | 76,62 | 1.006,37 | 0,100 | 0,37 | 0,10 | 0,024 | 2598 | 23,44 | 22,91 | 430 |
| | 38 | 7,60 | | 74,78 | 1.381,78 | 0,100 | 0,50 | 0,09 | 0,032 | 2627 | 22,88 | 31,45 | 413 |
| | 39 | | | 96,72 | 1.238,09 | 0,089 | 0,26 | 0,07 | 0,023 | 2676 | 29,59 | 28,18 | 430 |
| | 40 | 7,30 | 483,28 | 118,65 | 1.094,40 | 0,078 | 0,13 | 0,01 | 0,014 | 2647 | 36,30 | 24,91 | 447 |
| | 41 | 7,80 | | 120,33 | 1.330,00 | 0,122 | 0,01 | | 0,007 | 2637 | 36,82 | 30,27 | 430 |
| | 42 | 7,30 | | 98,81 | 811,36 | 0,067 | 0,01 | | 0,001 | 2667 | 30,23 | 18,47 | 413 |
| | 43 | 7,50 | 539,84 | 92,47 | 1.181,24 | 0,078 | 0,08 | 0,01 | 0,006 | 2657 | 28,29 | 26,89 | 642 |
| | 44 | | | 88,54 | 1.116,65 | 0,100 | 0,11 | 0,01 | 0,008 | 2593 | 27,09 | 25,42 | 871 |
| | 45 | 7,70 | 549,64 | 84,61 | 1.052,06 | 0,122 | 0,14 | 0,01 | 0,011 | 2554 | 25,89 | 23,95 | 599 |
| | 46 | | | 89,74 | 759,64 | 0,133 | 0,30 | 0,03 | 0,024 | 2529 | 27,46 | 17,29 | 326 |
| | 47 | 7,50 | 559,44 | 94,86 | 467,23 | 0,133 | 0,28 | 0,05 | 0,024 | 2480 | 29,03 | 10,64 | 331 |
| | 48 | 7,70 | | 94,15 | 951,76 | 0,178 | 0,10 | 0,01 | 0,009 | 2627 | 28,81 | 21,66 | 335 |
| | 49 | 7,70 | 518,56 | 88,27 | | 0,133 | 0,34 | | 0,026 | 2608 | 27,01 | | 366 |
| | 50 | 7,70 | | 115,63 | | 0,133 | 0,30 | | 0,031 | 2529 | 35,38 | | 396 |
| | 51 | 7,70 | 477,68 | 116,47 | | 0,144 | 0,32 | 0,02 | 0,034 | 2510 | 35,64 | | 658 |
| | 52 | 7,60 | | 99,12 | | 0,200 | 0,33 | | 0,029 | 2500 | 30,33 | | 919 |
| | 53 | | 446,88 | 110,16 | | 0,178 | 0,29 | | 0,029 | 2588 | 33,71 | | 766 |
| | 54 | 7,50 | | 121,20 | | 0,156 | 0,25 | | 0,028 | 2461 | 37,08 | | 612 |
| | 55 | 8,50 | 418,32 | 96,02 | 728,59 | 0,100 | 0,17 | 0,02 | 0,015 | 2539 | 29,38 | 16,58 | 594 |
| | 56 | 7,80 | | 108,14 | | 0,178 | 0,26 | | 0,025 | 2559 | 33,09 | | 575 |
| | 57 | 7,50 | | 152,26 | | 0,222 | 0,23 | | 0,034 | 2657 | 46,59 | | 535 |
| | 58 | 7,50 | 442,12 | 114,50 | | 0,189 | 0,41 | | 0,043 | 2716 | 35,03 | | 494 |
| | 59 | 7,50 | | 137,26 | 393,60 | 0,156 | 0,20 | 0,06 | 0,025 | 2725 | 42,00 | 8,96 | 435 |
| | 60 | 7,80 | | 127,24 | 232,37 | 0,133 | 0,15 | 0,08 | 0,018 | 2618 | 38,93 | 5,29 | 427 |
| | 61 | 7,80 | 465,92 | 119,75 | | 0,122 | 0,12 | | 0,013 | 2667 | 36,64 | | 521 |
| | 62 | 7,80 | | 82,93 | | 0,133 | 0,36 | | 0,026 | 2745 | 25,37 | | 528 |
| | 63 | 7,50 | | 87,14 | | 0,178 | 0,58 | 0,05 | 0,044 | 2608 | 26,66 | | 446 |
| | 64 | 7,00 | 449,12 | 91,55 | | 0,189 | 0,53 | | 0,043 | 2549 | 28,01 | | 650 |
| | 65 | 7,70 | | 91,03 | | 0,178 | 0,55 | | 0,044 | 2637 | 27,85 | | 460 |
| | 66 | 7,60 | 477,68 | 121,33 | 204,80 | 0,200 | 0,41 | 0,22 | 0,046 | 2804 | 37,12 | 4,66 | 728 |
| | 67 | | | 94,93 | | 0,189 | 0,54 | | 0,046 | 2853 | 29,05 | | 833 |

Capítulo IV: Estudio semicontinuo con FORSU industrial

| TRS (d) | Tiempo | pH | mgNH ₃ -N/ L | mgCODc/ L d | mgSVc/ L d | L/L d | LCH ₄ / gCODc | LCH ₄ / gSVc | LCH ₄ / L d | mgCaCO ₃ / L | CODe (%) | SVe (%) | mgAch/ L |
|---------|--------|------|-------------------------|-------------|------------|-------|--------------------------|-------------------------|------------------------|-------------------------|----------|---------|----------|
| | 68 | 7,40 | 519,68 | 56,46 | | 0,154 | 0,70 | | 0,040 | 2824 | 25,92 | | 938 |
| | 69 | 7,70 | | 55,38 | | 0,058 | 0,01 | 0,15 | 0,001 | 2863 | 25,42 | | 1152 |
| | 70 | | 539,28 | 49,98 | | 0,058 | 0,15 | | 0,007 | 2882 | 22,94 | | 1263 |
| | 71 | 7,50 | | 44,57 | 146,82 | 0,058 | 0,31 | 0,09 | 0,014 | 2931 | 20,46 | 5,01 | 1335 |
| | 72 | 7,70 | 558,88 | 54,85 | 146,97 | 0,134 | 0,48 | 0,18 | 0,026 | 2941 | 25,18 | 5,02 | 1230 |
| | 73 | 7,60 | | 44,54 | 618,28 | 0,144 | 1,18 | 0,08 | 0,052 | 2912 | 20,44 | 21,11 | 1125 |
| | 74 | 7,60 | 576,52 | 47,81 | 769,74 | 0,138 | 0,62 | 0,04 | 0,030 | 2882 | 21,94 | 26,28 | 1040 |
| | 75 | 7,70 | | 63,31 | 999,36 | 0,154 | 0,82 | 0,05 | 0,052 | 2931 | 29,06 | | 955 |
| | 76 | 7,90 | 594,16 | | 857,68 | 0,163 | | 0,07 | 0,061 | 2824 | | 29,28 | 1013 |
| | 77 | | | 47,74 | 201,76 | 0,167 | 1,36 | 0,32 | 0,065 | 2667 | 21,91 | 6,89 | 1180 |
| | 78 | 7,50 | 578,48 | 61,82 | | 0,173 | 1,15 | | 0,071 | 2799 | 28,37 | | 1156 |
| | 79 | 7,90 | | 53,06 | 869,09 | 0,211 | 1,61 | 0,10 | 0,085 | 2912 | 24,36 | 29,67 | 1119 |
| | 80 | 7,80 | 562,80 | 52,75 | 904,86 | 0,211 | 1,66 | 0,10 | 0,088 | 2775 | 24,21 | 30,89 | 1082 |
| | 81 | 7,70 | | 84,17 | 1.103,31 | 0,278 | 1,62 | 0,12 | 0,136 | 2520 | 38,63 | 37,66 | 889 |
| | 82 | 7,80 | 567,56 | 64,81 | 1.152,23 | 0,365 | 3,07 | 0,17 | 0,199 | 2466 | 29,75 | 39,33 | 756 |
| | 83 | 7,80 | | 66,12 | 762,93 | 0,461 | 3,26 | 0,28 | 0,216 | 2363 | 30,35 | 26,04 | 646 |
| | 84 | | | 85,71 | 800,57 | 0,499 | 3,17 | 0,34 | 0,272 | 2255 | 39,34 | 27,33 | 612 |
| | 85 | 7,90 | 572,32 | 105,29 | 838,21 | 0,595 | 3,51 | 0,44 | 0,370 | 2157 | 48,33 | 28,61 | 578 |
| | 86 | 8,10 | | 91,05 | 879,07 | 0,787 | | 0,53 | 0,463 | 2020 | 41,79 | 30,01 | 486 |
| | 87 | 8,10 | 495,32 | 117,36 | | 0,615 | 3,12 | | 0,367 | 2049 | 53,87 | | 394 |
| | 88 | 8,00 | | 80,74 | | 0,461 | 3,27 | | 0,264 | 2010 | 37,06 | | 388 |
| | 89 | 7,80 | | 101,55 | | 0,461 | 2,63 | 0,54 | 0,267 | 1961 | 46,61 | | 434 |
| | 90 | 7,90 | 418,32 | 69,73 | | 0,442 | 3,88 | | 0,270 | 1941 | 32,01 | | 340 |
| | 91 | | | 80,33 | 569,17 | 0,490 | 3,87 | 0,55 | 0,311 | | 36,87 | 19,43 | 330 |
| | 92 | 7,90 | | 90,92 | 929,91 | 0,557 | 4,02 | 0,39 | 0,366 | 2029 | 41,73 | 31,74 | 321 |
| | 93 | 7,80 | | 72,36 | 473,36 | 0,739 | | 0,97 | 0,457 | | 33,21 | 16,16 | 293 |
| 15 | 94 | 7,80 | 428,40 | 86,32 | 744,68 | 0,499 | 3,58 | 0,42 | 0,309 | 2039 | 39,62 | 25,42 | 265 |
| | 95 | 7,90 | | 93,71 | 698,25 | 0,250 | 1,67 | 0,22 | 0,156 | | 43,01 | 23,84 | 223 |
| | 96 | 7,90 | | 95,19 | | 0,403 | 2,60 | | 0,248 | | 43,69 | | 182 |
| | 97 | 8,00 | | 120,66 | 620,30 | 0,202 | 0,92 | 0,18 | 0,111 | 2147 | 55,38 | 21,17 | |
| | 98 | 8,20 | 413,84 | 86,82 | 469,07 | 0,240 | 1,65 | 0,30 | 0,143 | | 39,85 | 16,01 | |
| | 99 | 8,20 | | 99,85 | 317,83 | 0,250 | 1,60 | 0,50 | 0,159 | 2127 | 45,83 | 10,85 | 126 |
| | 100 | | | 100,35 | 221,39 | 0,307 | 1,95 | 0,88 | 0,196 | | 46,06 | 7,56 | 92 |
| | 101 | 8,00 | 436,24 | 100,86 | 124,95 | 0,355 | 2,24 | 1,81 | 0,226 | 2088 | 46,29 | 4,27 | 58 |
| | 102 | 8,10 | | 101,85 | | 0,346 | 2,02 | | 0,205 | | 46,75 | | 61 |
| | 103 | 7,90 | | 102,83 | 170,87 | 0,269 | 1,57 | 0,95 | 0,162 | | 47,20 | 5,83 | 65 |
| | 104 | 7,90 | 443,52 | 106,77 | 853,70 | 0,246 | 1,26 | 0,16 | 0,134 | 2255 | 49,00 | 29,14 | 72 |
| | 105 | | | 112,66 | 715,74 | 0,240 | 1,09 | 0,17 | 0,123 | | 51,71 | 24,43 | 79 |
| | 106 | 8,00 | | 118,55 | 577,79 | 0,240 | 0,97 | 0,20 | 0,115 | | 54,41 | 19,72 | 74 |
| | 107 | 7,90 | 451,36 | 107,82 | 781,25 | 0,211 | 0,99 | 0,14 | 0,107 | 2461 | 49,49 | 26,67 | 68 |
| | 108 | 7,90 | | 105,41 | 1.101,41 | 0,144 | 0,85 | -- | 0,005 | | 48,38 | 37,60 | |
| | 109 | 7,90 | | 113,27 | 349,67 | 0,211 | 1,05 | 0,12 | 0,041 | | 51,99 | 11,94 | |
| | 110 | 7,70 | | 97,21 | 1.190,63 | 0,230 | 1,50 | 0,08 | 0,092 | 2431 | 44,62 | 40,64 | 64 |
| | 111 | 7,70 | | 101,13 | 371,28 | 0,519 | 2,33 | 0,63 | 0,235 | | 46,42 | 12,67 | |
| | 112 | | 461,72 | 97,86 | 432,97 | 0,576 | 2,92 | 0,66 | 0,286 | 2588 | 44,92 | 14,78 | |
| | 113 | 7,90 | | 94,59 | 494,65 | 0,615 | 3,53 | 0,67 | 0,334 | | 43,42 | 16,89 | 206 |
| | 114 | 7,80 | | 94,36 | 801,02 | 0,691 | 4,29 | 0,51 | 0,405 | | 43,31 | 27,34 | 185 |
| | 115 | 7,80 | | 87,66 | 920,05 | 0,787 | 3,85 | 0,50 | 0,456 | 2363 | 40,24 | 31,41 | 163 |
| | 116 | 7,90 | | 80,96 | 1.253,36 | 0,807 | 3,65 | 0,40 | 0,498 | | 37,16 | 42,79 | 288 |
| | 117 | 7,90 | 472,08 | 91,85 | 1.111,95 | 1,028 | 4,05 | 0,59 | 0,653 | 2157 | 42,16 | 37,96 | 217 |
| | 118 | 8,00 | | 93,32 | 799,06 | 1,133 | 3,85 | 0,97 | 0,773 | | 42,83 | 27,28 | 146 |
| | 119 | | | 97,14 | 993,62 | 1,172 | 3,55 | 0,76 | 0,754 | 2137 | 44,59 | 33,92 | 140 |
| | 120 | 7,90 | 469,56 | 100,97 | 1.188,17 | 1,200 | 4,10 | 0,61 | 0,727 | | 46,34 | 40,56 | 134 |
| | 121 | 8,00 | 467,04 | 99,22 | | 1,306 | 4,85 | | 0,772 | 2049 | 45,54 | | 136 |
| 13 | 122 | | | 104,73 | | 1,044 | 5,44 | 0,53 | 0,570 | | 41,66 | | 141 |
| | 123 | 8,00 | | 103,36 | | 1,044 | 4,72 | | 0,488 | | 41,11 | | 139 |
| | 124 | 8,00 | 511,00 | 96,51 | | 1,036 | 5,85 | | 0,565 | | 38,39 | | 140 |
| | 125 | 8,00 | | 89,67 | | 0,680 | 4,71 | 0,48 | 0,422 | 2060 | 35,67 | | 148 |
| | 126 | 8,00 | | 102,69 | | 0,530 | 3,03 | | 0,311 | | 40,85 | | 144 |
| | 127 | 8,00 | 507,36 | 89,63 | 696,45 | 0,451 | 3,00 | 0,39 | 0,269 | 1672 | 35,65 | 20,60 | 153 |
| | 128 | | | 93,77 | 872,33 | 0,457 | 2,79 | 0,30 | 0,262 | | 37,30 | 25,81 | 156 |
| | 129 | 7,90 | | 113,40 | 1.138,97 | 0,475 | 2,42 | 0,24 | 0,275 | 1879 | 45,11 | 33,69 | 173 |
| | 130 | 8,00 | 502,04 | 113,63 | 974,45 | 0,601 | 3,24 | 0,38 | 0,368 | | 45,20 | 28,83 | 181 |
| | 131 | 8,10 | | 93,68 | | 0,380 | 2,57 | | 0,241 | | 37,26 | | 162 |
| | 132 | | | 111,51 | | 0,383 | 2,25 | | 0,251 | 2585 | 44,35 | | 177 |
| | 133 | 8,00 | | 100,42 | 987,70 | 0,388 | 2,39 | 0,24 | 0,240 | | 39,94 | 29,22 | 175 |
| | 134 | 7,80 | 533,68 | 100,03 | 1.029,24 | 0,376 | 2,33 | 0,23 | 0,233 | 2206 | 39,79 | 30,45 | 195 |

Capítulo IV: Estudio semicontinuo con FORSU industrial

| TRS (d) | Tiempo | pH | mgNH ₃ -N/ L | mgCODc/ L d | mgSVc/ L d | L/L d | LCH ₄ / gCODc | LCH ₄ / gSVc | LCH ₄ / L d | mgCaCO ₃ / L | CODe (%) | SVe (%) | mgAch/ L |
|---------|--------|----|-------------------------|-------------|------------|-------|--------------------------|-------------------------|------------------------|-------------------------|----------|---------|----------|
| 135 | 7,90 | | | 139,82 | 1.259,68 | 0,364 | 1,63 | 0,18 | 0,227 | | 55,62 | 37,27 | |
| 136 | | | | 115,30 | 1.316,50 | 0,388 | 2,06 | 0,18 | 0,238 | | 45,86 | 38,95 | 201 |
| 137 | 8,00 | | | 116,96 | 864,42 | 0,403 | 1,90 | 0,26 | 0,222 | 2613 | 46,52 | 25,57 | |
| 138 | | | | 141,77 | 908,13 | 0,373 | 1,57 | 0,24 | 0,222 | | 56,39 | 26,87 | 253 |
| 139 | 8,10 | | 529,20 | 108,80 | 951,84 | 0,365 | 2,15 | 0,25 | 0,233 | | 43,28 | 28,16 | |
| 140 | | | | 90,76 | 999,29 | 0,373 | 2,62 | 0,24 | 0,238 | | 36,10 | 29,56 | 255 |
| 141 | 8,00 | | | 124,09 | | 0,388 | 1,98 | | 0,246 | 2391 | 49,36 | | |
| 142 | | | | 77,70 | | 0,405 | 3,10 | | 0,240 | | 30,91 | | |
| 143 | 8,00 | | | 104,06 | | 0,350 | 2,02 | | 0,210 | | 41,39 | | |
| 144 | | | 506,80 | 63,76 | | 0,380 | 3,26 | | 0,208 | 2751 | 25,36 | | 236 |
| 145 | 8,00 | | | 77,18 | 639,42 | 0,356 | 2,36 | 0,28 | 0,182 | | 30,70 | 18,92 | 273 |
| 146 | | | | 90,60 | 1.058,33 | 0,356 | 1,88 | 0,16 | 0,170 | | 36,04 | 31,31 | 263 |
| 147 | 8,00 | | | 67,09 | 528,16 | 0,348 | 2,62 | 0,33 | 0,176 | 2526 | 26,69 | 15,62 | |
| 148 | 7,90 | | | 84,77 | 843,22 | 0,376 | | | 0,013 | | 33,72 | 24,95 | 261 |
| 149 | | | 501,76 | 94,13 | 789,32 | 0,395 | | 0,10 | 0,077 | | 37,44 | 23,35 | 256 |
| 150 | 8,00 | | | 96,01 | | 0,388 | 1,61 | | 0,154 | 2417 | 38,19 | | |
| 151 | | | | 128,27 | 698,80 | 0,392 | 1,39 | 0,25 | 0,178 | | 51,02 | 20,67 | 202 |
| 152 | 8,10 | | | 87,00 | 523,17 | 0,386 | 2,20 | 0,37 | 0,192 | | 34,61 | 15,48 | |
| 153 | | | | 103,51 | 347,55 | 0,389 | 2,04 | 0,61 | 0,211 | 2859 | 41,17 | 10,28 | 156 |
| 154 | 8,00 | | 473,20 | 104,15 | 235,56 | 0,388 | 2,18 | 0,96 | 0,227 | | 41,43 | 6,97 | 161 |
| 155 | | | | 104,79 | | 0,388 | 2,14 | | 0,224 | | 41,68 | | |
| 156 | | | | 106,04 | | 0,380 | 2,21 | 0,56 | 0,234 | 2725 | 42,18 | | 115 |
| 157 | 7,90 | | | 107,29 | | 0,383 | 2,27 | | 0,243 | | 42,68 | | 123 |
| 158 | | | 464,80 | 112,27 | 969,83 | 0,388 | 2,35 | 0,27 | 0,264 | 2486 | 44,66 | 28,69 | |
| 159 | 8,00 | | | 119,74 | 809,62 | 0,380 | 2,04 | 0,30 | 0,244 | | 47,63 | 23,95 | 109 |
| 160 | 8,10 | | | 101,45 | 804,18 | 0,372 | 6,17 | 0,28 | 0,225 | | 37,25 | 21,96 | 103 |
| 161 | 7,90 | | | 105,93 | 1.032,76 | 0,364 | 5,91 | 0,21 | 0,215 | | 38,89 | 28,20 | 70 |
| 162 | 7,90 | | | 110,40 | 1.048,74 | 1,044 | 5,90 | 0,60 | 0,626 | 2245 | 40,53 | 28,64 | |
| 163 | 8,00 | | | 100,15 | 829,87 | 1,044 | 4,39 | 0,75 | 0,626 | | 36,77 | 22,66 | |
| 164 | 8,00 | | | 124,91 | | 1,036 | 2,64 | | 0,651 | 2314 | 45,86 | | 69 |
| 165 | | | | 131,88 | | 0,680 | 1,76 | | 0,440 | | 48,42 | | |
| 166 | 7,90 | | 554,96 | 138,86 | 906,91 | 0,530 | 1,04 | 0,36 | 0,330 | 2392 | 50,98 | 24,77 | |
| 167 | 8,00 | | | 109,11 | 650,57 | 0,451 | 2,47 | 0,36 | 0,232 | | 40,06 | 17,77 | 78 |
| 168 | 7,80 | | | 111,88 | | 0,328 | 2,89 | | 0,144 | | 41,08 | | 52 |
| 169 | 7,80 | | 502,88 | 112,48 | | 0,433 | 2,38 | | 0,270 | 2235 | 41,30 | | 26 |
| 170 | 8,10 | | | 102,23 | 818,10 | 0,538 | 2,80 | 0,40 | 0,324 | | 37,54 | 22,34 | 24 |
| 171 | 7,80 | | | 111,35 | 695,68 | 0,419 | 3,43 | 0,38 | 0,267 | 2363 | 40,88 | 19,00 | 22 |
| 172 | | | | 122,05 | 738,04 | 0,450 | 2,22 | 0,39 | 0,286 | | 44,82 | 20,15 | 22 |
| 173 | 7,90 | | | 132,76 | 780,40 | 0,594 | 0,68 | 0,49 | 0,382 | | 48,75 | 21,31 | 22 |
| 174 | 8,00 | | 558,88 | 116,28 | | 0,419 | 2,18 | | 0,271 | 2412 | 42,69 | | 23 |
| 175 | 7,90 | | | 111,88 | 804,24 | 0,140 | 3,22 | 0,11 | 0,091 | | 41,08 | 21,96 | 23 |
| 176 | | | | 111,41 | 744,25 | 0,398 | 2,31 | 0,34 | 0,253 | | 40,91 | 20,32 | |
| 177 | 8,10 | | | 110,94 | 684,25 | 0,594 | 1,42 | 0,53 | 0,361 | | 40,74 | 18,69 | |
| 178 | 7,80 | | 540,96 | 126,48 | 1.104,48 | 0,398 | 0,67 | 0,23 | 0,258 | 2333 | 46,44 | 30,16 | 22 |
| 179 | | | | 127,90 | 843,27 | 0,231 | 0,55 | 0,19 | 0,158 | | 46,96 | 23,03 | 21 |
| 180 | 7,80 | | | 129,32 | 582,06 | 0,140 | 0,53 | 0,15 | 0,085 | | 47,48 | 15,90 | 20 |
| 181 | 8,00 | | 553,28 | 105,40 | | 0,119 | 1,68 | | 0,071 | 2314 | 38,70 | | |
| 182 | 8,00 | | | 34,58 | 479,85 | 0,116 | | 0,14 | 0,068 | | 12,70 | 13,10 | |
| 183 | 8,30 | | | 105,35 | 546,04 | 0,258 | 2,34 | 0,32 | 0,177 | | 38,68 | 14,91 | 24 |
| 184 | 8,10 | | 557,20 | 73,46 | 600,23 | 0,419 | 1,94 | 0,44 | 0,265 | 2137 | 26,97 | 16,39 | 19 |
| 185 | 8,00 | | | 69,11 | 401,92 | 0,384 | 2,36 | 0,61 | 0,246 | | 25,38 | 10,98 | 14 |
| 186 | | | 563,36 | 92,61 | | 0,231 | 0,78 | | 0,143 | | 34,01 | | 10 |
| 187 | 8,00 | | | 116,12 | | 0,245 | 0,52 | | 0,163 | 1765 | 42,64 | | 5 |
| 188 | 8,10 | | | 79,77 | | 0,112 | 0,75 | | 0,072 | | 29,29 | | 13 |
| 189 | 7,90 | | 613,20 | 69,26 | 652,14 | 0,098 | 0,87 | 0,09 | 0,060 | | 25,43 | 17,81 | 21 |
| 190 | 7,80 | | | 59,11 | 811,29 | 0,101 | 0,77 | 0,07 | 0,060 | 1333 | 21,70 | 22,16 | |
| 191 | 8,20 | | 631,68 | 29,68 | | 0,105 | 1,15 | | 0,061 | | 10,90 | | |
| 192 | 8,20 | | | 17,34 | 1.228,66 | 0,077 | 1,93 | 0,04 | 0,046 | | 6,37 | 33,55 | 26 |
| 193 | | | 87,36 | 7,15 | 900,50 | 0,063 | 3,11 | 0,04 | 0,034 | 902 | 2,62 | 24,59 | |
| 194 | 8,10 | | | | 572,33 | 0,063 | | 0,06 | 0,033 | | | 15,63 | |
| 195 | 8,10 | | 90,72 | | 1.055,47 | 0,049 | | 0,02 | 0,022 | 520 | | 28,82 | 32 |

**CAPÍTULO V:
Pretratamientos
termoquímicos y biológicos
con FORSU industrial**

1. MATERIAL Y MÉTODOS

El objetivo que se persigue en este capítulo es acelerar la velocidad de hidrólisis y aumentar la biodegradabilidad anaerobia de la FORSU procedente de la planta de compostaje de “Las Calandrias” utilizando diferentes pretratamientos termoquímicos y biológicos. Por tanto, la finalidad es conseguir la rápida solubilización de la materia orgánica en el medio aumentando la velocidad global del proceso y evitando las sobrecargas y acidificaciones típicas de los reactores de FORSU.

1.1 Plan de trabajo

La hipótesis en la que se basa el trabajo que se desarrolla en el presente capítulo, es que la aplicación de pretratamientos físico-químicos y/o biológicos a la FORSU puede conseguir un aumento en la velocidad de hidrólisis y un aumento de su biodegradabilidad anaerobia, ya que, la degradación de un sustrato soluble particulado es el paso limitante en la degradación anaerobia (*Sawayama et al., 1999*). Se espera que estos tratamientos sean particularmente efectivos cuando la alimentación del proceso corresponda a FORSU procedente de una planta de tratamientos de basuras ya que, en este caso, el residuo no se encuentra triturado.

Por tanto, a partir del objetivo global planteado se establecen las siguientes etapas experimentales:

- 1.1 Llevar a cabo pretratamientos de tipo termoquímico empleando NaOH como agente alcalino, modificando T^a , presión, dosis de sosa y tipo de atmósfera (Inerte (N_2) u oxidante) según las condiciones experimentales recopiladas en bibliografía y comentadas en el Capítulo II de “*Antecedentes generales*”.
- 1.2 Determinar el efecto de estos pretratamientos en la solubilización de materia orgánica (medida en forma de COD), en los SVD, en la acidez total y, finalmente, en la DQO.
- 1.3 Medir el efecto sobre los mismos parámetros del epígrafe anterior cuando se ensayan pretratamientos de tipo biológico, empleando como inóculos lodo activo de EDAR convencional, compost maduro procedente de la planta de compostaje de

RSU “Las Calandrias” y, finalmente, cuando se emplea el hongo *Aspergillus Awamori* (variedad del *Aspergillus Niger*). En estos casos, la variable de operación es el porcentaje en volumen de inóculo empleado en cada experimento.

1.2 Pretratamientos termoquímicos

1.2.1 Diseño de experimentos

La planificación experimental se realizó de acuerdo a un diseño experimental del tipo 3ⁿ, siendo 3 el número de variables y “n” el número de niveles de cada una de ellas que se pretende ensayar. Las variables fueron T^a, presión y dosis de agente químico (NaOH) y los niveles de trabajo para cada una de ellas se recogen en la tabla V.1. Los valores de los niveles de cada variable se han establecido según las recomendaciones bibliográficas descritas en el Capítulo II de “*Antecedentes generales*”.

TABLA V.1. Diseño experimental factorial del tipo 3ⁿ

| Variable | Niveles |
|----------------------------|----------------|
| T^a (°C) | 120-150-180 |
| Presión (bar) | 1-5-10 |
| Dosis de NaOH (g/L) | 1-3-5 |

Como queda recogido en la tabla V.2, el diseño factorial establece 27 experimentos. El rendimiento del proceso en la solubilización se determinó a través de la medida del incremento en 4 parámetros directamente relacionados con la materia orgánica en el medio: acidez total, COD, DQO y SVD.

TABLA V.2. Ejemplo de diseño de experimentos para 180°C

| Ensayo | T^a (C) | Presión (bar) | Dosis (g/L) |
|---------------|--------------------------|----------------------|--------------------|
| 1 | 180 | 1 | 1 |
| 2 | 180 | 1 | 1 |
| 3 | 180 | 1 | 1 |
| 4 | 180 | 5 | 3 |
| 5 | 180 | 5 | 3 |
| 6 | 180 | 5 | 3 |
| 7 | 180 | 10 | 5 |
| 8 | 180 | 10 | 5 |
| 9 | 180 | 10 | 5 |

1.2.2 Equipo empleado

El reactor a presión empleado, marca Parr de 1 litro de volumen total, estaba dotado de dos controladores PID independientes, uno para temperatura y otro para presión, diseñados específicamente por Biometa Instruments para trabajar dentro de los rangos de operación seleccionados a partir de referencias bibliográficas. Los rangos de operación fueron, para temperatura entre 0-250°C, y, para presión, 1-200 bar. El sistema disponía de un compresor de 1,5 CV (marca Kevin modelo Line 24 Litros) encargado de accionar una válvula neumática (marca Samson modelo 3271) que, junto con el controlador, permitía regular la presión de operación. La termostatación se consiguió mediante una manta eléctrica (marca Parr, modelo 4913) controlada por el PID de temperatura (figura V.1).

Para la optimización del funcionamiento del controlador de temperatura se llevó a cabo un auto-tuning del mismo a las tres temperaturas de trabajo, determinándose para cada caso los parámetros de control (tabla V.3).

TABLA V.3. Parámetros de control de controlador PID de temperatura

| Parámetros de control | P | I | D |
|-----------------------|-----|-----|-------|
| 120 °C | 1,7 | 459 | 88,2 |
| 150 °C | 5,8 | 828 | 159,3 |
| 180 °C | 1,9 | 630 | 121,2 |



FIG. V.1. Reactor a presión para pretratamientos termoquímicos; Compresor para el accionamiento de la válvula neumática

1.2.3 Metodología

El cuerpo del reactor fue llenado al 60% con FORSU industrial, diluida hasta 30% en ST con agua, procedente de un Trommel de 30 mm. La solución de NaOH empleada fue de concentración 10M y los volúmenes de agente alcalino dosificados en cada experimento, teniendo en cuenta que 1 equivalente de NaOH = 40 gramos de NaOH, se recogen en la tabla V.4. La duración de cada pretratamiento fue de 30 minutos.

TABLA V.4. Volúmenes de Sosa empleados en función de la dosis de agente alcalino

| Dosis (g/L) | mL de NaOH 10M |
|-------------|----------------|
| 5 | 7,5 |
| 3 | 4,5 |
| 1 | 1,5 |

1.3 Pretratamientos biológicos

1.3.1 Diseño de experimentos

Se ensayaron tres tipos de agentes biológicos como son el compost maduro, el hongo *Aspergillus Awamori* y los lodos activos de EDAR, probando cuatro concentraciones de inóculo, expresadas en tanto por ciento en volumen, para cada uno de ellos: 2,5% (v/v), 5% (v/v), 7,5% (v/v) y 10% (v/v). El tiempo de contacto se eligió de acuerdo a lo indicado en la mayoría de las referencias bibliográficas consultadas y fue de 24 horas. Los ensayos se realizaron a temperatura ambiente y a presión atmosférica.

1.3.2 Equipos empleados

Se empleó una batería de cuatro reactores discontinuos sin agitación (figura V.2), con un volumen útil cada uno de ellos de 1 litro. Los reactores, construidos en acero inoxidable, disponen en su tapa de una espita de salida para la evacuación del CO₂ que pudiera generarse durante la hidrólisis.



FIG. V.2. Batería de reactores para ensayos biológicos

1.3.3 Metodología

1.3.3.1 Metodología Compost maduro

Los cuatro reactores fueron cargados al 60% con FORSU industrial, diluida hasta el 30% en ST con agua, procedente de un trommel del 30 mm. El compost maduro, con una densidad de 0,582 g/ mL procedía de una pila de RSU-Lodo con una composición porcentual aproximada del 85-15 en base húmeda. Su caracterización, en base seca, se detalla en la tabla V.5.

TABLA V.5. Composición y caracterización fisico-química de la pila de compost en base seca

| FORSU (kg) | LODOS (kg) | pH | NH ₄ ⁺ (mg/g) | μ _e (mS/ cm) | M.O. (%) | C (%) | NO ₃ ⁻ (mg/g) | N _{TOTAL} (%) | COD (mg/g) | P ₂ O ₅ (mg/g) | C/N |
|---------------|---------------|------|--|-------------------------------|-------------|----------|--|---------------------------|---------------|---|------|
| 10.889 | 993 | 7,27 | 0,008 | 4,92 | 25,24 | 14,63 | >0,14 | 0,74 | 21,41 | 0,26 | 19,7 |

Los volúmenes de inóculo para cada porcentaje de inoculación, en cada uno de los agentes biológicos probados, se recogen en la tabla V.6.

TABLA V.6. Volumen y cantidad de agente biológico en función del porcentaje de inoculación

| Inóculo (%v/v) | Volumen (mL) | Peso (g) |
|----------------|--------------|----------|
| 2,5 | 15 | 8,73 |
| 5 | 30 | 17,46 |
| 7,5 | 45 | 26,19 |
| 10 | 60 | 34,92 |

1.3.3.2 Metodología seguida con el hongo *Aspergillus Awamori*

1.3.3.2.1 Preparación del inóculo

Las esporas del hongo *Aspergillus Awamori*, almacenadas a 4°C, fueron suministradas por el grupo de investigación de Fermentaciones Industriales, perteneciente al Departamento de Ingeniería Química, Tecnología de Alimentos y Tecnologías del Medio Ambiente de la Universidad de Cádiz. El medio de cultivo para su crecimiento, consistió en una mezcla Agar-Harina de trigo al 5-2% respectivamente. Las condiciones de crecimiento fueron aerobias, 30°C y 5 días de incubación.

1.3.3.2.1.1 Procedimiento

Primeramente se generó un stock del hongo a partir de la muestra suministrada. Para ello, se emplearon 4 tubos de Pyrex en los que fueron adicionados 10 mL del medio de cultivo descrito anteriormente, procediéndose finalmente a la siembra de cada uno de ellos. Transcurrido el periodo de incubación, se procedió a la obtención del inóculo a partir de uno de los tubos colonizados.

El procedimiento consistió, en primer lugar, en adicionar en el vial 5 mL de una disolución de Tween 80 al 0,01%, raspándose levemente a continuación, con un asa de cultivo estéril, la superficie del hongo para provocar su desprendimiento. Finalmente, 0,5 mL de la solución de esporas resultante, fue distribuida uniformemente sobre la superficie del medio de cultivo contenido en dos erlenmeyers de 500 mL, procediéndose nuevamente a su incubación.



FIG. V.3. a) Siembra de los tubos para la obtención del stock. b) Erlenmeyers de 500 mL tras el periodo de incubación. c) Disolución de esporas empleada como inóculo

Por último, para obtener la disolución de esporas que se emplearía como inóculo, se adicionaron en cada erlenmeyer, 100 mL de disolución de Tween 80 al 0,01%. El desprendimiento de las esporas se llevo a cabo por agitación leve de cada erlenmeyer ayudado con varias bolas de vidrio que fueron introducidas anteriormente (figura V.3).

En la última etapa, se procedió a determinar el número de esporas contenidas en el inóculo mediante observación y recuento a través de microscopía óptica, la cual fue realizada en una cámara de conteo, compuesta por dos áreas de conteo idénticas, constituidas por 25 cuadrículas formadas a su vez por 16 cuadrículas pequeñas cada una (ver figura V.4 y V.5). Los resultados obtenidos, que muestran la concentración de esporas por mL en el inóculo, se recogen en la tabla V.7.

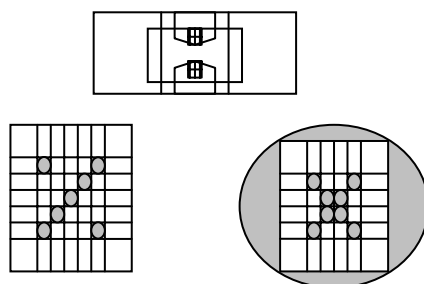


FIG. V.4. Cámara de recuento de microorganismos. Detalle del área de conteo y de una cuadrícula.

TABLA V.7. Nº de esporas por mL de inóculo

| FOV | Conteo 1 | Conteo 2 |
|----------------------------|----------|----------|
| 1 | 95 | 62 |
| 2 | 84 | 75 |
| 3 | 89 | 71 |
| 4 | 110 | 99 |
| 5 | 141 | 72 |
| 6 | 94 | 68 |
| 7 | 93 | 66 |
| Media | 100,86 | 73,29 |
| Media/ Cuadrícula | 0,90 | 0,65 |
| Esporas/ mL | 9,01E+05 | 6,54E+05 |
| Media | 7,77E+05 | |
| Desviación estándar | 1,74E+05 | |

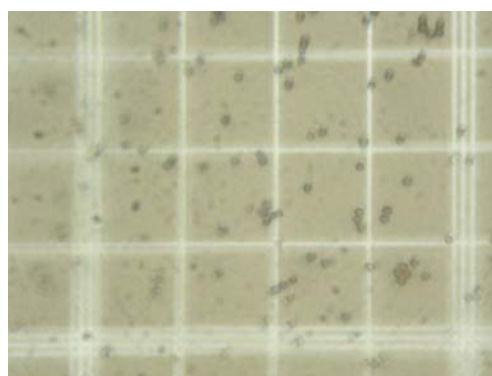


FIG. V.5. Foto de microscopía óptica de *Aspergillus Awamori*

1.3.3.3 Cuantificación de los microorganismos totales y viables en muestras de lodo activo

Para la cuantificación de los microorganismos totales en muestras de lodo activo se ha empleado la microscopía de epifluorescencia mediante tinción con el fluorocromo DAPI. El protocolo seguido corresponde al empleado por Solera (2001) acorde con el descrito por Kepner et al. (1994) y basado en los Métodos Normalizados (APHA; AWWA; WPCF, 1990). Con esta técnica se cuentan tanto los microorganismos vivos como los muertos, por lo que para determinar cuales son viables, el método utilizado fue el desarrollado por Griebe et al. (1995) y se basa en la detección por microscopía de epifluorescencia del depósito de formazán que se forma al reducirse el sustrato original (CTC) a CTC-formazán por la actividad respiratoria de las células. El diagrama secuencial de ambas técnicas se presenta al final del presente epígrafe (ver figura V.9).

Los reactivos utilizados, tanto la sal de tetrazolium (cloruro de 5-ciano, 2-3- ditolil tetrazolium, CTC) como el fluorocromo que se combina con el ADN celular, concretamente el dicloruro de 4,6-diamidino-2-fenilindol (DAPI), fueron suministrados por la casa comercial Polyscience Inc.

La toma de muestra se realizó en frascos estériles de las cubas de lodos activos de la EDAR de Puerto Real. Seguidamente un mililitro de esta muestra se incubó con 1,2 mg de CTC y 1 mL de Tampón fosfato durante un intervalo de tiempo de dos horas, a temperatura ambiente y en oscuridad. Al cabo de este tiempo, la reacción se interrumpió mediante la adición de 1 mL de glutaraldehído al 5%, por lo que se parte de un volumen final de 3 mL, lo que supone una dilución de la muestra 1:3.

Tras la interrupción de la reacción y antes de realizar las diluciones necesarias, debido a la forma de crecimiento que poseen las bacterias en los lodos activos, la muestra se introdujo en un baño de ultrasonidos (ULTRASON Selecta) durante un intervalo de tiempo de 5 minutos, con el fin de destruir los flóculos bacterianos existentes en la muestra y realizar el recuento de una manera eficaz y fiable. Adicionalmente se añaden 20 µL de Tween 80 a la primera dilución con el mismo fin.

Posteriormente, las muestras se diluyen en tampón fosfato KH_2PO_4 (pH=7,2) esterilizado a 120°C durante 20 minutos y filtrado por 0,2 µm (conservado a 4°C) hasta

obtener un número medio de células por campo entre 10 y 50. La dilución adecuada para su conteo se introdujo de nuevo en el baño de ultrasonidos durante 2 minutos. A continuación se añade 1 mL de la solución de DAPI (10 $\mu\text{g}/\text{mL}$), preparada en tampón fosfato estéril y filtrada por un filtro Millipore GTTP de tamaño medio de poro de 0,2 μm , a 10 mL de la muestra diluida, dejándose actuar durante 20 minutos a temperatura ambiente y en oscuridad.

La muestra diluida se filtra a través de un filtro de membrana de policarbonato Millipore GTBP, con un tamaño de poro de 0,2 μm y 25 mm de diámetro. El procedimiento de filtración se realiza exclusivamente al vacío, empleando un equipo portafiltro de vidrio Pyrex de la casa Millipore, que se conecta a una trompa de vacío o a una bomba de vacío Millipore adecuada (ver figura V.6).



FIG. V.6. Equipo de filtración conectado a una bomba de vacío Millipore

Una vez finalizada la tinción y la filtración de la muestra, el filtro de membrana se coloca en un portaobjeto de vidrio, bien pulido y desengrasado con alcohol. El filtro se deposita sobre una pequeña gota de aceite de inmersión de baja fluorescencia. Se pone otra gota sobre la superficie de la membrana y se coloca el cubreobjeto, eliminando el exceso de aceite con una ligera presión sobre el vidrio. Con ello se consigue, también, la alineación de la membrana.

Para la observación y recuento al microscopio se ha utilizado un equipo Nikon Labophot-2A/2 que incorpora una cámara fotográfica digital Nikon modelo Coolpix 4.500 que ha permitido la obtención de microfotografías de las observaciones efectuadas. Una imagen del equipo y un ejemplo de una microfotografía obtenida se muestra en la figura V.7.

Para la utilización de la técnica de epifluorescencia, el microscopio cuenta con un epiluminador con una lámpara de mercurio de 100W, que permite la observación de las muestras mediante la selección adecuada del conjunto filtro de excitación-espejo dicroico-filtro de barrera.

Las tinciones con DAPI se han observado empleando un bloque de filtro Nikon UV-1A cuyo filtro de excitación proporciona un intervalo de longitud de onda de excitación de 365 nm y un filtro de barrera con longitud de onda de 400 nm y el espejo dicroico de 455 nm. En el caso de las tinciones con CTC el filtro empleado fue Nikon DM455 que presenta un filtro de excitación de longitud de onda entre 400-480 nm combinado con un filtro barrera con una longitud de onda de 490 nm y un espejo dicroico de 510 nm.

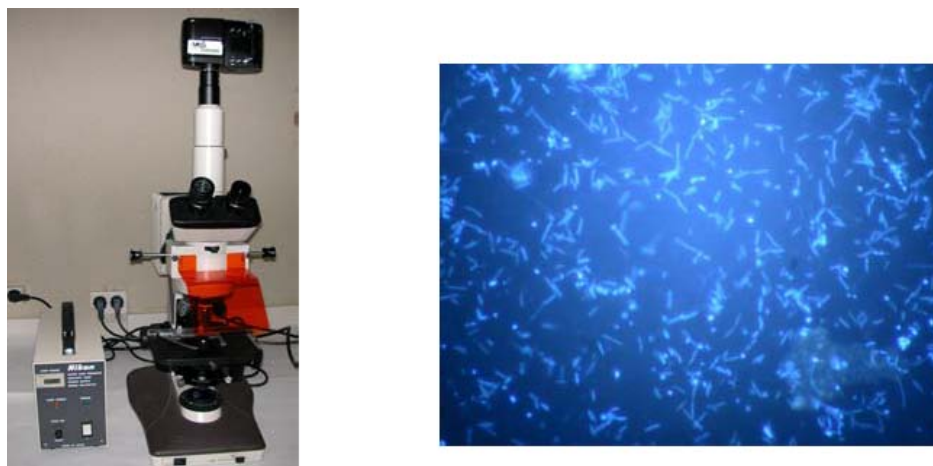


FIG. V.7. a) Microscopio de epifluorescencia. b) Microfotografía

El recuento se realiza a mil aumentos, observándose entre cinco y diez campos por filtro con un mínimo de dos preparaciones por muestra o veinte campos por filtro en una única preparación. En el conteo de las bacterias se ha utilizado un ocular micrométrico que presenta un área de campo de visión de 0,01 mm². La cuantificación del número de microorganismos totales y/o viables por mililitro de muestra original se ha calculado mediante la siguiente ecuación:

$$N = \frac{(S \cdot n)}{(c \cdot V)} \cdot D$$

donde:

- **N** = número de microorganismos por mililitro
- **S** = superficie real de filtración: 3,1416 cm^2
- **n** = número medio de microorganismos por campo
- **c** = superficie real del campo de microscopio: 0,01 mm^2 , objetivo 100x
- **V** = volumen de muestra filtrado (10 mL con DAPI)
- **D** = dilución de la muestra

Los resultados obtenidos en la cuantificación de los microorganismos totales y viables del lodo activo empleado en el ensayo del pretratamiento biológico se muestran en la tabla V.8.

TABLA V.8. Cuantificación de microorganismos mediante DAPI y CTC

| Muestra | Microorganismo/ mL | % Vivas | % Muertas |
|------------|--------------------|---------|-----------|
| CTC LODO1 | 1,43E+0,9 | 60,26 | 39,74 |
| DAPI LODO1 | 2,38E+0,9 | | |
| CTC LODO2 | 1,23E+0,9 | 68,32 | 31,68 |
| DAPI LODO2 | 1,81E+0,9 | | |

En la figura V.8 se representan las microfotografías de las células teñidas con DAPI y con CTC.

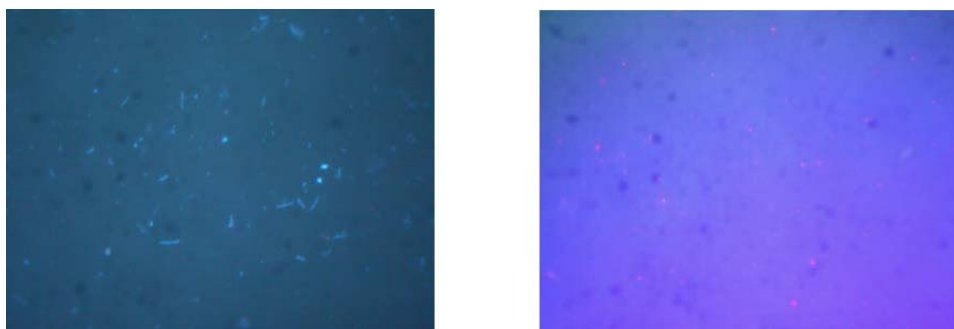


FIG. V.8. a) Células teñidas con DAPI b) Células teñidas con CTC

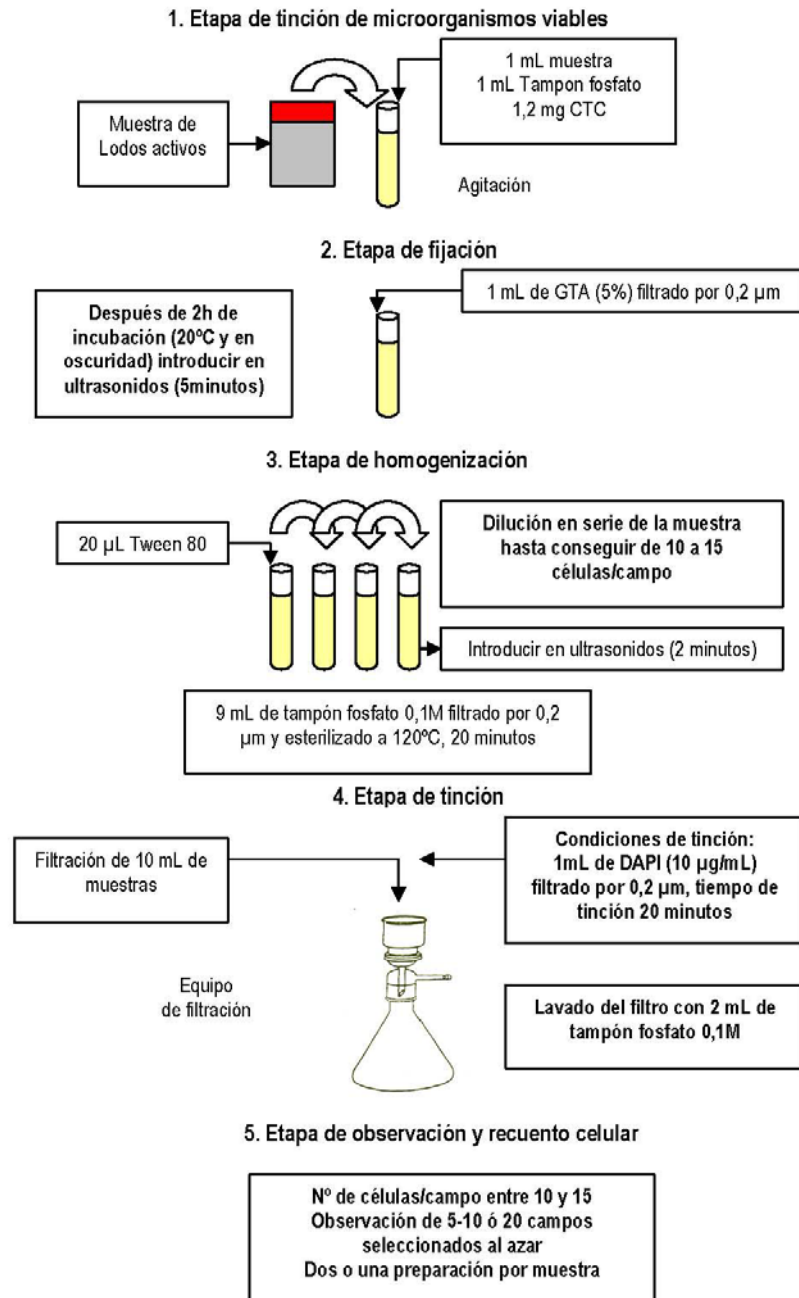


FIG. V.9. Diagrama secuencial representativo del protocolo de la técnica de tinción con DAPI

2. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

2.1 Pretratamientos termoquímicos

En las tablas V.9, V.10 y V.11 se detallan los incrementos de COD, SVD, Acidez total y DQO resultantes de las diferentes tandas correspondientes a las temperaturas ensayadas (120, 150 y 180°C), tanto en atmósfera inerte (N₂) como en atmósfera oxidante (Aire Sintético).

2.1.1 Atmósfera inerte

TABLA V.9. Resultados obtenidos a 120°C

| T° (°C) / P (bar) / NaOH (g/L) | ΔCOD (%) | ΔSVD (%) | ΔAcidez (%) | ΔDQO (%) |
|--------------------------------|----------|----------|-------------|----------|
| 120/10/1 | 51,07 | 3,94 | 34,52 | 51,45 |
| 120/10/3 | 89,51 | 6,67 | 54,98 | 188,61 |
| 120/10/5 | 87,21 | 5,85 | 44,58 | 156,73 |
| 120/5/1 | 79,46 | 80,82 | 57,61 | 90,00 |
| 120/5/3 | 143,30 | 253,19 | 149,72 | 169,92 |
| 120/5/5 | 89,48 | 140,00 | 145,22 | 112,88 |
| 120/1/1 | 24,55 | 23,81 | 15,12 | 24,76 |
| 120/1/3 | 29,44 | 88,91 | 29,15 | 45,05 |
| 120/1/5 | 25,41 | 31,97 | 19,41 | 44,39 |

TABLA V.10. Resultados obtenidos a 150°C

| T° (°C) / P (bar) / NaOH (g/L) | ΔCOD (%) | ΔSVD (%) | ΔAcidez (%) | ΔDQO (%) |
|--------------------------------|----------|----------|-------------|----------|
| 150/10/1 | 37,45 | 12,14 | 18,59 | 36,44 |
| 150/10/3 | 58,90 | 41,89 | 36,51 | 68,12 |
| 150/10/5 | 50,38 | 37,14 | 28,25 | 55,97 |
| 150/5/1 | 100,02 | 92,86 | 32,54 | 94,26 |
| 150/5/3 | 153,13 | 547,97 | 118,41 | 264,95 |
| 150/5/5 | 100,66 | 246,90 | 109,54 | 105,91 |
| 150/1/1 | 46,36 | 13,23 | 1,91 | 50,76 |
| 150/1/3 | 52,61 | 2,35 | 10,50 | 41,32 |
| 150/1/5 | 48,89 | 26,09 | 20,28 | 32,35 |

TABLA V.11. Resultados obtenidos a 180°C

| T^a (°C) / P (bar) / NaOH (g/L) | Δ COD (%) | Δ SVD (%) | Δ Acidez (%) | Δ DQO (%) |
|-----------------------------------|------------------|------------------|---------------------|------------------|
| 180/10/1 | 111,54 | 89,63 | 88,59 | 94,42 |
| 180/10/3 | 143,34 | 117,30 | 113,92 | 139,66 |
| 180/10/5 | 125,83 | 106,77 | 90,80 | 94,63 |
| 180/5/1 | 109,59 | 184,83 | 68,97 | 116,37 |
| 180/5/3 | 224,49 | 361,78 | 183,16 | 245,75 |
| 180/5/5 | 166,41 | 242,03 | 80,41 | 124,51 |
| 180/1/1 | 66,32 | 100,05 | 32,45 | 58,20 |
| 180/1/3 | 158,13 | 167,23 | 67,60 | 133,53 |
| 180/1/5 | 120,61 | 139,22 | 49,57 | 118,59 |

Como se puede observar en cada una de las tablas anteriores, correspondientes a las tandas de ensayos a temperatura constante, los mejores resultados, medidos como incrementos en los diferentes parámetros, son obtenidos cuando las condiciones de ensayo se corresponden con presiones y concentraciones de agente químico intermedias, 5 bar y 3 g /L de NaOH. Dentro de cada tanda, puede observarse que, presiones por encima de 5 bar provocan una reducción en la solubilización de componentes orgánicos al medio líquido, lo cual puede estar ligado al efecto de compresión sobre el residuo que es intrínseco al aumento de la presión de trabajo. La dosis de agente químico presenta un comportamiento análogo, obteniéndose el mayor rendimiento de solubilización cuando la dosis NaOH es la intermedia de 3 g/L.

Comparando las tandas de ensayo entre sí (figura V.10), puede observarse como la eficacia del pretratamiento es tanto mejor cuando mayor es la temperatura de trabajo. De este modo, si las condiciones de operación son 120°C, 5 bar de presión y 3 g/L de NaOH, y la temperatura se incrementa siguiendo la secuencia 150-180°C, se produce una mejora en el rendimiento del pretratamiento, medido en términos de COD, del 6,5 y 36% respectivamente. Este hecho está ligado fundamentalmente a que la capacidad hidrolítica del NaOH se ve tanto más potenciada cuanto mayor es la temperatura del trabajo. Sin embargo, algunos autores han observado una reducción en el efecto sinérgico entre NaOH y T^a por encima de 180°C.

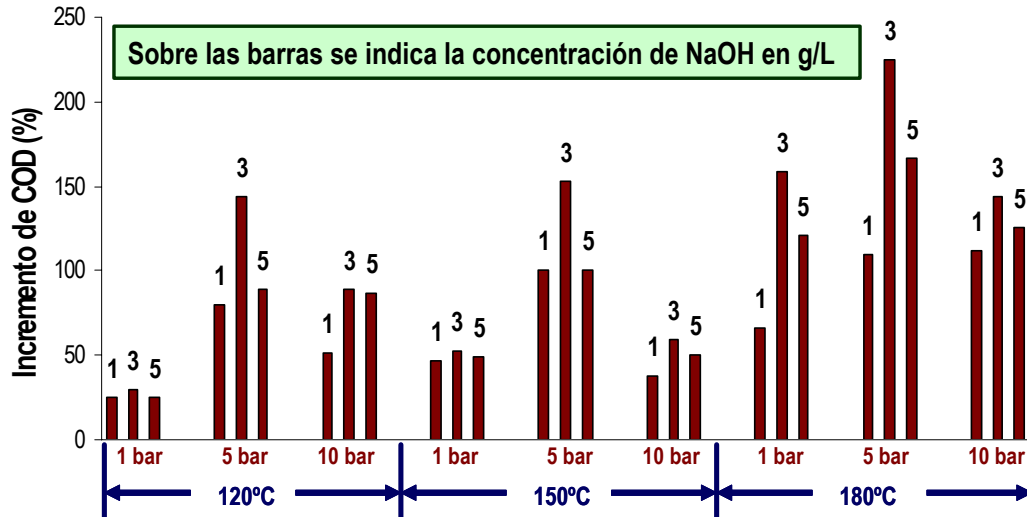


FIG. V.10. Efecto de las diferentes condiciones del pretratamiento sobre la solubilización del COD

Por tanto, puede concluirse que las mejores condiciones para llevar a cabo el pretratamiento termoquímico de la FORSU real con NaOH son: temperatura elevada (180°C), dosis de NaOH intermedia (3 g/L) y presiones intermedias (3 bar).

2.1.2 Atmósfera oxidante

A partir de las conclusiones establecidas en el epígrafe anterior, y con el objeto de estudiar la influencia del tipo de atmósfera en el rendimiento de solubilización, se optó por reproducir las condiciones de operación seleccionadas en los ensayos de atmósfera inerte, en atmósfera oxidante. Los resultados se recogen en la tabla V.12.

TABLA V.12. Resultados obtenidos a 180°C

| T^a (°C) / P (bar) / NaOH (g/L) | Δ COD (%) | Δ SVD (%) | Δ Acidez (%) | Δ DQO (%) |
|-----------------------------------|------------------|------------------|---------------------|------------------|
| 180/5/1 | 37,45 | 19,69 | 21,47 | 82,85 |
| 180/5/3 | 58,90 | 80,98 | 35,37 | 141,90 |
| 180/5/5 | 50,38 | 55,98 | 31,57 | 114,90 |

2.1.3 Comparativa de rendimientos

Si se comparan los resultados obtenidos cuando se trabaja con ambos tipos de atmósferas en las mismas condiciones de operación (figura V.11), se observa en general, un descenso en el rendimiento del pretratamiento. Este hecho puede estar asociado a que, debido a la presión de trabajo, parte del O₂ presente en la atmósfera se solubiliza en la fase líquida oxidando una fracción de la materia orgánica liberada al medio. Así, para las condiciones 180/5/3, el rendimiento, medido en términos de COD, SVD, Acidez y DQO, decrece aproximadamente un 74%, 78%, 81% y 42 % respectivamente.

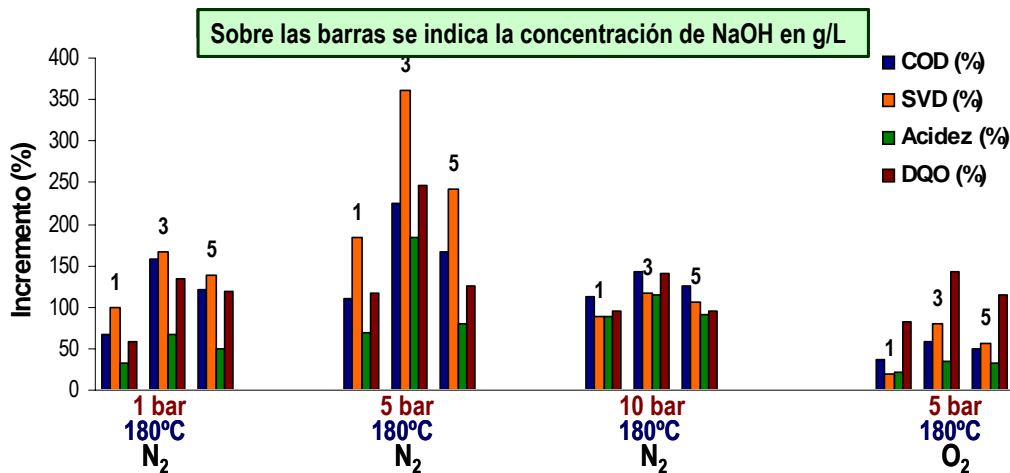


FIG. V.11. Comparativa de rendimientos del pretratamiento termoquímico en atmósfera inerte y oxidante

2.2 Pretratamientos biológicos

Los resultados en las baterías de ensayos correspondientes a los tres tipos de agentes biológicos empleados en el pretratamiento se recogen a continuación.

2.2.1 Batería 1. Compost maduro

A continuación, en la tabla V.13 se detalla el rendimiento de solubilización, medido en términos de COD, SVD, Acidez y DQO, en función del porcentaje de inoculación.

Como puede observarse en la tabla V.13, el rendimiento del pretratamiento disminuye al incrementarse el porcentaje de inoculación. Este hecho puede estar ligado a que, al aumentar el porcentaje de inóculo, se incrementa la concentración de microorganismos activos y, por tanto, aumenta la cantidad de materia orgánica que se consume en síntesis celular. Así, la cantidad de materia orgánica en disolución que resulta del pretratamiento disminuye para porcentajes de inoculación superiores al 2,5%.

TABLA V.13. Incrementos de COD, SVD, Acidez total y DQO en función del % de inóculo

| | 2,5% v/v | 5% v/v | 7,5% v/v | 10% v/v |
|---------------------|----------|--------|----------|---------|
| Δ COD (%) | 11,62 | 5,73 | 3,99 | 2,87 |
| Δ SVD (%) | 41,67 | 26,67 | 23,26 | 19,41 |
| Δ Acidez (%) | 22,43 | 19,58 | 7,43 | 0,91 |
| Δ DQO (%) | 50,81 | 25,42 | 22,64 | 14,15 |

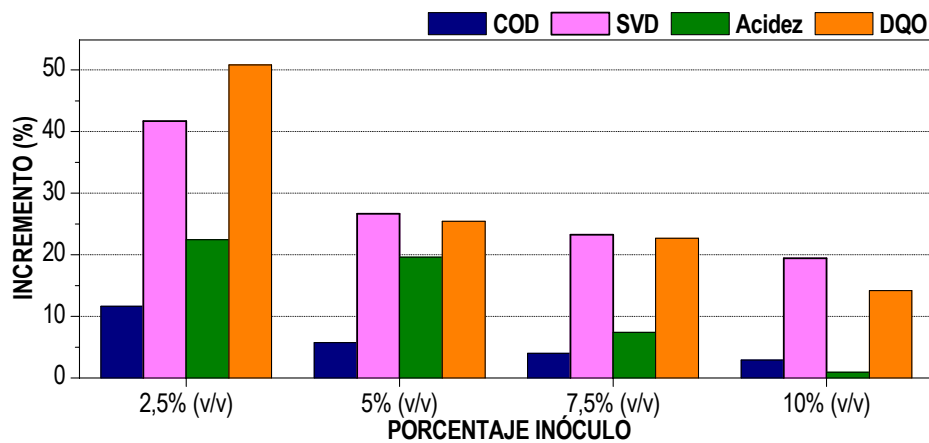


FIG. V.11. Resultados obtenidos al pretratar la FORSU con compost maduro



FIG. V.12. a) Pila de compost maduro RSU – lodo (85-15). b) Compost maduro refinado y FORSU 30 mm antes del pretratamiento c) FORSU 30 mm después del pretratamiento

2.2.2 Batería 2. *Aspergillus awamori*

Los resultados obtenidos se recogen en la tabla V.14.

TABLA V.14. Incrementos de COD, SVD, Acidez total y DQO en función del % de inóculo

| | 2,5% v/v | 5% v/v | 7,5% v/v | 10% v/v |
|---------------------|----------|--------|----------|---------|
| Δ COD (%) | 18,75 | 15,34 | 11,08 | 4,92 |
| Δ SVD (%) | 15,95 | 12,58 | 8,23 | 3,35 |
| Δ Acidez (%) | 17,20 | 12,82 | 12,05 | 10,94 |
| Δ DQO (%) | 27,08 | 21,64 | 16,24 | 6,51 |

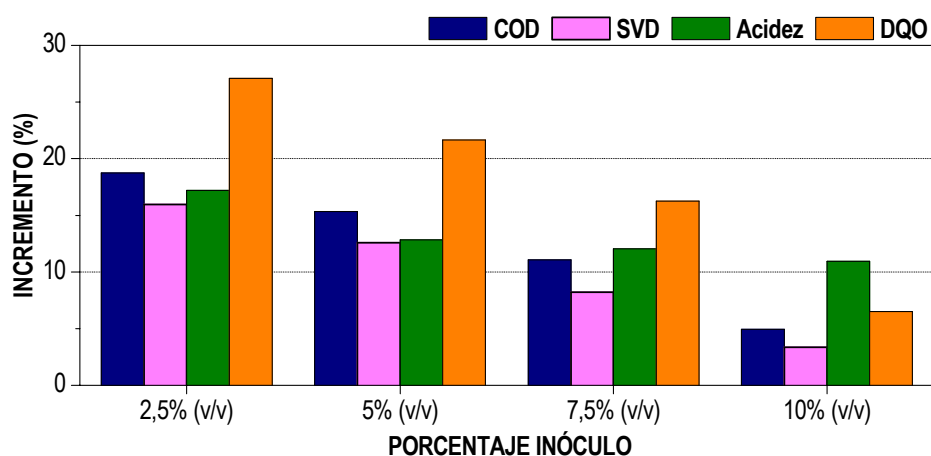


FIG. V.13. Resultados obtenidos al pretratar con *A. Awamori*

En este caso, al igual que ocurría con el compost maduro, se observa como al incrementar el porcentaje de inóculo disminuye el rendimiento de solubilización de componentes orgánicos a medio líquido, medido en términos de COD, SVD, acidez y DQO.

2.2.3 Batería 3. Lodo activo de EDAR convencional

Los resultados obtenidos en la tercera tanda de ensayos se recogen en la tabla V.15.

TABLA V.15. Incrementos de COD, SVD, Acidez total y DQO en función del % de inóculo

| | 2,5% v/v | 5% v/v | 7,5% v/v | 10% v/v |
|---------------------|----------|--------|----------|---------|
| Δ COD (%) | 17,62 | 14,00 | 2,51 | 1,07 |
| Δ SVD (%) | 14,17 | 10,93 | 4,85 | 2,85 |
| Δ Acidez (%) | 18,45 | 14,56 | 8,68 | 7,40 |
| Δ DQO (%) | 10,51 | 10,31 | 6,39 | 5,83 |

Como ocurría en las baterías de ensayos 1 y 2, los incrementos que se consiguen de COD, SVD, acidez y DQO en medio líquido, disminuyen al incrementar el porcentaje de inóculo.

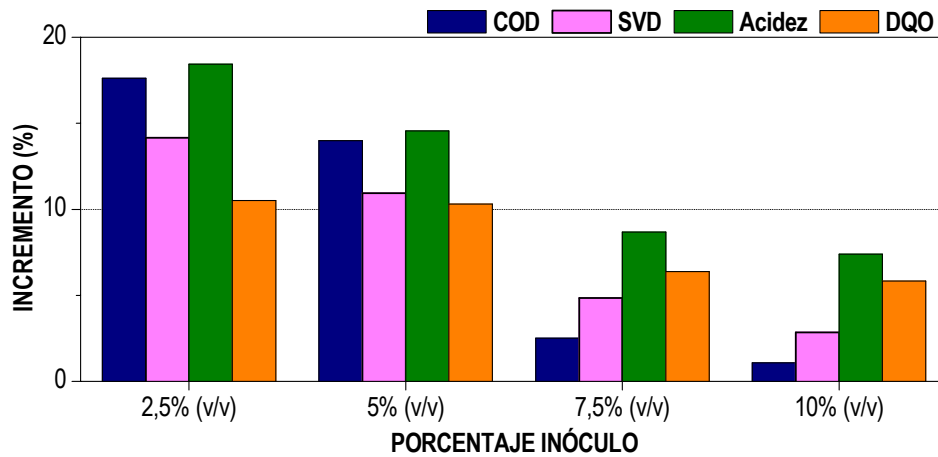


FIG. V.14. Resultados obtenidos al pretratar con Lodos

2.2.4 Comparativa de rendimientos

A continuación, en la figura V.15, se presenta una comparativa de los rendimientos de solubilización de cada uno de los agentes biológicos utilizados cuando se emplean en los diferentes porcentajes de inoculación.

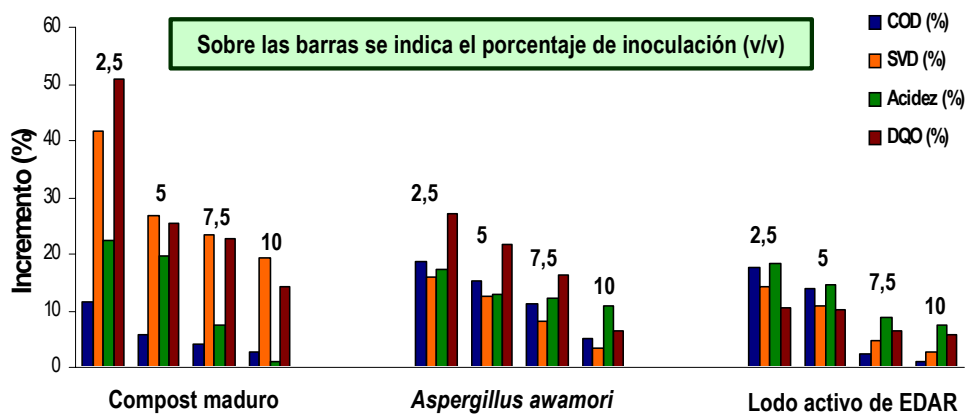


FIG. V15. Comparativa de rendimientos, para los diferentes agentes biológicos, en función del porcentaje de inoculación

En general, puede observarse que el compost maduro es el agente biológico que mayor solubilización de materia orgánica consigue, medida en términos de DQO y SVD, en todos los porcentajes de inoculación probados. Igualmente, consigue el mayor incremento de acidez en el medio excepto para los porcentajes de inoculación del 7,5% y 10%, en los que destaca el hongo *Aspergillus*.

En términos de COD, el hongo es el agente biológico que ofrece mejores resultados, seguido del lodo activo y por último el compost maduro.

2.3 Análisis estadístico de los resultados

En la presente memoria se ha utilizado el programa estadístico informático SPSS 15.0 para el tratamiento estadístico de los resultados experimentales. En primer lugar se ha aplicado el Test de Tukey. Este test estudia si el conjunto de datos presenta una distribución normal o no. Así que, si el valor de significancia (*Sig.*) es mayor que 0,05, éste sigue una distribución normal.

Posteriormente, para conocer si el conjunto de series de datos presenta diferencia significativa estadística se realiza un **análisis de la varianza (ANOVA)**. Este análisis requiere que el conjunto de datos siga una distribución normal. Por este motivo, previamente, se realizan los Test de Tukey. Así mismo, tras realizar el análisis de la varianza, si el valor de significancia es inferior a 0,05, indica que existe diferencia significativa entre los datos. Las tablas de resultados obtenidas del análisis estadístico quedan recogidas en el "*Anexo estadístico*" del presente capítulo.

2.3.1 Pretratamiento termoquímico

A partir del análisis estadístico de los resultados obtenidos en la solubilización de la materia orgánica mediante este tipo de pretratamientos, pueden extractarse las conclusiones que se presentan a continuación.

Como puede observarse en la tabla V.16, cuando se fija la temperatura de trabajo, el factor más decisivo en el rendimiento de solubilización de la materia orgánica es la

presión, ya que la dosis de NaOH no afecta de forma significativa en cualquiera de los casos.

TABLA V.16. Grado de influencia de los factores **presión** y **dosis** sobre cada una de las variables fijando la temperatura

| | 120 °C | | 150 °C | | 180 °C | |
|-----------------|---------|-------|---------|-------|---------|-------|
| | Presión | Dosis | Presión | Dosis | Presión | Dosis |
| Δ COD | 1 | 0 | 1 | 0 | 0 | 0 |
| Δ SVD | 1 | 0 | 0 | 0 | 1 | 0 |
| Δ ACIDEZ | 1 | 0 | 1 | 0 | 0 | 0 |
| Δ DQO | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

1: La presión afecta de forma significativa ; 0 : La presión **no** afecta de forma significativa

Por otro lado, a partir de los resultados recogidos en la tabla V.17, puede concluirse que:

- 1) Cuando se fija la presión de trabajo, el factor temperatura influye de forma significativa, cuando el rendimiento de solubilización de materia orgánica se expresa en términos de COD, SVD y acidez total, a presión baja (1 bar) y alta (10 bar).
- 2) Cuando se fija la dosis de agente alcalino, el factor temperatura influye significativamente, cuando el rendimiento de solubilización de materia orgánica se expresa en términos de COD, a dosis alta (5 g/L).

TABLA V.17. Grado de influencia del factor **temperatura** sobre cada una de las variables fijando la presión o la dosis de NaOH

| | Presión | Dosis | Presión | Dosis | Presión | Dosis |
|-----------------|---------|---------|---------|---------|----------|---------|
| | (1 bar) | (1 g/L) | (5 bar) | (3 g/L) | (10 bar) | (5 g/L) |
| Δ COD | 1 | 0 | 0 | 0 | 1 | 1 |
| Δ SVD | 1 | 0 | 0 | 0 | 1 | 0 |
| Δ ACIDEZ | 1 | 0 | 0 | 0 | 1 | 0 |
| Δ DQO | 1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 |

1: La temperatura afecta de forma significativa ; 0 : La temperatura **no** afecta de forma significativa

2.3.2 Pretratamientos biológicos

El estudio estadístico realizado con los resultados obtenidos en los pretratamientos biológicos ha sido análogo al llevado a cabo con los resultados experimentales de los pretratamientos termoquímicos.

Los resultados obtenidos del análisis estadístico, detallado en el “Anexo estadístico” del presente capítulo, permite establecer las conclusiones que se detallan a continuación.

TABLA V.18. Grado de influencia de los factores **tipo de inóculo** y **porcentaje de inóculo** sobre las variables respuesta

| | Tipo de inóculo | Porcentaje de inóculo |
|-----------------|-----------------|-----------------------|
| Δ COD | 0 | 1 |
| Δ SVD | 1 | 0 |
| Δ ACIDEZ | 0 | 1 |
| Δ DQO | 0 | 0 |

1: El factor afecta de forma significativa ; 0 : El factor **no** afecta de forma significativa

Como puede observarse en la tabla V.18, el tipo de inóculo solo afecta significativamente desde el punto de vista estadístico al incremento de materia orgánica que se consigue con el pretratamiento cuando ésta se expresa en términos de SVD.

En este caso, el porcentaje de inoculación influye significativamente en los incrementos de materia orgánica a medio líquido cuando estos se expresan en términos de COD y acidez total.

CONCLUSIONES

Pretratamientos termoquímicos

1. Si la temperatura de trabajo se mantiene constante los mejores resultados, medidos como incrementos en COD, SVD, acidez total y DQO, se observan cuando:
 - 1.1. La presión de operación es intermedia dentro del rango seleccionado, es decir, de 5 bar. Presiones mayores provocan una reducción en la solubilización de componentes orgánicos al medio líquido, lo cual puede estar ligado al efecto de compresión sobre el residuo intrínseco al aumento de la presión de trabajo.
 - 1.2. La dosis de agente químico intermedia presenta un comportamiento análogo, y los mejores resultados se obtienen para la dosis de 3 g/L.
2. Cuando la temperatura de trabajo se modifica, puede observarse como la eficacia del pretratamiento es tanto mejor cuando mayor es la temperatura de trabajo, encontrándose los mejores resultados, por tanto, para 180°C. Este hecho puede estar ligado fundamentalmente a que la capacidad hidrolítica del NaOH se ve tanto más potenciada cuanto mayor es la temperatura del trabajo. Sin embargo, algunos autores han observado una reducción del efecto sinérgico entre NaOH y T^a por encima de 180°C.
4. Por tanto, puede concluirse que las mejores condiciones para llevar a cabo el pretratamiento termoquímico de la FORSU real con NaOH son: temperatura elevada (180°C), dosis de NaOH intermedia (3 g/L) y presiones intermedias (3 bar).
5. Desde el punto de vista estadístico pueden establecerse las siguientes conclusiones:
 - 5.1 Independientemente de la temperatura, el factor presión influye significativamente en los incrementos de COD, SVD y acidez total. Por el contrario, el factor dosis de NaOH no influye significativamente en el rendimiento del pretratamiento.

5.3 Cuando se fija la presión, el factor temperatura influye de forma significativa, cuando el rendimiento de solubilización de materia orgánica se expresa en términos de COD, SVD y acidez total, a presión baja (1 bar) y alta (10 bar). Cuando se fija la dosis de agente alcalino, el factor temperatura solo influye significativamente, cuando el rendimiento de solubilización de materia orgánica se expresa en términos de COD, a dosis alta (5 g/L).

5.4 En base a todo lo anterior y desde el punto de vista estadístico podría concluirse que, en la eficacia el pretratamiento termoquímico, la presión y la temperatura han resultado ser los factores más decisivos.

Pretratamientos biológicos

1. Independientemente del agente biológico considerado, el incremento de materia orgánica solubilizada, medida en términos de COD, SVD, acidez total y DQO, guarda una relación inversa con el porcentaje de inoculación, es decir, disminuye a medida que éste se incrementa.
2. Considerando los distintos parámetros que cuantifican la materia orgánica puede concluirse que el compost maduro es el agente biológico que consigue mejores resultados.
3. Desde el punto de vista estadístico, se ha podido concluir que en el rendimiento de solubilización de materia orgánica, medida en términos de SVD, el factor tipo de agente biológico influye significativamente. El factor porcentaje de inoculación influye significativamente en los incrementos de materia orgánica al medio líquido cuando estos se expresan en términos de COD y acidez total.
4. Por ello, puede concluirse que los mejores resultados se han obtenido trabajando con un porcentaje de inoculación del 2,5% en volumen, resultando el compost maduro el agente biológico más eficiente para la solubilización de componentes orgánicos al medio líquido. A continuación, se situaría el hongo *Aspergillus awamori* y, por último, el lodo activo de EDAR.

ANEXO ESTADÍSTICO

Pretratamientos termoquímicos

En este apartado se realiza en primer lugar, para cada temperatura de trabajo, un análisis estadístico de los resultados obtenidos de las variables respuestas para determinar el nivel de influencia de los factores presión y dosis de NaOH sobre éstas. En el presente trabajo las variables respuestas se corresponderían con los incrementos de solubilización de la materia orgánica medidos como ΔCOD , ΔSVD , ΔAGV y ΔDQO .

TABLA V.19. Diseño de estudio estadístico *fijando el factor temperatura*

| FACTOR FIJO | FACTORES DE INFLUENCIA SOBRE VARIABLES RESPUESTA | TABLAS RESULTANTES DEL ANÁLISIS | |
|--|--|---------------------------------|-------|
| | | Test Tukey | ANOVA |
| T ₁ (Temperatura baja, 120 °C) | Presión (1 – 5 – 10 bar) | V.22 | V.25 |
| | Dosis (1 – 3 – 5 g/ L) | V.28 | V.31 |
| T ₂ (Temperatura media, 150 °C) | Presión (1 – 5 – 10 bar) | V.23 | V.26 |
| | Dosis (1 – 3 – 5 g/ L) | V.29 | V.32 |
| T ₃ (Temperatura alta, 180 °C) | Presión (1 – 5 – 10 bar) | V.24 | V.27 |
| | Dosis (1 – 3 – 5 g/ L) | V.30 | V.33 |

En segundo lugar se realiza, para cada presión de trabajo y dosis de NaOH empleadas, un estudio estadístico de cómo influye el factor temperatura sobre las variables respuesta.

TABLA V.20. Diseño de estudio estadístico para estudiar la *influencia del factor temperatura*

| FACTORES DE INFLUENCIA SOBRE VARIABLES RESPUESTA | | TABLAS RESULTANTES DEL ANÁLISIS | |
|--|------------------------|---------------------------------|-------|
| | | Test Tukey | ANOVA |
| Presión | Baja (1 bar) | V.34 | V.37 |
| | Media (5 bar) | V.35 | V.38 |
| | Alta (10 bar) | V.36 | V.39 |
| Dosis de NaOH | Baja (1 g/ L de NaOH) | V.40 | V.43 |
| | Media (3 g/ L de NaOH) | V.41 | V.44 |
| | Alta (5 g/ L de NaOH) | V.42 | V.45 |

Como se ha comentado con anterioridad en el epígrafe “2.3 Análisis estadístico de los resultados”, primeramente se realizó un análisis múltiple de las medias de los resultados obtenidos mediante el Test de Tukey para analizar si los datos siguen una distribución normal o no y, posteriormente, se realizó un análisis de la varianza (ANOVA).

Pretratamientos biológicos

Análogamente al epígrafe anterior, en este apartado se realiza, para cada variable respuesta (COD, SVD, AGV y DQO), un análisis estadístico para determinar el nivel de influencia de los factores tipo de inóculo y porcentaje de inoculación sobre cada uno de los parámetros anteriores.

TABLA V.21. Diseño de estudio estadístico

| FACTORES DE INFLUENCIA SOBRE VARIABLES RESPUESTA | TABLAS RESULTANTES DEL ANÁLISIS | |
|--|---------------------------------|-------|
| | Test Tukey | ANOVA |
| Tipo de inóculo (Compost, hongo, lodo) | V.46 | V.47 |
| Porcentaje de inóculo (2,5 – 5 - 7,5 - 10) | V.48 | V.49 |

ANEXO DE TABLAS ESTADÍSTICAS

TABLA V.22. Resultados del Test de Tukey para la temperatura de 120°C. $Y_1=\Delta\text{COD}$; $Y_2=\Delta\text{SVD}$; $Y_3=\Delta\text{AGV}$; $Y_4=\Delta\text{DQO}$. Efecto de la presión

y1^b

Tukey HSD^a

| Presión | N | Subset for alpha = .05 | |
|---------|---|------------------------|----------|
| | | 1 | 2 |
| Baja | 3 | 26,4667 | |
| Alta | 3 | 75,9300 | 75,9300 |
| Media | 3 | | 104,0800 |
| Sig. | | ,092 | ,368 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed

- a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.
b. Temperatura = Baja

y2^b

Tukey HSD^a

| Presión | N | Subset for alpha = .05 | |
|---------|---|------------------------|----------|
| | | 1 | 2 |
| Alta | 3 | 5,4867 | |
| Baja | 3 | 48,2300 | 48,2300 |
| Media | 3 | | 158,0033 |
| Sig. | | ,626 | ,107 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

- a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.
b. Temperatura = Baja

y3^b

Tukey HSD^a

| Presión | N | Subset for alpha = .05 | |
|---------|---|------------------------|----------|
| | | 1 | 2 |
| Baja | 3 | 21,2267 | |
| Alta | 3 | 44,6933 | 44,6933 |
| Media | 3 | | 117,5167 |
| Sig. | | ,642 | ,062 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed

- a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.
b. Temperatura = Baja

y4^b

Tukey HSD^a

| Presión | N | Subset for alpha = .05 |
|---------|---|------------------------|
| | | 1 |
| Baja | 3 | 38,066667 |
| Media | 3 | 124,2667 |
| Alta | 3 | 132,2633 |
| Sig. | | ,117 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

- a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.
b. Temperatura = Baja

TABLA V.23. Resultados del Test de Tukey para la temperatura de 150°C. $Y_1=\Delta COD$; $Y_2=\Delta SVD$; $Y_3=\Delta AGV$; $Y_4=\Delta DQO$. Efecto de la presión

y_1^b

Tukey HSD^a

| Presión | N | Subset for alpha = .05 | |
|---------|---|------------------------|----------|
| | | 1 | 2 |
| Alta | 3 | 48,9100 | |
| Baja | 3 | 49,2867 | |
| Media | 3 | | 117,9367 |
| Sig. | | 1,000 | 1,000 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

- a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.
- b. Temperatura = Media

y_2^b

Tukey HSD^a

| Presión | N | Subset for alpha = .05 |
|---------|---|------------------------|
| | | 1 |
| Baja | 3 | 13,8900 |
| Alta | 3 | 30,3900 |
| Media | 3 | 295,9100 |
| Sig. | | ,093 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

- a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.
- b. Temperatura = Media

y_3^b

Tukey HSD^a

| Presión | N | Subset for alpha = .05 | |
|---------|---|------------------------|---------|
| | | 1 | 2 |
| Baja | 3 | 10,8967 | |
| Alta | 3 | 27,7833 | 27,7833 |
| Media | 3 | | 86,8300 |
| Sig. | | ,755 | ,095 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

- a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.
- b. Temperatura = Media

y_4^b

Tukey HSD^a

| Presión | N | Subset for alpha = .05 |
|---------|---|------------------------|
| | | 1 |
| Baja | 3 | 41,476667 |
| Alta | 3 | 53,510000 |
| Media | 3 | 155,0400 |
| Sig. | | ,105 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

- a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.
- b. Temperatura = Media

TABLA V.24. Resultados del Test de Tukey para la temperatura de 180°C. $Y_1=\Delta\text{COD}$; $Y_2=\Delta\text{SVD}$; $Y_3=\Delta\text{AGV}$; $Y_4=\Delta\text{DQO}$. Efecto de la presión

y1^b

Tukey HSD^a

| Presión | N | Subset for alpha = .05 | |
|---------|---|------------------------|----------|
| | | 1 | 2 |
| Alta | 3 | 48,9100 | |
| Baja | 3 | 49,2867 | |
| Media | 3 | | 117,9367 |
| Sig. | | 1,000 | 1,000 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

- a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.
- b. Temperatura = Media

y2^b

Tukey HSD^a

| Presión | N | Subset for alpha = .05 |
|---------|---|------------------------|
| | | 1 |
| Baja | 3 | 13,8900 |
| Alta | 3 | 30,3900 |
| Media | 3 | 295,9100 |
| Sig. | | ,093 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

- a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.
- b. Temperatura = Media

y3^b

Tukey HSD^a

| Presión | N | Subset for alpha = .05 | |
|---------|---|------------------------|---------|
| | | 1 | 2 |
| Baja | 3 | 10,8967 | |
| Alta | 3 | 27,7833 | 27,7833 |
| Media | 3 | | 86,8300 |
| Sig. | | ,755 | ,095 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

- a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.
- b. Temperatura = Media

y4^b

Tukey HSD^a

| Presión | N | Subset for alpha = .05 |
|---------|---|------------------------|
| | | 1 |
| Baja | 3 | 41,476667 |
| Alta | 3 | 53,510000 |
| Media | 3 | 155,0400 |
| Sig. | | ,105 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

- a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.
- b. Temperatura = Media

TABLA V.25. ANOVA resultante para la temperatura de 120°C. $Y_1=\Delta\text{COD}$; $Y_2=\Delta\text{SVD}$; $Y_3=\Delta\text{AGV}$; $Y_4=\Delta\text{DQO}$. Efecto de la presión

ANOVA^a

| | | Sum of Squares | df | Mean Square | F | Sig. |
|----|----------------|----------------|----|-------------|-------|------|
| y1 | Between Groups | 9262,873 | 2 | 4631,437 | 8,419 | ,018 |
| | Within Groups | 3300,818 | 6 | 550,136 | | |
| | Total | 12563,691 | 8 | | | |
| y2 | Between Groups | 37138,511 | 2 | 18569,255 | 6,238 | ,034 |
| | Within Groups | 17861,399 | 6 | 2976,900 | | |
| | Total | 54999,910 | 8 | | | |
| y3 | Between Groups | 15125,686 | 2 | 7562,843 | 7,952 | ,021 |
| | Within Groups | 5706,034 | 6 | 951,006 | | |
| | Total | 20831,720 | 8 | | | |
| y4 | Between Groups | 16367,399 | 2 | 8183,699 | 3,518 | ,098 |
| | Within Groups | 13958,266 | 6 | 2326,378 | | |
| | Total | 30325,664 | 8 | | | |

TABLA V.26. ANOVA resultante para la temperatura de 150°C. $Y_1=\Delta\text{COD}$; $Y_2=\Delta\text{SVD}$; $Y_3=\Delta\text{AGV}$; $Y_4=\Delta\text{DQO}$. Efecto de la presión

ANOVA^a

| | | Sum of Squares | df | Mean Square | F | Sig. |
|----|----------------|----------------|----|-------------|--------|------|
| y1 | Between Groups | 9477,645 | 2 | 4738,823 | 13,468 | ,006 |
| | Within Groups | 2111,121 | 6 | 351,853 | | |
| | Total | 11588,766 | 8 | | | |
| y2 | Between Groups | 150308,4 | 2 | 75154,200 | 4,177 | ,073 |
| | Within Groups | 107958,8 | 6 | 17993,141 | | |
| | Total | 258267,2 | 8 | | | |
| y3 | Between Groups | 9537,539 | 2 | 4768,770 | 5,973 | ,037 |
| | Within Groups | 4790,299 | 6 | 798,383 | | |
| | Total | 14327,838 | 8 | | | |
| y4 | Between Groups | 23349,773 | 2 | 11674,886 | 3,712 | ,089 |
| | Within Groups | 18868,563 | 6 | 3144,760 | | |
| | Total | 42218,336 | 8 | | | |

TABLA V.27. ANOVA resultante para la temperatura de 180°C. $Y_1=\Delta\text{COD}$; $Y_2=\Delta\text{SVD}$; $Y_3=\Delta\text{AGV}$; $Y_4=\Delta\text{DQO}$. Efecto de la presión

ANOVA^a

| | | Sum of Squares | df | Mean Square | F | Sig. |
|----|----------------|----------------|----|-------------|-------|------|
| y1 | Between Groups | 4419,628 | 2 | 2209,814 | 1,166 | ,373 |
| | Within Groups | 11370,028 | 6 | 1895,005 | | |
| | Total | 15789,656 | 8 | | | |
| y2 | Between Groups | 42245,647 | 2 | 21122,824 | 6,679 | ,030 |
| | Within Groups | 18975,165 | 6 | 3162,528 | | |
| | Total | 61220,812 | 8 | | | |
| y3 | Between Groups | 6182,837 | 2 | 3091,419 | 2,079 | ,206 |
| | Within Groups | 8920,839 | 6 | 1486,807 | | |
| | Total | 15103,676 | 8 | | | |
| y4 | Between Groups | 6262,459 | 2 | 3131,230 | 1,249 | ,352 |
| | Within Groups | 15041,250 | 6 | 2506,875 | | |
| | Total | 21303,709 | 8 | | | |

TABLA V.28. Resultados del Test de Tukey para la temperatura de 120 °C. $Y_1=\Delta COD$; $Y_2=\Delta SVD$; $Y_3=\Delta AGV$; $Y_4=\Delta DQO$. Efecto de la dosis de NaOH

y1^b

Tukey HSD^a

| Dosis | N | Subset for alpha = .05 |
|-------|---|------------------------------|
| | | 1 |
| Baja | 3 | 51,6933 |
| Alta | 3 | 67,3667 |
| Media | 3 | 87,4167 |
| Sig. | | ,582 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.

b. Temperatura = Baja

y2^b

Tukey HSD^a

| Dosis | N | Subset for alpha = .05 |
|-------|---|------------------------------|
| | | 1 |
| Baja | 3 | 36,1900 |
| Alta | 3 | 59,2733 |
| Media | 3 | 116,2567 |
| Sig. | | ,530 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.

b. Temperatura = Baja

y3^b

Tukey HSD^a

| Dosis | N | Subset for alpha = .05 |
|-------|---|------------------------------|
| | | 1 |
| Baja | 3 | 35,7500 |
| Alta | 3 | 69,7367 |
| Media | 3 | 77,9500 |
| Sig. | | ,633 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.

b. Temperatura = Baja

y4^b

Tukey HSD^a

| Dosis | N | Subset for alpha = .05 |
|-------|---|------------------------------|
| | | 1 |
| Baja | 3 | 55,403333 |
| Alta | 3 | 104,6667 |
| Media | 3 | 134,5267 |
| Sig. | | ,298 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.

b. Temperatura = Baja

TABLA V.29. Resultados del Test de Tukey para la temperatura de 150 °C. $Y_1=\Delta\text{COD}$; $Y_2=\Delta\text{SVD}$; $Y_3=\Delta\text{AGV}$; $Y_4=\Delta\text{DQO}$. Efecto de la dosis de NaOH

y1^b

Tukey HSD^a

| Dosis | N | Subset for alpha = .05 |
|-------|---|------------------------------|
| | | 1 |
| Baja | 3 | 61,2767 |
| Alta | 3 | 66,6433 |
| Media | 3 | 88,2133 |
| Sig. | | ,720 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

- a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.
- b. Temperatura = Media

y2^b

Tukey HSD^a

| Dosis | N | Subset for alpha = .05 |
|-------|---|------------------------------|
| | | 1 |
| Baja | 3 | 39,4100 |
| Alta | 3 | 103,3767 |
| Media | 3 | 197,4033 |
| Sig. | | ,598 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

- a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.
- b. Temperatura = Media

y3^b

Tukey HSD^a

| Dosis | N | Subset for alpha = .05 |
|-------|---|------------------------------|
| | | 1 |
| Baja | 3 | 17,6800 |
| Alta | 3 | 52,6900 |
| Media | 3 | 55,1400 |
| Sig. | | ,582 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

- a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.
- b. Temperatura = Media

y4^b

Tukey HSD^a

| Dosis | N | Subset for alpha = .05 |
|-------|---|------------------------------|
| | | 1 |
| Baja | 3 | 60,486667 |
| Alta | 3 | 64,743333 |
| Media | 3 | 124,7967 |
| Sig. | | ,582 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

- a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.
- b. Temperatura = Media

TABLA V.30. Resultados del Test de Tukey para la temperatura de 180 °C. $Y_1=\Delta COD$; $Y_2=\Delta SVD$; $Y_3=\Delta AGV$; $Y_4=\Delta DQO$. Efecto de la dosis de NaOH

y_1^b

Tukey HSD^a

| Dosis | N | Subset for alpha = .05 |
|-------|---|------------------------------|
| | | 1 |
| Baja | 3 | 95,8167 |
| Alta | 3 | 137,6167 |
| Media | 3 | 175,3200 |
| Sig. | | ,054 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

- a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.
- b. Temperatura = Alta

y_2^b

Tukey HSD^a

| Dosis | N | Subset for alpha = .05 |
|-------|---|------------------------------|
| | | 1 |
| Baja | 3 | 124,8367 |
| Alta | 3 | 162,6733 |
| Media | 3 | 215,4367 |
| Sig. | | ,480 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

- a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.
- b. Temperatura = Alta

y_3^b

Tukey HSD^a

| Dosis | N | Subset for alpha = .05 |
|-------|---|------------------------------|
| | | 1 |
| Baja | 3 | 63,3367 |
| Alta | 3 | 73,5933 |
| Media | 3 | 121,5600 |
| Sig. | | ,245 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

- a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.
- b. Temperatura = Alta

y_4^b

Tukey HSD^a

| Dosis | N | Subset for alpha = .05 |
|-------|---|------------------------------|
| | | 1 |
| Baja | 3 | 89,663333 |
| Alta | 3 | 112,5767 |
| Media | 3 | 172,9800 |
| Sig. | | ,105 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

- a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.
- b. Temperatura = Alta

TABLA V.31. ANOVA resultante para la temperatura de 120°C. $Y_1=\Delta\text{COD}$; $Y_2=\Delta\text{SVD}$; $Y_3=\Delta\text{AGV}$; $Y_4=\Delta\text{DQO}$. Efecto de la dosis de NaOH

ANOVA^a

| | | Sum of Squares | df | Mean Square | F | Sig. |
|----|----------------|----------------|----|-------------|-------|------|
| y1 | Between Groups | 1923,812 | 2 | 961,906 | ,542 | ,607 |
| | Within Groups | 10639,879 | 6 | 1773,313 | | |
| | Total | 12563,691 | 8 | | | |
| y2 | Between Groups | 10190,612 | 2 | 5095,306 | ,682 | ,541 |
| | Within Groups | 44809,299 | 6 | 7468,216 | | |
| | Total | 54999,910 | 8 | | | |
| y3 | Between Groups | 3003,392 | 2 | 1501,696 | ,505 | ,627 |
| | Within Groups | 17828,328 | 6 | 2971,388 | | |
| | Total | 20831,720 | 8 | | | |
| y4 | Between Groups | 9578,997 | 2 | 4789,499 | 1,385 | ,320 |
| | Within Groups | 20746,667 | 6 | 3457,778 | | |
| | Total | 30325,664 | 8 | | | |

TABLA V.32. ANOVA resultante para la temperatura de 150°C. $Y_1=\Delta\text{COD}$; $Y_2=\Delta\text{SVD}$; $Y_3=\Delta\text{AGV}$; $Y_4=\Delta\text{DQO}$. Efecto de la dosis de NaOH

ANOVA^a

| | | Sum of Squares | df | Mean Square | F | Sig. |
|----|----------------|----------------|----|-------------|------|------|
| y1 | Between Groups | 1219,650 | 2 | 609,825 | ,353 | ,716 |
| | Within Groups | 10369,116 | 6 | 1728,186 | | |
| | Total | 11588,766 | 8 | | | |
| y2 | Between Groups | 37894,642 | 2 | 18947,321 | ,516 | ,621 |
| | Within Groups | 220372,6 | 6 | 36728,768 | | |
| | Total | 258267,2 | 8 | | | |
| y3 | Between Groups | 2634,954 | 2 | 1317,477 | ,676 | ,544 |
| | Within Groups | 11692,884 | 6 | 1948,814 | | |
| | Total | 14327,838 | 8 | | | |
| y4 | Between Groups | 7760,298 | 2 | 3880,149 | ,676 | ,544 |
| | Within Groups | 34458,037 | 6 | 5743,006 | | |
| | Total | 42218,336 | 8 | | | |

TABLA V.33. ANOVA resultante para la temperatura de 180°C. $Y_1=\Delta\text{COD}$; $Y_2=\Delta\text{SVD}$; $Y_3=\Delta\text{AGV}$; $Y_4=\Delta\text{DQO}$. Efecto de la dosis de NaOH

ANOVA^a

| | | Sum of Squares | df | Mean Square | F | Sig. |
|----|----------------|----------------|----|-------------|-------|------|
| y1 | Between Groups | 9489,561 | 2 | 4744,781 | 4,519 | ,064 |
| | Within Groups | 6300,095 | 6 | 1050,016 | | |
| | Total | 15789,656 | 8 | | | |
| y2 | Between Groups | 12423,943 | 2 | 6211,971 | ,764 | ,506 |
| | Within Groups | 48796,870 | 6 | 8132,812 | | |
| | Total | 61220,812 | 8 | | | |
| y3 | Between Groups | 5795,957 | 2 | 2897,978 | 1,868 | ,234 |
| | Within Groups | 9307,720 | 6 | 1551,287 | | |
| | Total | 15103,676 | 8 | | | |
| y4 | Between Groups | 11115,250 | 2 | 5557,625 | 3,273 | ,109 |
| | Within Groups | 10188,459 | 6 | 1698,076 | | |
| | Total | 21303,709 | 8 | | | |

TABLA V.34. Resultados del Test de Tukey para la presión de 1 bar. $Y_1=\Delta\text{COD}$; $Y_2=\Delta\text{SVD}$; $Y_3=\Delta\text{AGV}$; $Y_4=\Delta\text{DQO}$. Efecto de la temperatura

y1^b

Tukey HSD^a

| Temperatura | N | Subset for alpha = .05 | |
|-------------|---|------------------------|----------|
| | | 1 | 2 |
| Baja | 3 | 26,4667 | |
| Media | 3 | 49,2867 | 49,2867 |
| Alta | 3 | | 115,0200 |
| Sig. | | ,579 | ,054 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.

b. Presión = Baja

y2^b

Tukey HSD^a

| Temperatura | N | Subset for alpha = .05 | |
|-------------|---|------------------------|----------|
| | | 1 | 2 |
| Media | 3 | 13,8900 | |
| Baja | 3 | 48,2300 | |
| Alta | 3 | | 135,5000 |
| Sig. | | ,378 | 1,000 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.

b. Presión = Baja

y3^b

Tukey HSD^a

| Temperatura | N | Subset for alpha = .05 | |
|-------------|---|------------------------|---------|
| | | 1 | 2 |
| Media | 3 | 10,8967 | |
| Baja | 3 | 21,2267 | 21,2267 |
| Alta | 3 | | 49,8733 |
| Sig. | | ,582 | ,063 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.

b. Presión = Baja

y4^b

Tukey HSD^a

| Temperatura | N | Subset for alpha = .05 | |
|-------------|---|------------------------|----------|
| | | 1 | 2 |
| Baja | 3 | 38,066667 | |
| Media | 3 | 41,476667 | |
| Alta | 3 | | 103,4400 |
| Sig. | | ,984 | 1,000 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.

b. Presión = Baja

TABLA V.35. Resultados del Test de Tukey para la presión de 5 bar. $Y_1=\Delta COD$; $Y_2=\Delta SVD$; $Y_3=\Delta AGV$; $Y_4=\Delta DQO$. Efecto de la temperatura

y1^b

Tukey HSD^a

| Temperatura | N | Subset for alpha = .05 |
|-------------|---|------------------------------|
| | | 1 |
| Baja | 3 | 104,0800 |
| Media | 3 | 117,9367 |
| Alta | 3 | 166,8300 |
| Sig. | | ,245 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

- a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.
- b. Presión = Media

y2^b

Tukey HSD^a

| Temperatura | N | Subset for alpha = .05 |
|-------------|---|------------------------------|
| | | 1 |
| Baja | 3 | 158,0033 |
| Alta | 3 | 262,8800 |
| Media | 3 | 295,9100 |
| Sig. | | ,543 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

- a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.
- b. Presión = Media

y3^b

Tukey HSD^a

| Temperatura | N | Subset for alpha = .05 |
|-------------|---|------------------------------|
| | | 1 |
| Media | 3 | 86,8300 |
| Alta | 3 | 110,8467 |
| Baja | 3 | 117,5167 |
| Sig. | | ,777 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

- a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.
- b. Presión = Media

y4^b

Tukey HSD^a

| Temperatura | N | Subset for alpha = .05 |
|-------------|---|------------------------------|
| | | 1 |
| Baja | 3 | 124,2667 |
| Media | 3 | 155,0400 |
| Alta | 3 | 162,2100 |
| Sig. | | ,807 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

- a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.
- b. Presión = Media

TABLA V.36. Resultados del Test de Tukey para la presión de 10 bar. $Y_1=\Delta\text{COD}$; $Y_2=\Delta\text{SVD}$; $Y_3=\Delta\text{AGV}$; $Y_4=\Delta\text{DQO}$. Efecto de la temperatura

y1^b

Tukey HSD^a

| Temperatura | N | Subset for alpha = .05 | |
|-------------|---|------------------------|----------|
| | | 1 | 2 |
| Media | 3 | 48,9100 | |
| Baja | 3 | 75,9300 | |
| Alta | 3 | | 126,9033 |
| Sig. | | ,197 | 1,000 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.
b. Presión = Alta

y2^b

Tukey HSD^a

| Temperatura | N | Subset for alpha = .05 | |
|-------------|---|------------------------|----------|
| | | 1 | 2 |
| Baja | 3 | 5,4867 | |
| Media | 3 | 30,3900 | |
| Alta | 3 | | 104,5667 |
| Sig. | | ,104 | 1,000 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.
b. Presión = Alta

y3^b

Tukey HSD^a

| Temperatura | N | Subset for alpha = .05 | |
|-------------|---|------------------------|---------|
| | | 1 | 2 |
| Media | 3 | 27,7833 | |
| Baja | 3 | 44,6933 | |
| Alta | 3 | | 97,7700 |
| Sig. | | ,237 | 1,000 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.
b. Presión = Alta

y4^b

Tukey HSD^a

| Temperatura | N | Subset for alpha = .05 |
|-------------|---|------------------------|
| | | 1 |
| Media | 3 | 53,510000 |
| Alta | 3 | 109,5700 |
| Baja | 3 | 132,2633 |
| Sig. | | ,161 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.
b. Presión = Alta

TABLA V.37. ANOVA resultante para la presión de 1 bar. $Y_1=\Delta\text{COD}$; $Y_2=\Delta\text{SVD}$; $Y_3=\Delta\text{AGV}$; $Y_4=\Delta\text{DQO}$.
Efecto de la temperatura

ANOVA^a

| | | Sum of Squares | df | Mean Square | F | Sig. |
|----|----------------|----------------|----|-------------|--------|------|
| y1 | Between Groups | 12683,316 | 2 | 6341,658 | 8,860 | ,016 |
| | Within Groups | 4294,808 | 6 | 715,801 | | |
| | Total | 16978,125 | 8 | | | |
| y2 | Between Groups | 23584,281 | 2 | 11792,140 | 13,940 | ,006 |
| | Within Groups | 5075,367 | 6 | 845,895 | | |
| | Total | 28659,648 | 8 | | | |
| y3 | Between Groups | 2446,521 | 2 | 1223,260 | 8,245 | ,019 |
| | Within Groups | 890,235 | 6 | 148,372 | | |
| | Total | 3336,756 | 8 | | | |
| y4 | Between Groups | 8124,755 | 2 | 4062,378 | 6,739 | ,029 |
| | Within Groups | 3616,908 | 6 | 602,818 | | |
| | Total | 11741,663 | 8 | | | |

a. Presión = Baja

TABLA V.38. ANOVA resultante para la presión de 5 bar. $Y_1=\Delta\text{COD}$; $Y_2=\Delta\text{SVD}$; $Y_3=\Delta\text{AGV}$; $Y_4=\Delta\text{DQO}$.
Efecto de la temperatura

ANOVA^a

| | | Sum of Squares | df | Mean Square | F | Sig. |
|----|----------------|----------------|----|-------------|-------|------|
| y1 | Between Groups | 6520,128 | 2 | 3260,064 | 1,808 | ,243 |
| | Within Groups | 10816,843 | 6 | 1802,807 | | |
| | Total | 17336,971 | 8 | | | |
| y2 | Between Groups | 31108,345 | 2 | 15554,172 | ,672 | ,545 |
| | Within Groups | 138815,1 | 6 | 23135,858 | | |
| | Total | 169923,5 | 8 | | | |
| y3 | Between Groups | 1562,961 | 2 | 781,480 | ,264 | ,776 |
| | Within Groups | 17763,047 | 6 | 2960,508 | | |
| | Total | 19326,007 | 8 | | | |
| y4 | Between Groups | 2438,103 | 2 | 1219,052 | ,228 | ,803 |
| | Within Groups | 32077,788 | 6 | 5346,298 | | |
| | Total | 34515,892 | 8 | | | |

a. Presión = Media

TABLA V.39. ANOVA resultante para la presión de 10 bar. $Y_1=\Delta COD$; $Y_2=\Delta SVD$; $Y_3=\Delta AGV$; $Y_4=\Delta DQO$.
Efecto de la temperatura

ANOVA^a

| | | Sum of Squares | df | Mean Square | F | Sig. |
|----|----------------|----------------|----|-------------|--------|------|
| y1 | Between Groups | 9411,321 | 2 | 4705,661 | 16,903 | ,003 |
| | Within Groups | 1670,315 | 6 | 278,386 | | |
| | Total | 11081,636 | 8 | | | |
| y2 | Between Groups | 15939,200 | 2 | 7969,600 | 52,843 | ,000 |
| | Within Groups | 904,896 | 6 | 150,816 | | |
| | Total | 16844,096 | 8 | | | |
| y3 | Between Groups | 8001,214 | 2 | 4000,607 | 31,423 | ,001 |
| | Within Groups | 763,891 | 6 | 127,315 | | |
| | Total | 8765,105 | 8 | | | |
| y4 | Between Groups | 9859,798 | 2 | 4929,899 | 2,430 | ,169 |
| | Within Groups | 12173,382 | 6 | 2028,897 | | |
| | Total | 22033,181 | 8 | | | |

a. Presión = Alta

TABLA V.40. Resultados del Test de Tukey para la dosis de 1 g/ L de NaOH. $Y_1=\Delta COD$; $Y_2=\Delta SVD$; $Y_3=\Delta AGV$; $Y_4=\Delta DQO$. Efecto de la temperatura

y_1^b

Tukey HSD^a

| Temperatura | N | Subset for alpha = .05 |
|-------------|---|------------------------|
| | | 1 |
| Baja | 3 | 51,6933 |
| Media | 3 | 61,2767 |
| Alta | 3 | 95,8167 |
| Sig. | | ,232 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

- a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.
- b. Dosis = Baja

y_2^b

Tukey HSD^a

| Temperatura | N | Subset for alpha = .05 |
|-------------|---|------------------------|
| | | 1 |
| Baja | 3 | 36,1900 |
| Media | 3 | 39,4100 |
| Alta | 3 | 124,8367 |
| Sig. | | ,125 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

- a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.
- b. Dosis = Baja

y_3^b

Tukey HSD^a

| Temperatura | N | Subset for alpha = .05 |
|-------------|---|------------------------|
| | | 1 |
| Media | 3 | 17,6800 |
| Baja | 3 | 35,7500 |
| Alta | 3 | 63,3367 |
| Sig. | | ,102 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

- a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.
- b. Dosis = Baja

y_4^b

Tukey HSD^a

| Temperatura | N | Subset for alpha = .05 |
|-------------|---|------------------------|
| | | 1 |
| Baja | 3 | 55,403333 |
| Media | 3 | 60,486667 |
| Alta | 3 | 89,663333 |
| Sig. | | ,416 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

- a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.
- b. Dosis = Baja

TABLA V.41. Resultados del Test de Tukey para la dosis de 3 g/ L de NaOH. $Y_1=\Delta\text{COD}$; $Y_2=\Delta\text{SVD}$; $Y_3=\Delta\text{AGV}$; $Y_4=\Delta\text{DQO}$. Efecto de la temperatura

y1^b

Tukey HSD^a

| Temperatura | N | Subset for alpha = .05 |
|-------------|---|------------------------|
| | | 1 |
| Baja | 3 | 87,4167 |
| Media | 3 | 88,2133 |
| Alta | 3 | 175,3200 |
| Sig. | | ,181 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

- a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.
- b. Dosis = Media

y2^b

Tukey HSD^a

| Temperatura | N | Subset for alpha = .05 |
|-------------|---|------------------------|
| | | 1 |
| Baja | 3 | 116,2567 |
| Media | 3 | 197,4033 |
| Alta | 3 | 215,4367 |
| Sig. | | ,828 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

- a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.
- b. Dosis = Media

y3^b

Tukey HSD^a

| Temperatura | N | Subset for alpha = .05 |
|-------------|---|------------------------|
| | | 1 |
| Media | 3 | 55,1400 |
| Baja | 3 | 77,9500 |
| Alta | 3 | 121,5600 |
| Sig. | | ,412 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

- a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.
- b. Dosis = Media

y4^b

Tukey HSD^a

| Temperatura | N | Subset for alpha = .05 |
|-------------|---|------------------------|
| | | 1 |
| Media | 3 | 124,7967 |
| Baja | 3 | 134,5267 |
| Alta | 3 | 172,9800 |
| Sig. | | ,801 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

- a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.
- b. Dosis = Media

TABLA V.42. Resultados del Test de Tukey para la dosis de 5 g/ L de NaOH. $Y_1=\Delta COD$; $Y_2=\Delta SVD$; $Y_3=\Delta AGV$; $Y_4=\Delta DQO$. Efecto de la temperatura

y_1^b

Tukey HSD^a

| Temperatura | N | Subset for alpha = .05 |
|-------------|---|------------------------------|
| | | 1 |
| Media | 3 | 66,6433 |
| Baja | 3 | 67,3667 |
| Alta | 3 | 137,6167 |
| Sig. | | ,067 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

- a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.
- b. Dosis = Alta

y_2^b

Tukey HSD^a

| Temperatura | N | Subset for alpha = .05 |
|-------------|---|------------------------------|
| | | 1 |
| Baja | 3 | 59,2733 |
| Media | 3 | 103,3767 |
| Alta | 3 | 162,6733 |
| Sig. | | ,411 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

- a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.
- b. Dosis = Alta

y_3^b

Tukey HSD^a

| Temperatura | N | Subset for alpha = .05 |
|-------------|---|------------------------------|
| | | 1 |
| Media | 3 | 52,6900 |
| Baja | 3 | 69,7367 |
| Alta | 3 | 73,5933 |
| Sig. | | ,866 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

- a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.
- b. Dosis = Alta

y_4^b

Tukey HSD^a

| Temperatura | N | Subset for alpha = .05 |
|-------------|---|------------------------------|
| | | 1 |
| Media | 3 | 64,743333 |
| Baja | 3 | 104,6667 |
| Alta | 3 | 112,5767 |
| Sig. | | ,375 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

- a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.
- b. Dosis = Alta

TABLA V.43. ANOVA resultante para la presión de 1 g/ L de NaOH. $Y_1=\Delta COD$; $Y_2=\Delta SVD$; $Y_3=\Delta AGV$; $Y_4=\Delta DQO$. Efecto de la temperatura

ANOVA^a

| | | Sum of Squares | df | Mean Square | F | Sig. |
|----|----------------|----------------|----|-------------|-------|------|
| y1 | Between Groups | 3231,720 | 2 | 1615,860 | 1,899 | ,230 |
| | Within Groups | 5106,381 | 6 | 851,064 | | |
| | Total | 8338,101 | 8 | | | |
| y2 | Between Groups | 15166,315 | 2 | 7583,158 | 3,520 | ,097 |
| | Within Groups | 12924,200 | 6 | 2154,033 | | |
| | Total | 28090,515 | 8 | | | |
| y3 | Between Groups | 3172,080 | 2 | 1586,040 | 3,173 | ,115 |
| | Within Groups | 2998,761 | 6 | 499,794 | | |
| | Total | 6170,842 | 8 | | | |
| y4 | Between Groups | 2050,866 | 2 | 1025,433 | 1,081 | ,397 |
| | Within Groups | 5690,874 | 6 | 948,479 | | |
| | Total | 7741,739 | 8 | | | |

a. Dosis = Baja

TABLA V.44. ANOVA resultante para la presión de 3 g/ L de NaOH. $Y_1=\Delta COD$; $Y_2=\Delta SVD$; $Y_3=\Delta AGV$; $Y_4=\Delta DQO$. Efecto de la temperatura

ANOVA^a

| | | Sum of Squares | df | Mean Square | F | Sig. |
|----|----------------|----------------|----|-------------|-------|------|
| y1 | Between Groups | 15315,202 | 2 | 7657,601 | 2,774 | ,140 |
| | Within Groups | 16565,571 | 6 | 2760,928 | | |
| | Total | 31880,773 | 8 | | | |
| y2 | Between Groups | 16746,655 | 2 | 8373,328 | ,201 | ,823 |
| | Within Groups | 250006,1 | 6 | 41667,677 | | |
| | Total | 266752,7 | 8 | | | |
| y3 | Between Groups | 6833,745 | 2 | 3416,872 | ,969 | ,432 |
| | Within Groups | 21167,504 | 6 | 3527,917 | | |
| | Total | 28001,249 | 8 | | | |
| y4 | Between Groups | 3894,965 | 2 | 1947,483 | ,234 | ,798 |
| | Within Groups | 49969,322 | 6 | 8328,220 | | |
| | Total | 53864,287 | 8 | | | |

a. Dosis = Media

TABLA V.45. ANOVA resultante para la presión de 5 g/L de NaOH. $Y_1=\Delta\text{COD}$; $Y_2=\Delta\text{SVD}$; $Y_3=\Delta\text{AGV}$; $Y_4=\Delta\text{DQO}$. Efecto de la temperatura

ANOVA^a

| | | Sum of Squares | df | Mean Square | F | Sig. |
|----|----------------|----------------|----|-------------|-------|------|
| y1 | Between Groups | 9972,800 | 2 | 4986,400 | 5,307 | ,047 |
| | Within Groups | 5637,138 | 6 | 939,523 | | |
| | Total | 15609,938 | 8 | | | |
| y2 | Between Groups | 16152,759 | 2 | 8076,379 | ,949 | ,438 |
| | Within Groups | 51048,513 | 6 | 8508,086 | | |
| | Total | 67201,272 | 8 | | | |
| y3 | Between Groups | 742,412 | 2 | 371,206 | ,152 | ,862 |
| | Within Groups | 14662,666 | 6 | 2443,778 | | |
| | Total | 15405,078 | 8 | | | |
| y4 | Between Groups | 3944,468 | 2 | 1972,234 | 1,216 | ,360 |
| | Within Groups | 9732,967 | 6 | 1622,161 | | |
| | Total | 13677,436 | 8 | | | |

a. Dosis = Alta

TABLA V.46. Resultados del Test de Tukey para los valores medios de las variables. $Y_1=\Delta COD$; $Y_2=\Delta SVD$; $Y_3=\Delta AGV$; $Y_4=\Delta DQO$. Efecto del tipo de agente biológico

y1

Tukey HSD^a

| AGENTES | N | Subset for alpha = .05 |
|-------------|---|------------------------|
| | | 1 |
| COMPOST | 4 | 6,0525 |
| LODO | 4 | 8,8000 |
| ASPERGILLUS | 4 | 12,5225 |
| Sig. | | ,356 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.
 a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 4,000.

y2

Tukey HSD^a

| AGENTES | N | Subset for alpha = .05 | |
|-------------|---|------------------------|---------|
| | | 1 | 2 |
| LODO | 4 | 8,2000 | |
| ASPERGILLUS | 4 | 10,0275 | |
| COMPOST | 4 | | 27,7525 |
| Sig. | | ,931 | 1,000 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.
 a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 4,000.

y3

Tukey HSD^a

| AGENTES | N | Subset for alpha = .05 |
|-------------|---|------------------------|
| | | 1 |
| LODO | 4 | 12,2725 |
| COMPOST | 4 | 12,5875 |
| ASPERGILLUS | 4 | 13,2525 |
| Sig. | | ,977 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.
 a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 4,000.

y4

Tukey HSD^a

| AGENTES | N | Subset for alpha = .05 |
|-------------|---|------------------------|
| | | 1 |
| LODO | 4 | 8,2600 |
| ASPERGILLUS | 4 | 17,8675 |
| COMPOST | 4 | 28,2550 |
| Sig. | | ,059 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.
 a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 4,000.

TABLA V.47. ANOVA resultante para evaluar el efecto del tipo de inóculo sobre las variables $Y_1=\Delta\text{COD}$; $Y_2=\Delta\text{SVD}$; $Y_3=\Delta\text{AGV}$; $Y_4=\Delta\text{DQO}$

ANOVA

| | | Sum of Squares | df | Mean Square | F | Sig. |
|----|----------------|----------------|----|-------------|-------|------|
| y1 | Between Groups | 84,356 | 2 | 42,178 | 1,066 | ,384 |
| | Within Groups | 356,232 | 9 | 39,581 | | |
| | Total | 440,587 | 11 | | | |
| y2 | Between Groups | 933,088 | 2 | 466,544 | 9,188 | ,007 |
| | Within Groups | 456,999 | 9 | 50,778 | | |
| | Total | 1390,086 | 11 | | | |
| y3 | Between Groups | 2,002 | 2 | 1,001 | ,022 | ,978 |
| | Within Groups | 411,339 | 9 | 45,704 | | |
| | Total | 413,341 | 11 | | | |
| y4 | Between Groups | 800,006 | 2 | 400,003 | 3,612 | ,071 |
| | Within Groups | 996,655 | 9 | 110,739 | | |
| | Total | 1796,660 | 11 | | | |

TABLA V.48. Resultados del Test de Tukey para los valores medios de las variables. $Y_1=\Delta COD$; $Y_2=\Delta SVD$; $Y_3=\Delta AGV$; $Y_4=\Delta DQO$. Efecto del porcentaje de agente biológico

y1

Tukey HSD^a

| PORCINOCULO | N | Subset for alpha = .05 | |
|-------------|---|------------------------|---------|
| | | 1 | 2 |
| 10,0 | 3 | 2,9533 | |
| 7,5 | 3 | 5,8600 | 5,8600 |
| 5,0 | 3 | 11,6900 | 11,6900 |
| 2,5 | 3 | | 15,9967 |
| Sig. | | ,113 | ,062 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.

y2

Tukey HSD^a

| PORCINOCULO | N | Subset for alpha = .05 |
|-------------|---|------------------------|
| | | 1 |
| 10,0 | 3 | 8,5367 |
| 7,5 | 3 | 12,1133 |
| 5,0 | 3 | 16,7267 |
| 2,5 | 3 | 23,9300 |
| Sig. | | ,387 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.

y3

Tukey HSD^a

| PORCINOCULO | N | Subset for alpha = .05 | |
|-------------|---|------------------------|---------|
| | | 1 | 2 |
| 10,0 | 3 | 6,4167 | |
| 7,5 | 3 | 9,3867 | |
| 5,0 | 3 | 15,6533 | 15,6533 |
| 2,5 | 3 | | 19,3600 |
| Sig. | | ,053 | ,606 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.

y4

Tukey HSD^a

| PORCINOCULO | N | Subset for alpha = .05 |
|-------------|---|------------------------|
| | | 1 |
| 10,0 | 3 | 8,8300 |
| 7,5 | 3 | 15,0900 |
| 5,0 | 3 | 19,1233 |
| 2,5 | 3 | 29,4667 |
| Sig. | | ,221 |

Means for groups in homogeneous subsets are displayed.

a. Uses Harmonic Mean Sample Size = 3,000.

TABLA V.49. ANOVA resultante para evaluar el efecto del porcentaje de inoculación sobre las variables $Y_1=\Delta COD$; $Y_2=\Delta SVD$; $Y_3=\Delta AGV$; $Y_4=\Delta DQO$

ANOVA

| | | Sum of Squares | df | Mean Square | F | Sig. |
|----|----------------|----------------|----|-------------|-------|------|
| y1 | Between Groups | 307,646 | 3 | 102,549 | 6,171 | ,018 |
| | Within Groups | 132,941 | 8 | 16,618 | | |
| | Total | 440,587 | 11 | | | |
| y2 | Between Groups | 397,221 | 3 | 132,407 | 1,067 | ,416 |
| | Within Groups | 992,865 | 8 | 124,108 | | |
| | Total | 1390,086 | 11 | | | |
| y3 | Between Groups | 310,608 | 3 | 103,536 | 8,063 | ,008 |
| | Within Groups | 102,733 | 8 | 12,842 | | |
| | Total | 413,341 | 11 | | | |
| y4 | Between Groups | 675,715 | 3 | 225,238 | 1,607 | ,263 |
| | Within Groups | 1120,946 | 8 | 140,118 | | |
| | Total | 1796,660 | 11 | | | |

CAPÍTULO VI:
Estudios de biodegradabilidad
en discontinuo y semicontinuo
con FORSU industrial pretratada

1. MATERIAL Y MÉTODOS

En este capítulo se estudiará la biodegradabilidad anaerobia termofílica y seca de la FORSU industrial pretratada, procedente de la planta de compostaje de “Las Calandrias”. El objetivo es determinar cual de los pretratamientos ensayados en el Capítulo V es más favorable de cara a un aumento de la velocidad global del proceso.

Por ello, en primer lugar se estudiará mediante una serie de ensayos en discontinuo la mejora que provocan los distintos pretratamientos en la biodegradación del residuo.

Por otro lado, se pretende comprobar trabajando en régimen de alimentación semicontinuo, si el pretratamiento de la FORSU consigue mayor rendimiento en metano para un mismo TRS y si es posible trabajar a un TRS inferior al establecido como mínimo cuando el residuo no es sometido a pretratamiento.

1.1 Plan de trabajo

A partir de los objetivos globales planteados en este capítulo, a continuación se establecen las etapas experimentales desarrolladas así como la metodología seguida en cada una de ellas:

- 1) Determinar mediante ensayos en discontinuo cual de los pretratamientos ensayados en el Capítulo V es más favorable para aumentar la biodegradabilidad anaerobia del residuo y aumentar la velocidad global del proceso de digestión.
- 2) Estudiar en régimen de alimentación semicontinuo y empleando el mejor pretratamiento desde el punto biodegradativo, si se obtienen mejoras en la producción específica de metano y si el sistema es capaz de operar a un TRS inferior al establecido como mínimo cuando el residuo no es pretratado.

1.2 Diseño de experimentos

Ensayos discontinuos de biodegradabilidad anaerobia termofilica y seca

A partir de las conclusiones extraídas de la caracterización físico-química de las muestras de residuo pretratadas termoquímica y biológicamente, se montó una batería de seis reactores anaerobios discontinuos de tanque agitado. Esta batería contemplaba un reactor control denominado “Blanco”, tres reactores que contenían residuo pretratado biológicamente (con compost, lodo y el hongo *Aspergillus awamori*) con un porcentaje óptimo de inóculo del 2,5% en volumen y dos reactores que contenían FORSU pretratada termoquímicamente, en atmósfera inerte y oxidante y en las condiciones de operación que dieron mejores resultados en cuanto a solubilización de la materia orgánica: 180 °C – 5 bar – 3 g/L de NaOH.

Para la batería de ensayos discontinuos, el diseño del experimento fue el siguiente:

TABLA VI.1. Configuración y condiciones de operación de la batería de ensayos discontinuos

| Reactor | Pretratamiento de la FORSU | Condiciones pretratamiento |
|---------|----------------------------|---|
| 1 | Blanco | - |
| 2 | Compost maduro | 2,5% (v/v) |
| 3 | Lodo EDAR | 2,5% (v/v) |
| 4 | <i>Aspergillus awamori</i> | 2,5% (v/v) |
| 5 | Termoquímico | 180°C - 5 bar - 3 g/L de NaOH (N ₂) |
| 6 | Termoquímico | 180°C - 5 bar - 3 g/L de NaOH (O ₂) |

Ensayos de biodegradabilidad anaerobia semicontinua

Finalmente, utilizando el mejor pretratamiento desde el punto de vista del proceso de biodegradación discontinua, se llevará a cabo un estudio de biodegradabilidad en semicontinuo imponiendo, inicialmente, un TRS de 15 días, que ha sido establecido como el TRS_{OPT} para este tipo de alimentación. Los datos obtenidos permitirán hacer una comparativa entre los parámetros de biodegradación cuando el residuo es y no es sometido a pretratamiento. Finalmente se procederá a reducir el TRS de operación a 10 días y se analizará la viabilidad de la operación semicontinua trabajando con FORSU pretratada para comprobar si el pretratamiento de la FORSU hace viable el proceso por debajo del TRS_{MIN}, establecido en 12 días para el residuo sin pretratar.

1.2.1 Equipos empleados

Ensayos discontinuos de biodegradabilidad anaerobia termofílica y seca

Se utilizaron reactores discontinuos a escala de laboratorio, que fueron diseñados por el grupo de investigación y que han mostrado ser idóneos para la adquisición de datos experimentales. El equipo consta de una batería de 6 reactores anaerobios agitados y calefactados mediante baño termostático modelo PRECISTERM 6000142/6000389 SELECTA S.A., con rango de temperatura entre $5-110^{\circ}\text{C} \pm 1^{\circ}\text{C}$ y capacidad para 45 litros de agua. Sobre el baño descansa un panel eléctrico de control sujeto con una plancha de PVC, en la que se ha mecanizado el contorno de cada uno de los reactores que componen la batería. Este panel permite el funcionamiento de cada reactor independientemente. El sistema posee además, un depósito de agua y un sistema de recogida de biogás mediante bolsas TEDLAR de 10 litros.

Cada reactor consiste de un vaso de acero inoxidable con una capacidad total de 2 litros (volumen útil 1,75 litros), dotado de los siguientes componentes:

- Sistema de Cierre: cada reactor posee dos cierres básicos flexibles (presión) y una junta de neopreno de 3 mm de espesor situada entre el vaso de acero y el motor permitiendo la perfecta hermeticidad del sistema y manteniendo las condiciones anaerobias del medio.
- Sistema de Aberturas: la tapa superior del reactor tiene dos aberturas, una de ellas permite la salida de biogás y la otra tiene insertada una válvula de tres vías de acero inoxidable con dos posiciones: abierta y cerrada. Normalmente la válvula está en posición cerrada mientras que la posición abierta se utiliza para la toma de muestras del interior del reactor, por succión mediante una jeringa de 100 mL a través de una varilla de acero, diseñada específicamente para esta válvula.
- Sistema de Agitación: está compuesto por un motor de reducción compacto modelo MONO/0012 que acciona el eje de agitación. Las palas son horizontales tipo espita, posee en total 14 aspas cilíndricas dispuestas a distintas alturas y en ángulo de 90°

respecto al eje. El eje gira a 10 rpm y, además, cambia de sentido mediante un temporizador cada 12 segundos.



FIG. VI.1. Batería de reactores discontinuos de tanque agitado: detalle de las aspjas y de la válvula tres vías

Ensayos de biodegradabilidad anaerobia semicontinua

Para el caso del estudio de biodegradabilidad en semicontinuo, se utilizó el reactor de tanque agitado, de 5 litros de volumen total, empleado anteriormente en la determinación del TRS mínimo y óptimo cuando se trabajó con FORSU sintética e industrial.

1.3 Metodología

1.3.1 Estudios de biodegradabilidad en discontinuo

1.3.1.1. Procedencia del inóculo

El inóculo empleado se obtuvo mediante acopio del efluente del reactor semicontinuo empleado en la determinación del $TR_{S_{MIN}}$ y $TR_{S_{OPT}}$ cuando se trabajó con FORSU industrial a un TRS de 13 días.

1.3.1.2 Metodología reactor 1

El reactor fue cargado con una mezcla de 840 mL de agua y 637 g de FORSU (con un contenido de 0,71 gST/g). A continuación, se le ajustó la humedad al residuo pretratado hasta un 20% en ST mediante la adición de 215 mL inóculo ($\approx 15\%$ v/v) y, finalmente, se corrigió el pH hasta $\approx 8,5$ con NaOH 6N.

1.3.1.3 Metodología reactores 2, 3 y 4

Cada reactor fue cargado con una mezcla de 840 mL de agua y 637 g de FORSU (con un contenido de 0,71 gST/g). A continuación, se adicionaron en los reactores 2, 3 y 4, un 2,5% en volumen de compost, lodo de EDAR y *Aspergillus awamori* respectivamente. Una vez concluido el pretratamiento (24h) se le ajustó la humedad al residuo pretratado hasta un 20% en ST mediante la adición de 215 mL inóculo ($\approx 15\%$ v/v) y, finalmente, se corrigió el pH hasta $\approx 8,5$ con NaOH 6N.

TABLA VI.2. Cantidades de inóculos empleadas en el montaje de los reactores

| Reactor | Pretratamiento de la FORSU | Condiciones pretratamiento | Volumenes y pesos |
|---------|----------------------------|----------------------------|-------------------|
| 2 | Compost maduro | 2,5% (v/v) | 21,6 g |
| 3 | Lodo EDAR | 2,5% (v/v) | 37,125 mL |
| 4 | <i>Aspergillus awamori</i> | 2,5% (v/v) | 37,125 mL |

1.3.1.4 Metodología reactores 5 y 6

Cada reactor fue cargado con una mezcla de 840 mL de agua y 637 g de FORSU (con un contenido de 0,71 gST/g) pretratada termoquímicamente en las condiciones detalladas en la tabla VI.1. Una vez concluido en pretratamiento (30 min.) se le ajustó la humedad al residuo pretratado hasta un 20% en ST mediante la adición de 215 mL inóculo ($\approx 15\%$ v/v) y, finalmente, se corrigió el pH hasta $\approx 8,5$ con NaOH 6N.

1.3.2 Estudios de biodegradabilidad en semicontinuo

En el caso del ensayo de biodegradabilidad en semicontinuo, se impuso una Velocidad de Carga Orgánica Inicial (VCO_0), medida en términos de COD y SV, de 0,218 gCOD/L·d y 2,929 gSV/L·d. Esta carga orgánica se corresponde con un TRS de 15 días, adecuado para asegurar un funcionamiento estable del digestor cuando se trabaja con este tipo de alimentación. Una vez transcurrido un periodo de tiempo equivalente a 3 TRS (45 días), para asegurar que el sistema se estabilice, la VCO_0 fue incrementada hasta 0,326 y gCOD/L·d y 4,393 gSV/L·d, correspondiente al TRS de 10 días para este tipo de residuo.

2. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

2.1 Estudios de biodegradabilidad en discontinuo

2.1.1 Caracterización de residuos

En la tabla VI.3 se detalla la caracterización físico-química inicial de la FORSU empleada en el montaje de los reactores de tanque agitado para el estudio de biodegradabilidad discontinua con residuos pretratados, así como la correspondiente al inóculo.

TABLA VI.3. Caracterización físico-química inicial de los residuos empleados en el montaje de los reactores discontinuos

| Parámetros analíticos | Reactores | | | | | | |
|-------------------------------------|-----------|---------|---------|---------|-------------------|-------------------|---------|
| | Blanco | Compost | Lodo | Hongo | TQ-N ₂ | TQ-O ₂ | Inóculo |
| ST (g/g) | 0,195 | 0,218 | 0,200 | 0,209 | 0,250 | 0,210 | 0,338 |
| SV (g/g) | 0,116 | 0,111 | 0,112 | 0,115 | 0,133 | 0,112 | 0,079 |
| SF (g/g) | 0,079 | 0,106 | 0,088 | 0,093 | 0,116 | 0,102 | 0,285 |
| COD (mg/g) | 12,429 | 12,614 | 13,246 | 13,102 | 13,845 | 14,588 | 3,645 |
| CID (mg/g) | 0,235 | 0,240 | 0,223 | 0,227 | 0,238 | 0,242 | 0,374 |
| Alcalinidad (gCaCO ₃ /g) | 0,128 | 0,127 | 0,131 | 0,124 | 0,125 | 0,119 | 0,226 |
| Amonio (mgNH ₃ -N/g) | 16,934 | 16,917 | 17,147 | 17,018 | 16,413 | 16,256 | 5,969 |
| Acético (mg/L) | 342,100 | 314,796 | 236,769 | 179,836 | 280,424 | 260,372 | 0 |
| Propiónico (mg/L) | 27,370 | 24,348 | 25,996 | 20,326 | 20,318 | 50,277 | 3,842 |
| I. Butírico (mg/L) | 2,488 | 2,346 | 2,609 | 2,582 | 1,831 | 1,652 | 0 |
| Butírico (mg/L) | 92,134 | 78,214 | 86,868 | 78,109 | 70,385 | 62,742 | 0 |
| I. Valérico (mg/L) | 5,409 | 4,818 | 5,421 | 7,135 | 3,935 | 4,024 | 0 |
| Valérico (mg/L) | 5,793 | 4,633 | 5,063 | 5,735 | 3,928 | 3,656 | 0,420 |
| I. Caproico (mg/L) | 0,324 | 0,591 | 0,234 | 0,131 | 0,055 | 0,225 | 0 |
| Caproico (mg/L) | 29,718 | 25,908 | 28,631 | 34,468 | 26,479 | 23,338 | 0,706 |
| Heptanoico (mg/L) | 1,380 | 1,138 | 1,243 | 1,986 | 1,349 | 0,982 | 0 |
| Acidez total (mgAcH/L) | 594,8 | 532,8 | 566,5 | 416,1 | 479 | 477,6 | 6,822 |

Nuevamente, cabe destacar dos aspectos de este residuo: el bajo grado de biodegradabilidad que presenta (*Pavan et al., 2000*), con un cociente SV/ ST inferior a 0,6 en todos los reactores y el bajo contenido en materia orgánica (medida en SV y COD) si se compara con la FORSU sintética. Esta última presentaba 900 mgSV/*g*_{MUESTRA} y un contenido de 112,6 mgCOD/*g*_{MUESTRA}.

La caracterización físico-química de los residuos al final del estudio de biodegradabilidad se detalla en la tabla VI.4.

TABLA VI.4. Caracterización físico-química de los residuos al final del estudio de biodegradabilidad discontinua

| Parámetros analíticos | Reactores | | | | | |
|-------------------------------------|-----------|---------|---------|--------|-------------------|-------------------|
| | Blanco | Compost | Lodo | Hongo | TQ-N ₂ | TQ-O ₂ |
| ST (g/g) | 0,092 | 0,014 | 0,078 | 0,1183 | 0,0944 | 0,046 |
| SV (g/g) | 0,045 | 0,070 | 0,038 | 0,062 | 0,052 | 0,016 |
| SF (g/g) | 0,046 | 0,072 | 0,039 | 0,056 | 0,041 | 0,029 |
| COD (mg/g) | 7,686 | 5,683 | 7,695 | 5,432 | 10,990 | 5,659 |
| CID (mg/g) | 4,286 | 1,052 | 4,596 | 1,036 | 3,340 | 2,365 |
| Alcalinidad (gCaCO ₃ /g) | 0,280 | 0,258 | 0,267 | 0,277 | 0,318 | 0,259 |
| Amonio (mgNH ₃ -N/g) | 14,196 | 12,1184 | 13,4288 | 13,02 | 12,64 | 10,52 |
| Acético (mg/L) | 20,10 | 39,95 | 140,18 | 26,31 | 50,81 | 42,14 |
| Propiónico (mg/L) | 9,11 | 6,42 | 16,11 | 4,32 | 341,18 | 7,15 |
| I. Butírico (mg/L) | 1,23 | 0 | 0,91 | 0 | 0,65 | 0,33 |
| Butírico (mg/L) | 0,64 | 0 | 1,12 | 0 | 2,66 | 2,83 |
| I. Valérico (mg/L) | 0 | 0,27 | 0,62 | 0,36 | 3,7 | 0,47 |
| Valérico (mg/L) | 0,72 | 0 | 0,71 | 0 | 0,74 | 1,32 |
| I. Caproico (mg/L) | 0 | 0 | 3,71 | 0 | 0,49 | 3,67 |
| Caproico (mg/L) | 0,83 | 1,33 | 0 | 0,33 | 0,49 | 0 |
| Heptanoico (mg/L) | 0,90 | 0 | 0,83 | 0 | 2,41 | 4,25 |
| Acidez total (mgACh/L) | 39 | 51 | 174 | 33 | 482 | 33 |

1.2 Seguimiento de la producción acumulada de metano y de la eliminación de materia orgánica

Con el objeto de realizar un estudio comparativo y preliminar entre los distintos digestores que componen la batería de ensayo, antes de llevar a cabo el modelado del consumo de sustrato y de la producción de productos (CH₄), un buen indicador cualitativo de la velocidad del proceso es el tiempo empleado por un reactor (t_{MAX}) en alcanzar su producción máxima acumulada de metano. Cuanto menor sea el tiempo empleado por un digestor en alcanzar su productividad máxima, mayor será la pendiente de la curva de acumulación de metano en su tramo recto creciente, que se corresponde a su vez, con la velocidad específica de crecimiento de los microorganismos (figura VI.2).

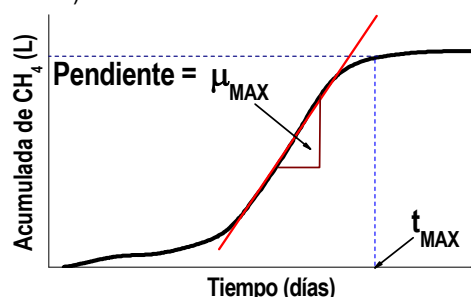


FIG. VI.2. Definición de t_{MAX} para la discusión de resultados

En la tabla VI.5 se resume, en orden creciente, los tiempos de operación empleados por cada digestor en alcanzar su producción máxima acumulada de metano, así como el rendimiento de eliminación de COD asociado a ese periodo de tiempo.

TABLA VI.5. Días de operación empleados por cada digestor en alcanzar su producción máxima acumulada de metano y porcentaje de eliminación de COD asociado

| Compost | | | Hongo | | | Lodo | | | TQ-O ₂ | | | Control | | | TQ-N ₂ | | |
|-----------|-----------------|----|-----------|-----------------|----|-----------|-----------------|----|-------------------|-----------------|----|-----------|-----------------|----|-------------------|-----------------|----|
| t_{MAX} | CH ₄ | % | t_{MAX} | CH ₄ | % | t_{MAX} | CH ₄ | % | t_{MAX} | CH ₄ | % | t_{MAX} | CH ₄ | % | t_{MAX} | CH ₄ | % |
| 15 | 37 | 27 | 20 | 22 | 53 | 23 | 28 | 42 | 28 | 30 | 52 | 31 | 34 | 54 | 35 | 23 | 33 |

RESULTADOS OBTENIDOS TRAS LA CONCLUSIÓN DEL EXPERIMENTO EN EL DÍA 35 DE ENSAYO

| | | | | | | | | | | | | | | | | | |
|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|
| 35 | 40 | 62 | 35 | 22 | 67 | 35 | 30 | 50 | 35 | 30 | 57 | 35 | 34 | 56 | 35 | 23 | 32 |
|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|

t_{MAX} : tiempo de operación (días) ; CH₄: acumulada de metano (litros) ; %: porcentaje de eliminación de COD

En la figura VI.3 se representa la evolución temporal, para cada uno de los digestores, de la producción acumulada de metano, expresada en *litros*, así como el porcentaje de eliminación de materia orgánica, expresado en términos de COD.

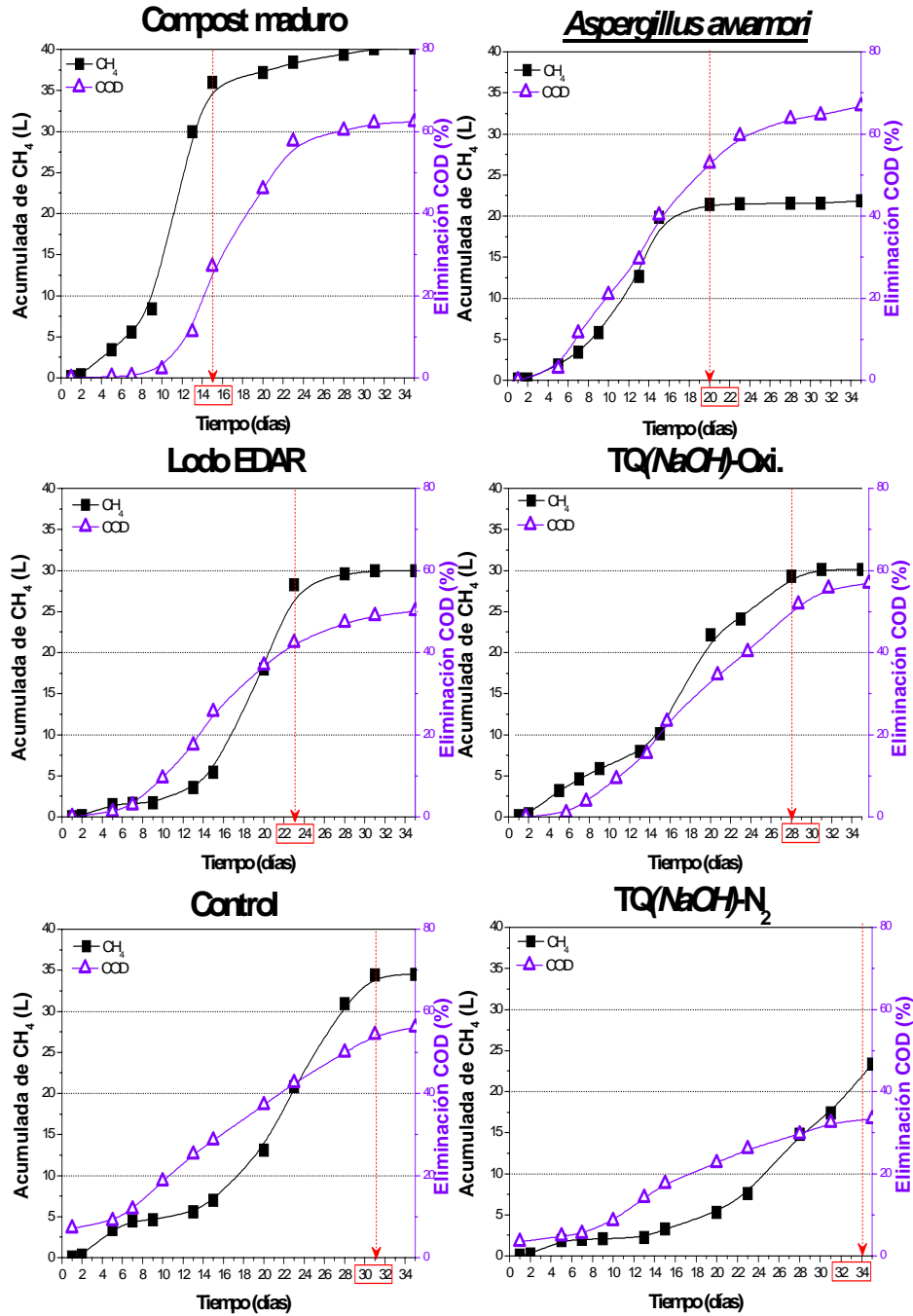


FIG. VI.3. Evolución de la producción acumulada de metano y del porcentaje de eliminación de COD

Como se puede observar en la tabla VI.5, los reactores pretratados, a excepción del TQ-N₂, alcanzan su productividad máxima de metano en un periodo de tiempo más reducido que el reactor control. Esta excepción puede estar ligada al elevado grado de solubilización que resultaba al aplicar este pretratamiento, con el que se conseguían importantes incrementos de acidez total, aproximadamente un 183%. Estos AGV no degradados junto con los que se originan durante la biodegradación, pueden llevar asociado un descenso de la actividad metanogénica. Este fenómeno queda contrastado si se tiene en cuenta, además, que es el digestor que presenta menor eliminación de COD al final del experimento tras 35 días de operación, aproximadamente 33,3%, mientras que en los demás digestores el porcentaje de eliminación es superior al 50%.

TABLA VI.6. Evolución temporal del porcentaje de eliminación de COD en la batería de digestores que componen el ensayo de biodegradabilidad

| Día | REACTOR | | | | | |
|-----|---------|-------|-----------|-------------------|---------|-------------------|
| | Compost | Hongo | Lodo EDAR | TQ-O ₂ | Control | TQ-N ₂ |
| 2 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 7,14 | 3,42 |
| 5 | 0,23 | 2,85 | 1,26 | 0,87 | 8,86 | 4,83 |
| 7 | 0,51 | 11,44 | 2,88 | 3,75 | 11,71 | 5,39 |
| 10 | 2,14 | 20,88 | 9,35 | 9,18 | 18,57 | 8,49 |
| 13 | 11,12 | 29,43 | 17,45 | 15,26 | 25,14 | 14,07 |
| 15 | 27,04 | 40,15 | 25,54 | 23,25 | 28,57 | 17,50 |
| 20 | 45,94 | 52,85 | 36,87 | 34,45 | 37,14 | 22,57 |
| 23 | 57,55 | 59,43 | 42,37 | 40,20 | 42,57 | 25,95 |
| 28 | 60,20 | 63,71 | 47,23 | 51,71 | 50,00 | 29,61 |
| 31 | 62,00 | 64,56 | 48,85 | 55,55 | 54,29 | 32,42 |
| 35 | 62,30 | 66,81 | 50,17 | 56,83 | 56,08 | 33,27 |

Finalmente, entre los reactores que contienen FORSU pretratada con lodo y termoquímicamente en atmósfera oxidante (TQ-O₂), aunque presentan una producción máxima acumulada de metano muy similar (28 y 30 L CH₄ respectivamente), el reactor de lodo requiere un periodo de tiempo menor para alcanzarla, 23 días frente a los 28 días que se precisan en el reactor TQ-O₂. Si se tienen en cuenta los incrementos en los diferentes parámetros físico-químicos que se conseguían con ambos pretratamientos (tabla VI.7), se puede observar como el TQ-O₂ es el que provoca entre ambos una liberación de ácidos grasos volátiles más brusca pudiendo dar lugar, como se comentó anteriormente, a fenómenos de inhibición parcial en la metanogénesis.

En general, puede afirmarse que la biodegradabilidad del residuo se ve ralentizada desde el punto de vista cinético cuando la liberación de ácidos grasos durante el pretratamiento supera un valor umbral a partir del cual la metanogénesis comienza a verse afectada.

TABLA VI.7. Incrementos de acidez producidos durante el pretratamiento

| Δ Acidez Total (%) | | | | | |
|---------------------------|-------|-----------|-------------------|---------|-------------------|
| Compost | Hongo | Lodo EDAR | TQ-O ₂ | Control | TQ-N ₂ |
| 22,43 | 17,20 | 18,45 | 35,37 | 0 | 183 |

Como puede verse en la tabla VI.7, incrementos de acidez total comprendidos entre el 18 y 22%, correspondientes a los digestores pretratados con compost, hongo y lodo de EDAR, no originan problemas de inhibición en la metanogénesis. Sin embargo, los reactores que contienen residuos pretratados termoquímicamente, en los cuales se producen incrementos de acidez superiores al 35%, la metanogénesis comienza a verse inhibida por la acumulación de AGV.

2.1.3 Seguimiento de la acidez total

Otro indicador cualitativo para comparar la cinética entre los distintos digestores, es el día de operación en el que las curvas de producción acumulada de metano y disminución de la concentración total de AGV coinciden.

Este día de ensayo es representativo del momento en el que se produce un crecimiento exponencial de la población de microorganismos metanogénicos y, por tanto, tiene lugar un consumo exponencial decreciente de los AGV resultantes de la hidrólisis del residuo, que son metabolizados por la población metanogénica hacia la formación de metano.

En la figura VI.4 se representa la evolución temporal, para cada uno de los digestores, de la acidez total del sistema, expresada en $mgAcH/L$, así como la curva de acumulación de metano, expresada en L .

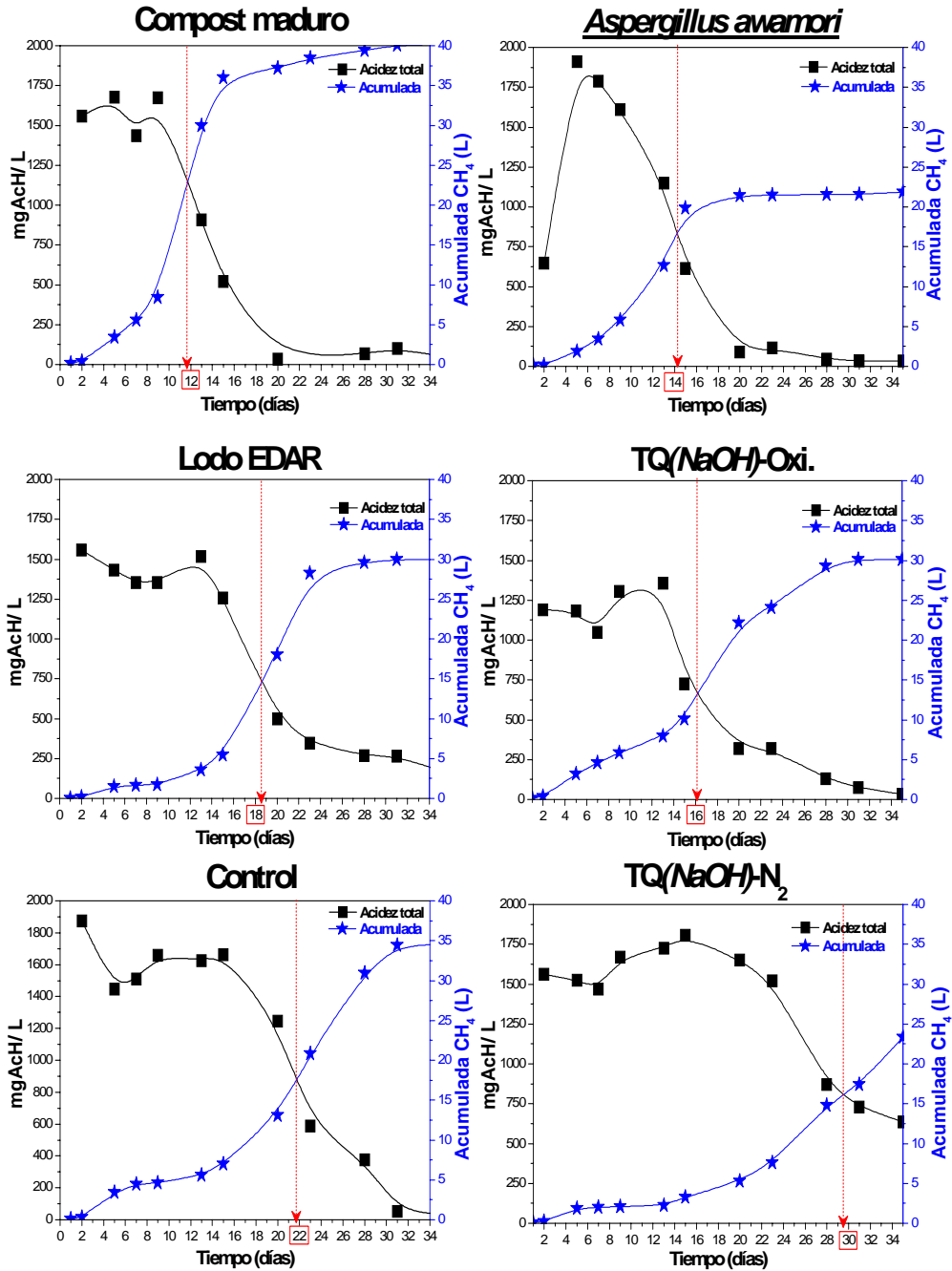


FIG. VI.4. Evolución de la acidez total y de la producción acumulada de metano

Como se puede observar en la tabla VI.8, los digestores que contienen FORSU pretratada con compost y *Aspergillus* presentan reducciones de la acidez total por encima del 66% en un periodo de tiempo comprendido entre 12 y 16 días siendo, por tanto, los que metabolizan con mayor velocidad los ácidos grasos liberados durante la etapa previa de hidrólisis.

TABLA VI.8. Días en los que la máxima producción acumulada de metano coincide con la máxima eliminación de acidez total

| | REACTOR | | | | | |
|----------------------|---------|-------|-----------|-------------------|---------|-------------------|
| | Compost | Hongo | Lodo EDAR | TQ-O ₂ | Control | TQ-N ₂ |
| Acidez ELIMINADA (%) | 66,5 | 68 | 73 | 76,4 | 80 | 53,4 |
| Tiempo (d) | 12-14 | 14-16 | 20-22 | 20-22 | 26-28 | 28-30 |

Este resultado se valida si se tiene en cuenta que ambos reactores son los que presentan mayores producciones acumuladas de metano durante los primeros 15 días de operación, con valores de 36 y 20 L respectivamente, mientras que en los restantes digestores es inferior a 11 L (tabla VI.9).

TABLA VI.9. Evolución temporal de la producción acumulada (L) de metano en los digestores que componen el ensayo de biodegradabilidad

| Día | REACTOR | | | | | |
|-----|---------|-------|-----------|-------------------|---------|-------------------|
| | Compost | Hongo | Lodo EDAR | TQ-O ₂ | Control | TQ-N ₂ |
| 1 | 0,12 | 0,14 | 0,03 | 0,14 | 0,07 | 0,04 |
| 2 | 0,36 | 0,15 | 0,16 | 0,37 | 0,31 | 0,20 |
| 5 | 3,42 | 1,89 | 1,49 | 3,23 | 3,45 | 1,89 |
| 7 | 5,54 | 3,45 | 1,67 | 4,59 | 4,49 | 2,01 |
| 9 | 8,39 | 5,77 | 1,73 | 5,89 | 4,64 | 2,08 |
| 13 | 30,00 | 12,63 | 3,60 | 7,94 | 5,58 | 2,23 |
| 15 | 36,00 | 19,84 | 5,46 | 10,12 | 6,98 | 3,25 |
| 20 | 37,14 | 21,39 | 18,01 | 22,15 | 13,05 | 5,30 |
| 23 | 38,44 | 21,52 | 28,22 | 24,10 | 20,81 | 7,62 |
| 28 | 39,38 | 21,59 | 29,57 | 29,33 | 30,94 | 14,80 |
| 31 | 40,04 | 21,59 | 30,00 | 30,10 | 34,46 | 17,43 |
| 35 | 40,18 | 21,85 | 30,00 | 30,13 | 34,53 | 23,33 |

Los reactores que contienen FORSU pretratada con lodo y termoquímicamente en atmósfera oxidante presentan, en el periodo de tiempo comprendido entre los días 20 y 22 de ensayo, porcentajes medios de eliminación de AGV (73% y 76,4%

respectivamente) y de COD (40% y 37% respectivamente, tabla VI.6) muy similares. Además, presentan una producción máxima acumulada de metano prácticamente análoga (30 L CH₄), por tanto, las velocidades máximas de crecimiento de los microorganismos entre ambos reactores deberán ser muy similares desde el punto de vista cuantitativo.

Finalmente, el reactor control y el que contiene FORSU pretratada termoquímicamente en atmósfera (TQ-N₂) inerte son los más lentos en metabolizar los AGV, ya que ambos precisan entre 26 y 30 días para alcanzar reducciones de acidez total comprendidas entre el 80% y 53,4% respectivamente. El reactor control, muestra una acumulación de metano de 31 L en el día 28, frente a los 14,8 L que presenta el reactor TQ-N₂.

Por tanto, a excepción del reactor TQ-N₂, los restantes digestores deberán presentar desde el punto de vista cuantitativo, una cinética microbiana más rápida.

2.1.4 Valores medios de acidez total, alcalinidad, ratio acidez volátil/ alcalinidad, Amonio y pH

En la tabla VI.10 se presentan los valores medios de acidez total, alcalinidad, ratio (acidez total/ alcalinidad), nitrógeno amoniacal y pH, para cada uno de los reactores durante el periodo de ensayo.

TABLA VI.10. Valores medios de Alcalinidad, relación acidez volátil/ alcalinidad, Amonio y pH durante el ensayo de biodegradación discontinuo

| Parámetros analíticos | REACTOR | | | | | |
|--------------------------------------|---------|--------------------|-------|-------------------|---------|-------------------|
| | Compost | <i>Aspergillus</i> | Lodo | TQ-O ₂ | Control | TQ-N ₂ |
| Acidez total (gAcH/ L) | 0,802 | 0,692 | 0,910 | 0,698 | 1,097 | 1,175 |
| Alcalinidad (gCaCO ₃ / L) | 20,02 | 20,54 | 20,95 | 20,09 | 22,25 | 21,20 |
| Acidez/ Alcalinidad | 0,040 | 0,034 | 0,043 | 0,035 | 0,049 | 0,055 |
| Amonio (mgNH ₃ -N/ L) | 1.346 | 1.364 | 1.426 | 1.292 | 1.500 | 1.422 |
| pH | 7,53 | 7,48 | 7,41 | 7,53 | 7,44 | 7,32 |

Como se observa en la tabla VI.10, el nivel de alcalinidad en la batería de reactores oscila entre 20 y 22 gCaCO₃/ L, similares a los observados por Kayhanian y Rich (1995) en sus estudios de digestión anaerobia termofílica y seca de FORSU a escala de planta piloto, mientras que la concentración total de AGV es inferior a 1,2 gAcH/ L. Estos valores dan lugar a una ratio (acidez/alcalinidad) inferior a 0,1 en todos los digestores,

indicativo de una alta capacidad tamponante del medio y deseable para un correcto desarrollo del proceso de biodegradación (Montero, 2006).

En cuanto al nitrógeno amoniacal, su concentración es inferior a 2.000 mgNH₃-N/ L en todos los digestores, sin presentar, por tanto, problemas de inhibición.

El pH, se ha mantenido entre 7,4 y 7,6 mediante neutralización con NaOH 6N en los días de muestreo.

2.1.5 Porcentajes de eliminación

En la tabla VI.11 se resumen los porcentajes finales de eliminación de materia orgánica, medidos en términos de COD y SV, para cada uno de los reactores que componen la batería, así como el periodo de operación necesario en cada uno de ellos para alcanzar estos niveles de eliminación.

TABLA VI.11. Porcentajes finales de eliminación de COD y SV y tiempo de operación requerido

| | REACTOR | | | | | |
|------------------------------|---------|-------------|-----------|-------------------|---------|-------------------|
| | Compost | Aspergillus | Lodo EDAR | TQ-O ₂ | Control | TQ-N ₂ |
| COD _{ELIMINADO (%)} | 62,3 | 66,8 | 50,2 | 56,9 | 56,1 | 37,2 |
| SV _{ELIMINADOS (%)} | 60,3 | 55,9 | 66,0 | 79,7 | 59,0 | 43,4 |
| t _{OPERACIÓN (d)} | 35 | 35 | 35 | 35 | 35 | 43 |

Como se puede observar en la tabla VI.12, los reactores que consiguen alcanzar mayores porcentajes de eliminación de COD y SV durante los primeros 20 días de ensayo, son el que contienen FORSU pretratada con compost y con el hongo *Aspergillus*.

Por otro lado, el reactor control junto con los reactores que contienen FORSU pretratada con lodo y termoquímicamente en atmósfera oxidante, presentan una tendencia prácticamente análoga en el porcentaje de eliminación de COD. A partir del día 20 de operación, este porcentaje evoluciona desde aproximadamente el 41% hasta el entorno de 55% al final del experimento. El digestor más lento en la degradación de la materia orgánica es el que contiene FORSU pretratada termoquímicamente en atmósfera inerte, presentando unos porcentajes finales de eliminación de COD y SV del 37,2% y 43,4% respectivamente.

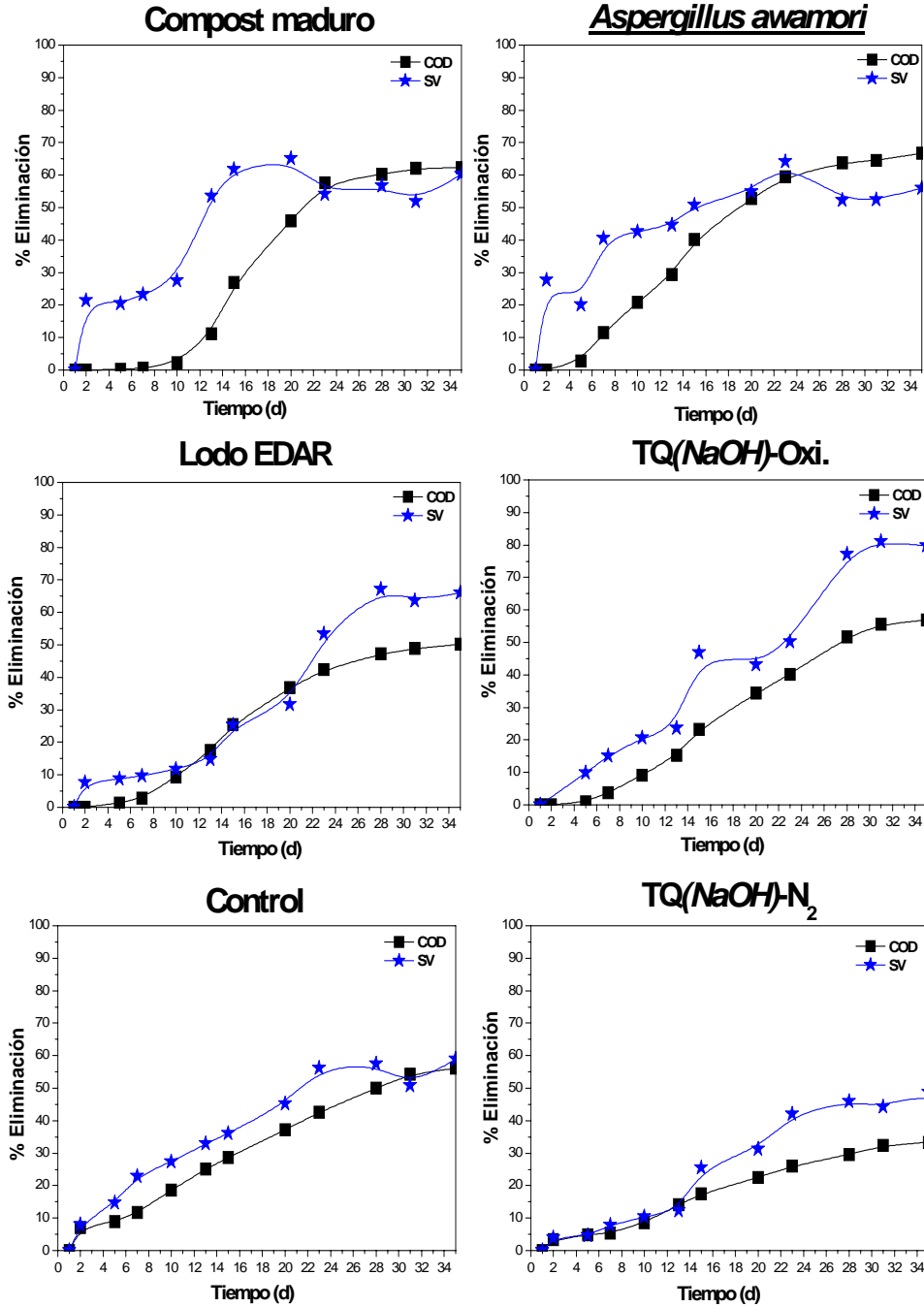


FIG. VI.5. Evolución temporal del porcentaje de eliminación de COD y SV

TABLA VI.12. Evolución temporal del porcentaje de eliminación de COD y SV en los digestores que componen el ensayo de biodegradabilidad

| Día | REACTOR | | | | | | | | | | | |
|-----|---------|------|-------------|------|-----------|------|-------------------|------|---------|------|-------------------|------|
| | Compost | | Aspergillus | | Lodo EDAR | | TQ-O ₂ | | Control | | TQ-N ₂ | |
| | COD | SV | COD | SV | COD | SV | COD | SV | COD | SV | COD | SV |
| 2 | 0,0 | 21,3 | 0,0 | 27,6 | 0,0 | 7,7 | 0,0 | 0,0 | 7,1 | 8,0 | 3,4 | 4,0 |
| 5 | 0,2 | 20,4 | 2,9 | 20,1 | 1,3 | 8,7 | 0,9 | 9,9 | 8,9 | 14,6 | 4,8 | 4,6 |
| 7 | 0,5 | 23,2 | 11,4 | 40,6 | 2,9 | 9,7 | 3,8 | 15,0 | 11,7 | 22,9 | 5,4 | 7,9 |
| 10 | 2,1 | 27,5 | 20,9 | 42,7 | 9,4 | 11,7 | 9,2 | 20,7 | 18,6 | 27,3 | 8,5 | 10,4 |
| 13 | 11,1 | 53,5 | 29,4 | 44,6 | 17,5 | 14,7 | 15,3 | 23,7 | 25,1 | 32,9 | 14,1 | 12,3 |
| 15 | 27,0 | 61,6 | 40,2 | 50,8 | 25,5 | 25,3 | 23,3 | 46,9 | 28,6 | 36,0 | 17,5 | 25,4 |
| 20 | 45,9 | 65,0 | 52,9 | 54,8 | 36,9 | 31,6 | 34,5 | 43,2 | 37,1 | 45,2 | 22,6 | 31,2 |
| 23 | 57,6 | 54,1 | 59,4 | 64,1 | 42,4 | 53,3 | 40,2 | 50,1 | 42,6 | 56,1 | 26,0 | 42,1 |
| 28 | 60,2 | 56,7 | 63,7 | 52,2 | 47,2 | 67,0 | 51,7 | 77,2 | 50,0 | 57,5 | 29,6 | 46,0 |
| 31 | 62,0 | 51,9 | 64,6 | 52,4 | 48,9 | 63,6 | 55,6 | 81,0 | 54,3 | 50,7 | 32,4 | 44,3 |
| 35 | 62,3 | 60,3 | 66,8 | 55,9 | 50,2 | 66,0 | 56,8 | 79,7 | 56,1 | 59,0 | 33,3 | 48,7 |
| 40 | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | 35,9 | 41,6 |
| 43 | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | 37,2 | 43,4 |

2.1.6 Caracterización cinética del proceso

En este apartado se recogen los resultados obtenidos en los ajustes cinéticos que resultan de aplicar el modelo de Romero (1991), detallado en el epígrafe “5.1.1.1 Procesos discontinuos” del Capítulo II de “Antecedentes generales” de esta memoria, a los resultados experimentales obtenidos en el ensayo de biodegradabilidad en discontinuo.

2.1.6.1 Ajuste del Carbono Orgánico Disuelto (COD)

La eliminación de COD se ha modelizado utilizando la ecuación representativa del modelo general de consumo de sustrato de Romero (1991). Los resultados obtenidos, ordenados en orden creciente según las velocidades específicas de crecimiento de los microorganismos, se indican en la tabla VI.13. A continuación, en la figura VI.6, pueden observarse gráficamente el grado de bondad de los ajustes realizados.

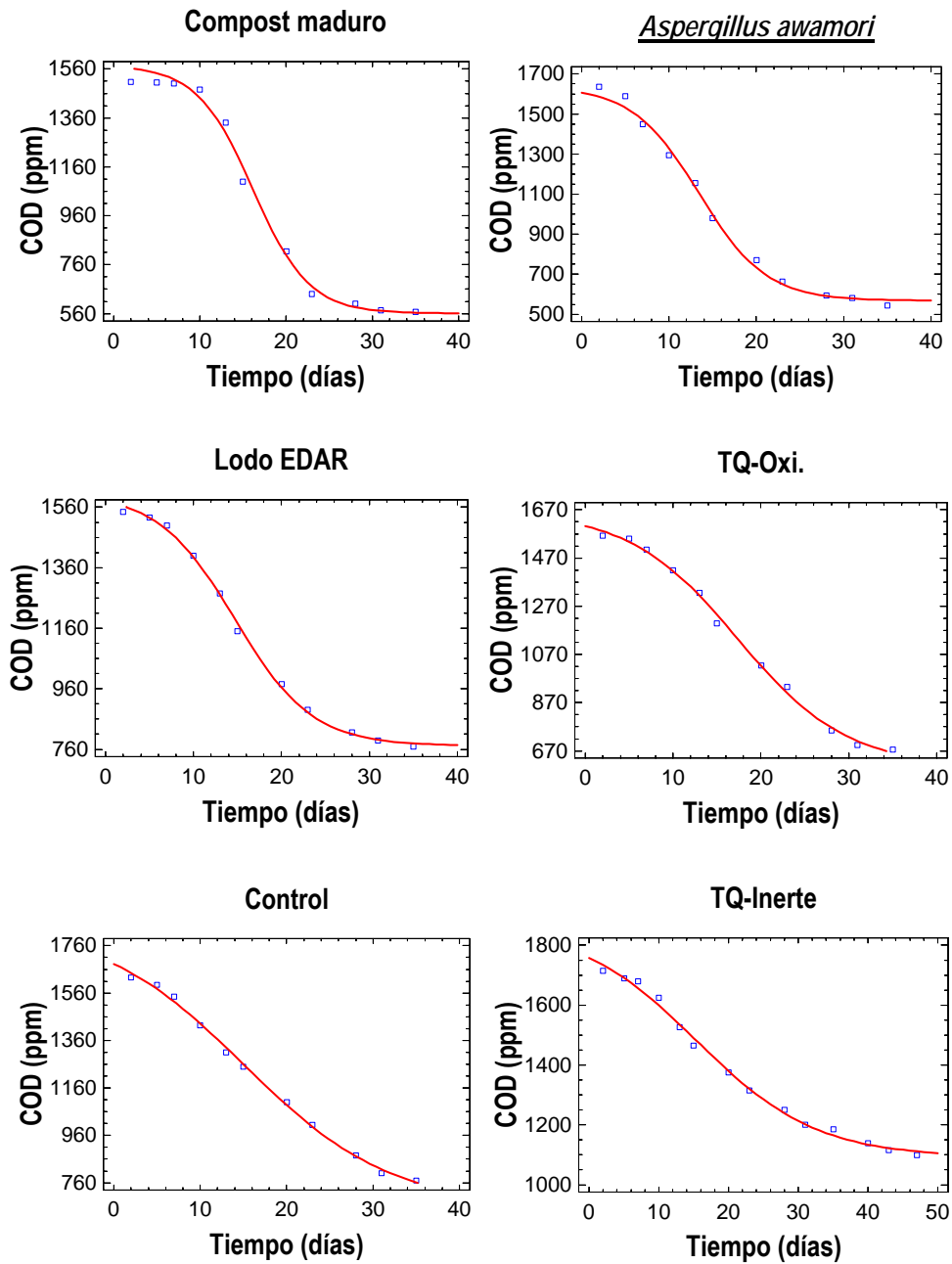


FIG. VI.5. Evolución temporal experimental (marcas azules) y modelada (línea roja) de la concentración de COD en el efluente del proceso

TABLA VI.13. Parámetros de ajuste del modelo de Romero (1991) a los datos de COD en el efluente

| | REACTOR | | | | | |
|---|--------------|--------------------|--------------|--------------|--------------|--------------|
| | Compost | <i>Aspergillus</i> | Lodo | TQ-Oxi. | Control | TQ-Inerte |
| r^2 | 0,993 | 0,990 | 0,998 | 0,997 | 0,997 | 0,995 |
| S_0 (mg/L) | 1.567,34 | 1.575,11 | 1.578,97 | 1.602,86 | 1.683,12 | 1.757,63 |
| S_{nb} (mg/L) | 561,11 | 577,00 | 771,33 | 605,47 | 657,90 | 1.092,44 |
| α | 0,385 | 0,366 | 0,489 | 0,378 | 0,391 | 0,622 |
| h (mg/L) | 1.574,20 | 1.593,25 | 1.607,00 | 1.663,22 | 1.856,05 | 1.868,37 |
| $(X_{vol}/Y_{X/S}) = h - S_0$ (mg/L) | 6,86 | 18,14 | 28,03 | 60,36 | 172,93 | 110,74 |
| μ_{MAX} (día ⁻¹) | 0,309 | 0,289 | 0,227 | 0,161 | 0,118 | 0,116 |

2.1.6.2 Ajuste de la producción de metano

En este caso, se ha procedido a realizar el ajuste del modelo general de formación de producto de Romero (1991) a los resultados experimentales de producción acumulada de metano. Dado que el modelo supone que el producto (metano) se forma como consecuencia del consumo de sustrato (COD, DQO, SV...) pueden obtenerse diferentes valores de los parámetros Y_p y S_{0b} dependiendo del sustrato considerado. Por ello, en lugar de considerarlo como un parámetro de ajuste, se ha fijado el valor del sustrato inicial biodegradable S_{0b} como el correspondiente al anterior ajuste del COD ($S_{0b} = S_0 - S_{nb}$) y, por tanto, el coeficiente de rendimiento para la formación de producto Y_p se refiere a los litros de metano generados por mg de COD consumido.

En la tabla VI.14 se presentan los resultados obtenidos en el ajuste ordenados según las velocidades específicas de crecimiento de los microorganismos. A continuación, en la figura VI.7, pueden observarse gráficamente el grado de bondad de los ajustes realizados.

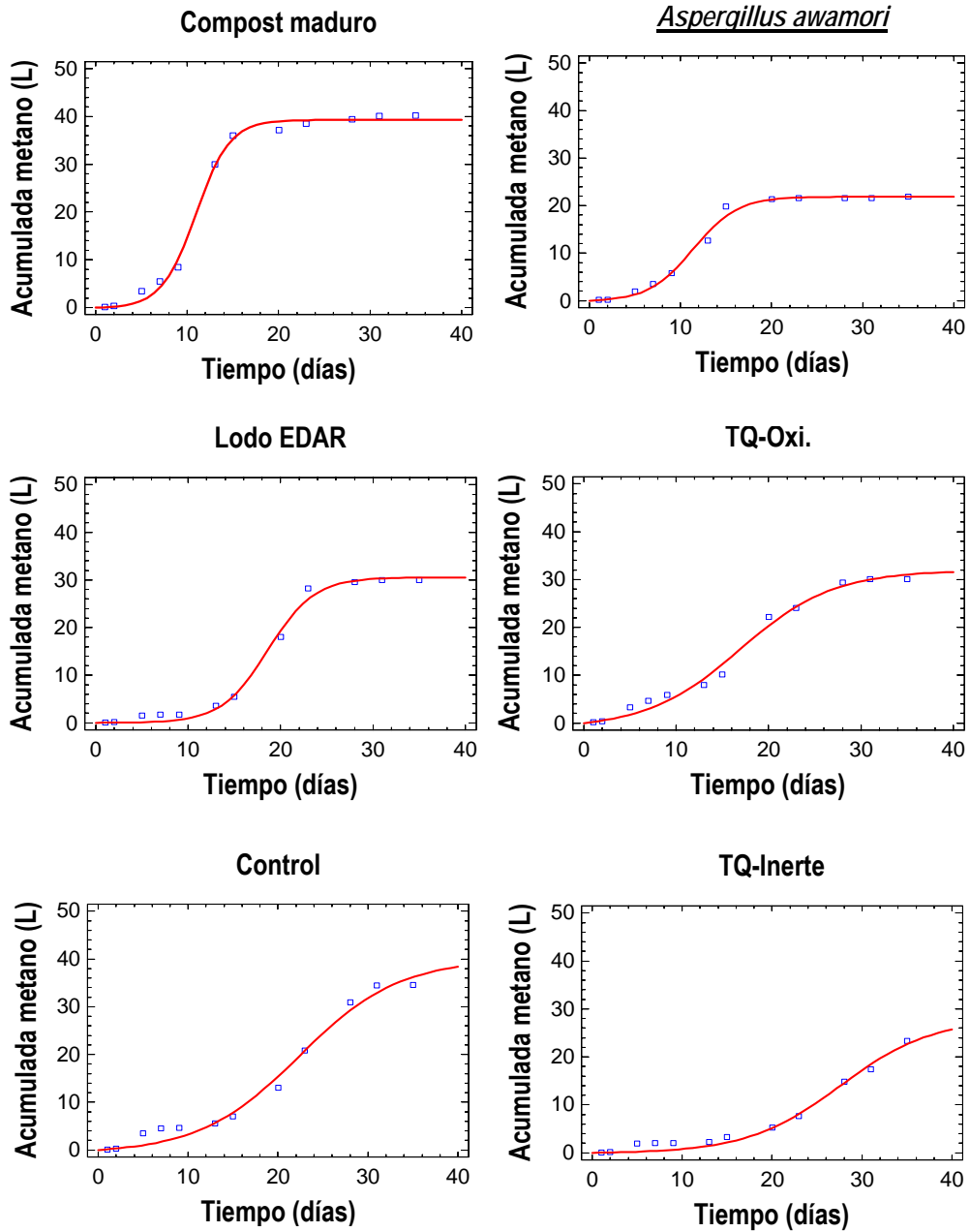


FIG. VI.7. Evolución temporal experimental (marcas azules) y modelada (línea roja) de la curva de acumulación de metano

TABLA VI.14. Parámetros de ajuste del modelo de Romero (1991) a los datos producción de metano

| | REACTOR | | | | | |
|---|--------------|--------------------|--------------|--------------|--------------|--------------|
| | Compost | <i>Aspergillus</i> | Lodo | TQ-Oxi. | Control | TQ-Inerte |
| r^2 | 0,995 | 0,992 | 0,993 | 0,988 | 0,983 | 0,990 |
| S_{b0} (mg/L) | 988,57 | 1.151,91 | 1.298,30 | 1.638,70 | 1.769,15 | 1.232,49 |
| Y_p (L CH_4 / gCOD _c) | 23,801 | 11,379 | 14,095 | 11,643 | 13,687 | 24,910 |
| $(X_{vol}/Y_{X/S}) = h \cdot S_0$ (mg/L) | 0,36970 | 0,09555 | 1,33522 | 0,01825 | 0,03102 | 0,05621 |
| μ_{MAX} (día ⁻¹) | 0,539 | 0,413 | 0,400 | 0,201 | 0,178 | 0,117 |

2.1.6.3 Análisis de los resultados de la modelización cinética

Con el objetivo de facilitar el análisis de los resultados obtenidos en el estudio cinético se ha confeccionado la tabla VI.15, en la que se exponen los valores medios de los parámetros calculados para la batería de reactores, tanto para el ajuste del modelo de consumo de sustrato (COD) como para el modelo de formación de producto (CH_4).

En primer lugar puede observarse como los valores de “h” obtenidos en todos los digestores no difieren de los valores de S_0 en gran medida. Este hecho es congruente si se tiene en cuenta que la diferencia entre ambos parámetros debe ser debida al sustrato que aporta el inóculo añadido.

En general, el proceso de digestión anaerobia seca en rango termofílico se ve claramente favorecido desde el punto de vista cinético cuando la FORSU es sometida a los pretratamientos descritos en la memoria, a excepción del TQ-N₂, ya que presentan una mayor velocidad específica de crecimiento de los microorganismos (μ_{MAX}) respecto al reactor control, calculada en función del consumo de sustrato o a partir de la generación de producto, destacando claramente entre ellos los pretratamientos con compost y el hongo *Aspergillus awamori*. Ambos producen una mejora de la μ_{MAX} , en términos de COD consumido, del 162% y 145% respectivamente.

TABLA VI.15. Valores de los parámetros cinéticos de los ajustes de consumo de COD y formación de CH₄

| | REACTORES | | | | | | | | | | | |
|--|-----------|-----------------|------------------|-----------------|---------|-----------------|-------------------|-----------------|---------|-----------------|-------------------|-----------------|
| | Compost | | <i>A.Awamori</i> | | Lodo | | TQ-O ₂ | | Control | | TQ-N ₂ | |
| | COD | CH ₄ | COD | CH ₄ | COD | CH ₄ | COD | CH ₄ | COD | CH ₄ | COD | CH ₄ |
| μ_{MAX} (días ⁻¹) | 0,309 | 0,539 | 0,289 | 0,413 | 0,227 | 0,400 | 0,161 | 0,201 | 0,118 | 0,178 | 0,116 | 0,117 |
| h (mg/L) | 1.574,2 | --- | 1.593,2 | --- | 1.607,0 | --- | 1.663,2 | --- | 1.856,0 | --- | 1.868,3 | --- |
| $\Delta\mu_{MAX}$ (%) | 42,67 | | 30,02 | | 43,32 | | 19,90 | | 33,78 | | < 1 | |
| S ₀ (mg/L) | 1.567,3 | --- | 1.575,1 | --- | 1.578,9 | --- | 1.602,8 | --- | 1.683,1 | --- | 1.757,6 | --- |
| S _{nb} (mg/L) | 561,11 | --- | 577,00 | --- | 771,33 | --- | 605,47 | --- | 657,9 | --- | 1.092,4 | --- |
| Y _p (LCH ₄ /g COD _d) | --- | 23,801 | --- | 11,379 | --- | 14,095 | --- | 11,643 | --- | 13,687 | --- | 24,910 |
| (X _{vo} /Y _{X/S}) = h·S ₀ (mg/L) | 6,9(*) | 0,3697 | 18,1(*) | 0,0955 | 28,1(*) | 1,3352 | 60,4(*) | 0,0182 | 173(*) | 0,0310 | 117(*) | 0,0562 |

(*) No es un parámetro del modelo. El valor se ha calculado a partir de h y S₀

$\Delta\mu_{MAX}$: Incremento en la μ_{MAX} cuando se estima a partir del modelo de producción de CH₄ respecto a la estimada a partir del modelo de consumo de sustrato

Por otra parte, la comparación de los resultados obtenidos en la modelización del consumo de sustrato (COD) y en la formación del producto (CH₄) para cada uno de los reactores, muestra como dato más relevante que el valor obtenido para la velocidad máxima de crecimiento específico de los microorganismos es superior cuando la estimación se realiza para la producción de CH₄.

Una posible explicación de este hecho es que la producción del metano tiene lugar por dos vías paralelas independientes: las *Archaeas* metanogénicas acetoclásticas (utilizadoras de acetato y, por tanto, de COD) y las *Archaeas* metanogénicas utilizadoras de hidrógeno (que utilizan el H₂ y CO₂ y, por tanto, no utilizan COD). Así resulta lógico que la velocidad de eliminación de COD sea inferior a la velocidad de

producción de metano. Estudios realizados por algunos autores (*Smith, 1966; McCarty, 1981*) indican que en la digestión anaerobia aproximadamente un 27-28% del total del metano formado procede de la ruta de *Archaeas* metanogénicas utilizadoras de hidrógeno. Los datos de la tabla VI.15 muestran que, el aumento de μ_{MAX} para el modelo de formación de metano se aproxima bastante a lo postulado por aquellos autores.

A continuación, en la tabla VI.16 se detallan y comparan los valores obtenidos con los establecidos como usuales en la bibliografía.

TABLA VI.16. Comparativa de velocidades específicas de crecimiento

| Velocidades de crecimiento | μ_{MAX} (días ⁻¹) | Referencia |
|---|-----------------------------------|----------------------|
| μ_{MAX} | 0,54 | (Mata-Alvarez, 1996) |
| μ_{MAX} (acidogénicas) | 0,29 | (Van Lier, 1993) |
| μ_{MAX} (metanogénicas acetoclásticas) | 0,72 | (Van Lier, 1993) |
| μ_{MAX} (metanogénicas utilizadoras de H ₂) | 0,72-1,44 | (Van Lier, 1993) |

Finalmente puede realizarse una breve comparación con los resultados obtenidos previamente en la línea de investigación.

- Estudios previos de modelización cinética del proceso de digestión anaerobia húmeda, trabajando con vinazas de vino, indican que la velocidad máxima de crecimiento de las *Archaeas* acetoclásticas era 0,3 días⁻¹ en rango mesofílico (*Valcárcel, 1985*) y 0,6 días⁻¹ en rango termofílico (*Romero, 1985*).
- Estudios de modelización cinética del proceso de digestión anaerobia húmeda en rango termofílico con lodos de depuradoras tratados en un reactor continuo de tanque agitado a escala de planta piloto (*De la Rubia Romero, 2003*) indican que, la velocidad máxima global de crecimiento de los microorganismos es de 0,195 días⁻¹.
- Los estudios de modelización cinética del proceso de degradación anaerobia termofílica (55°C) seca de FORSU (*Álvarez, 2005*) indican que la velocidad máxima de crecimiento de las poblaciones involucradas en la hidrólisis y acidogénesis

oscilan entre 0,08 y 0,18 días⁻¹; para las *Archaeas* metanogénicas acetoclásticas se sitúa en el entorno 0,23 – 0,28 días⁻¹; mientras que para las *Archaeas* utilizadoras de hidrógeno el rango es 0,33 – 0,40 días⁻¹.

- Estudios de caracterización de la digestión anaerobia seca, en rango mesofílico, de la FORSU (Fdez-Rodríguez, 2006) indican que la velocidad máxima de crecimiento de las *Archaeas* metanogénicas acetoclásticas se sitúa en el entorno 0,11 – 0,19 días⁻¹; mientras que para las *Archaeas* utilizadoras de hidrógeno el rango es 0,18 – 0,24 días⁻¹

Entre todas las referencias bibliográficas presentadas anteriormente cabe destacar los estudios de Fdez-Rodríguez (2006), en los cuales se obtuvo un valor de μ_{MAX} , a partir del ajuste del COD, de 0,111 días⁻¹ trabajando con el mismo residuo, en las mismas condiciones de humedad (digestión seca, 30% en ST) y empleando la misma tecnología. Este valor es muy similar al obtenido en el reactor control y el TQ-N₂, 0,118 y 0,116 días⁻¹ respectivamente.

Finalmente, en la tabla VI.17 se recoge en orden decreciente, el incremento en la velocidad específica de crecimiento de los microorganismos que se consigue con los distintos pretratamientos ensayados en este trabajo. Cuantitativamente, el mejor pretratamiento desde el punto de vista cinético, es el pretratamiento biológico con compost maduro.

TABLA VI.17. Incrementos de μ_{MAX} , calculada en función del consumo de COD y en función de la producción de metano, respecto al reactor control

| | REACTORES | | | | | | | | | | | |
|--|-----------|-----------------|------------------|-----------------|------|-----------------|-------------------|-----------------|---------|-----------------|-------------------|-----------------|
| | Compost | | <i>A.Awamori</i> | | Lodo | | TQ-O ₂ | | Control | | TQ-N ₂ | |
| | COD | CH ₄ | COD | CH ₄ | COD | CH ₄ | COD | CH ₄ | COD | CH ₄ | COD | CH ₄ |
| $\Delta\mu_{MAX}$ (días ⁻¹) | 162 | 203 | 145 | 132 | 92 | 125 | 36 | 13 | - | - | -2 | -34 |

2.2 Estudios de biodegradabilidad en semicontinuo

Los ensayos discontinuos realizados para estudiar la mejora de la biodegradabilidad de la FORSU industrial que puede alcanzarse mediante diferentes pretratamientos, ha permitido concluir que el mejor pretratamiento consiste en incubar durante 24 horas el residuo con compost.

Por ello, a continuación se desarrollan estudios para analizar el efecto de este pretratamiento en la operación semicontinua.

En este estudio se ensayaron dos TRS. El primero, correspondiente a 15 días, se seleccionó para determinar la mejora que se produce en los diferentes parámetros de biodegradación cuando el residuo es pretratado biológicamente mediante incubación discontinua durante 24 horas empleando compost maduro como agente enzimático.

En segundo lugar se aplicó al sistema un TRS de 10 días, con el objeto de determinar si el proceso era capaz de operar a un TRS inferior al establecido como mínimo (12 días) cuando el residuo no era pretratado. En la caracterización cinética del proceso de digestión anaerobia termofílica y seca de FORSU industrial llevada a cabo en el Capítulo IV, se llegó a la conclusión de que la velocidad global de crecimiento de los microorganismos, calculada a partir de los datos de consumo de sustrato en términos de COD, era muy similar a la velocidad de crecimiento de las poblaciones microbianas hidrolíticas y acidogénicas. Este hecho debe estar vinculado a la dificultad que encuentran los microorganismos para desarrollar la hidrólisis del residuo debido a su granulometría. Se espera que a través del pretratamiento de la FORSU, esta limitación a la transferencia de materia que se deriva del tamaño relativamente grande de partícula sea atenuado y el sistema sea capaz de operar a TRS inferiores a 12 días.

2.2.1 Caracterización físico-química de los residuos empleados

La FORSU industrial empleada, fue la misma que se utilizó en el estudio semicontinuo para la determinación de TRS_{MIN} y TRS_{OPT} , así como en los pretratamientos y estudios de biodegradabilidad en discontinuo con residuo pretratado. El compost maduro fue el mismo que se aplicó en los pretratamientos biológicos. Sus características físico-químicas se recogen en las tablas VI.18 y VI.19.

TABLA VI.18. Composición y caracterización físico-química de la pila de compost en base seca

| FORSU (kg) | LODOS (kg) | pH | NH ₄ ⁺ (mg/g) | μ _e (mS/ cm) | M.O. (%) | C (%) | NO ₃ ⁻ (mg/g) | N _{TOTAL} (%) | COD (mg/g) | P ₂ O ₅ (mg/g) | C/N |
|---------------|---------------|------|--|-------------------------------|-------------|----------|--|---------------------------|---------------|---|------|
| 10.889 | 993 | 7,27 | 0,008 | 4,92 | 25,24 | 14,63 | >0,14 | 0,74 | 21,41 | 0,26 | 19,7 |

TABLA VI.19. Caracterización físico-química de FORSU industrial de 30 mm

| | |
|---|--------|
| pH | 7,98 |
| Densidad (g/mL) | 0,65 |
| Alcalinidad (gCaCO ₃ /L) | 18,137 |
| N-total (g/Kg) | 29,0 |
| Amonio (mgNH ₃ -N/L) | 792,4 |
| P-total (g/Kg ST) | 1,12 |
| P(P ₂ O ₅) (g/Kg ST) | 0,05 |
| ST (g/g muestra) | 0,71 |
| SV (g/g muestra) | 0,16 |
| SF (g/g muestra) | 0,55 |
| CD (mg/L) | 12,74 |
| CID (mg/L) | 0,837 |
| COD (mg/L) | 11,90 |
| Acidez total (mgACh/L) | 32,65 |

2.2.2 Comparativa de rendimientos para los TRS de 15 y 10 días

El ensayo correspondiente a cada TRS se dio por concluido una vez transcurridos 3 tiempos de retención, para de esta manera asegurar que el sistema había alcanzado su estabilización.

Como puede observarse en la tabla VI.20, el pretratamiento de la FORSU provoca que el porcentaje de VCO_C respecto a la alimentada se incremente en los dos TRS probados. Cuando el residuo es pretratado y se impone al sistema un TRS de 15 días, el porcentaje de VCO_C se incrementa desde el 44,75% hasta el 72,15% en términos de COD y desde 28,75% hasta el 35,95% en términos de SV. Cuando se impone el TRS de 10 días, el incremento del porcentaje de la VCO_C es desde el 32,67% hasta el 74,63% en términos de COD y desde el 6,30% hasta el 51,76% en términos de SV.

Este incremento en el porcentaje de VCO_C cuando el residuo es pretratado, debe llevar asociado un incremento en la producción diaria de biogás y metano. Este hecho se corrobora para el TRS de 15 días, en el que se produce un incremento en la generación de biogás y metano del 15,49% y 17,07% respectivamente (tabla VI.21).

Sin embargo, cuando se impone el TRS de 10 días, la generación de biogás y metano es prácticamente nula. Este hecho indica que, aunque se produce utilización de la materia orgánica, ésta debe utilizarse fundamentalmente en síntesis celular para mantener el nivel de población microbiana y no se produce incremento en la producción de biogás o metano. Por ello, de cara al desarrollo de la biometanización puede concluirse que el pretratamiento ensayado no es efectivo para disminuir el TRS de operación por debajo de 12 días, que era el establecido como TRS_{MIN} para la FORSU industrial sin pretratar.

TABLA VI.20. VCO_{CM} expresada en términos de $mgCOD/L$ y $mgSV/L$

| FORSU industrial | TRS (d) | COD | | VCO_{CM} (% respecto a VCO_0) | SV | | VCO_{CM} (% respecto a VCO_0) |
|------------------|---------|---------|------------|---------------------------------------|----------|------------|---------------------------------------|
| | | VCO_0 | VCO_{CM} | | VCO_0 | VCO_{CM} | |
| Sin pretratar | 15 | 217,88 | 97,52 | 44,76 | 2.929,42 | 842,08 | 28,75 |
| Pretratada | 15 | 217,88 | 157,20 | 72,15 | 2.929,42 | 1.053,65 | 35,95 |
| Sin pretratar | 10 | 326,83 | 106,77 | 32,67 | 4.393,24 | 276,92 | 6,30 |
| Pretratada | 10 | 326,83 | 243,90 | 74,63 | 4.393,24 | 2.274,25 | 51,76 |

TABLA VI.21. Producción diaria media de biogás y CH_4

| FORSU industrial | TRS(d) | $L_B/L \cdot d$ | Mejora (%) | $L_{CH_4}/L \cdot d$ | Mejora (%) |
|------------------|--------|-----------------|--------------|----------------------|--------------|
| Sin pretratar | 15 | 0,71 | 15,49 | 0,41 | 17,07 |
| Pretratada | 15 | 0,82 | | 0,48 | |
| Sin pretratar | 10 | 0,17 | - 53 | 0,03 | 0 |
| Pretratada | 10 | 0,08 | | 0,03 | |

En la tabla VI.22 puede apreciarse claramente el aumento significativo en la producción acumulada de biogás y metano que se consigue cuando la FORSU es sometida al pretratamiento con compost.

TABLA VI.22. Producción acumulada de biogás y metano durante el TRS de 15 días

| Tiempo (días) | FORSU industrial sin Pretratamiento | | FORSU industrial Pretratada | |
|---------------|-------------------------------------|---------------------|-----------------------------|---------------------|
| | Biogás (L) | CH ₄ (L) | Biogás (L) | CH ₄ (L) |
| 1 | 0,691 | 0,179 | 1,540 | 0,541 |
| 2 | 0,951 | 0,181 | 4,990 | 1,639 |
| 3 | 1,210 | 0,214 | 10,440 | 5,492 |
| 4 | 1,469 | 0,276 | 16,310 | 8,174 |
| 5 | 2,074 | 0,394 | 22,410 | 8,174 |
| 6 | 2,723 | 0,629 | 27,810 | 8,174 |
| 7 | 3,345 | 0,763 | 32,660 | 12,379 |
| 8 | 4,036 | 0,995 | 36,660 | 14,904 |
| 9 | 4,771 | 1,270 | 43,840 | 17,759 |
| 10 | 5,523 | 1,563 | 51,190 | 21,276 |
| 11 | 6,301 | 1,883 | 57,040 | 24,900 |
| 12 | 7,251 | 2,267 | 62,040 | 24,900 |
| 13 | 8,202 | 2,661 | 68,840 | 24,900 |
| 14 | 9,455 | 3,273 | 74,840 | 28,673 |
| 15 | 11,098 | 4,170 | 81,090 | 32,593 |
| 16 | 13,172 | 5,139 | 87,640 | 36,518 |
| 17 | 15,419 | 6,364 | 93,290 | 39,375 |
| 18 | 18,098 | 8,027 | 97,670 | 43,188 |
| 19 | 21,642 | 10,110 | 102,670 | 43,188 |
| 20 | 24,408 | 11,759 | 108,070 | 43,188 |
| 21 | 26,482 | 12,948 | 114,070 | 46,262 |
| 22 | 28,556 | 14,148 | 118,370 | 48,939 |
| 23 | 30,544 | 15,365 | 124,720 | 52,800 |
| 24 | 32,748 | 16,764 | 130,070 | 56,359 |
| 25 | 35,255 | 18,410 | 134,220 | 58,949 |
| 26 | 38,582 | 20,467 | 138,220 | 58,949 |
| 27 | 40,829 | 21,859 | 142,200 | 58,949 |
| 28 | 41,953 | 22,561 | 145,200 | 60,878 |
| 29 | 43,768 | 23,676 | 148,000 | 62,635 |
| 30 | 44,675 | 24,176 | 151,700 | 64,830 |
| 31 | 45,756 | 24,818 | 154,400 | 66,429 |
| 32 | 46,879 | 25,536 | 155,100 | 66,866 |
| 33 | 48,262 | 26,417 | 155,850 | 66,866 |
| 34 | 49,861 | 27,433 | 156,650 | 66,866 |
| 35 | 51,417 | 28,357 | 157,480 | 67,228 |
| 36 | 52,627 | 29,084 | 157,830 | 67,353 |
| 37 | 53,733 | 29,689 | 158,230 | 67,484 |
| 38 | 54,814 | 30,242 | 158,630 | 67,656 |

| Tiempo (días) | FORSU industrial sin Pretratamiento | | FORSU industrial Pretratada | |
|---------------|-------------------------------------|---------------------|-----------------------------|---------------------|
| | Biogás (L) | CH ₄ (L) | Biogás (L) | CH ₄ (L) |
| 39 | 55,894 | 30,758 | 158,980 | 67,675 |
| 40 | 56,845 | 31,239 | 159,280 | 67,675 |
| 41 | 57,493 | 31,262 | 159,630 | 67,675 |
| 42 | 58,444 | 31,448 | 159,930 | 67,690 |
| 43 | 59,481 | 31,861 | 161,280 | 68,157 |
| 44 | 60,531 | 32,919 | 162,030 | 68,400 |
| 45 | 61,681 | 34,207 | 162,630 | 68,400 |

En la figura VI.8, puede observarse gráficamente la evolución temporal de las curvas de acumulación de biogás y metano cuando la FORSU es sometida a pretratamiento (símbolos rojos) y cuando no (símbolos azules) al imponerse en el sistema el TRS de 15 días.

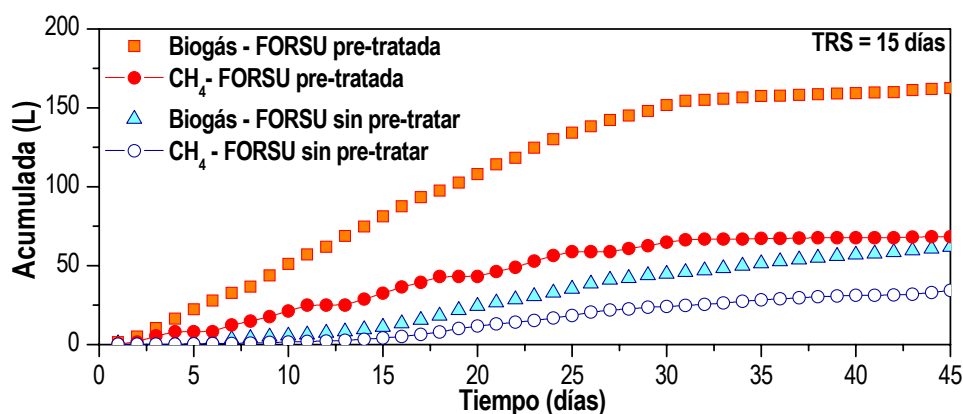


FIG. VI.8. Curvas de acumulación de biogás y metano para el residuo pretratado y sin pre-tratar

TABLA VI.23. Comparativa entre los principales parámetros de biodegradación, para un TRS de 15 días, empleando FORSU pretratada y sin pre-tratar

| | FORSU sin pretratamiento | FORSU pretratada con compost (2,5% v/v) | % Mejora |
|----------------------------------|--------------------------|---|----------|
| VCO _{CM} (mgCOD/L·d) | 97,52 | 157,20 | 61,20 |
| VCO _{CM} (mgSV/L·d) | 842,08 | 1.053,00 | 25,05 |
| COD (% Eliminación) | 44,76 | 72,15 | 61,19 |
| SV (% Eliminación) | 28,75 | 35,96 | 25,08 |
| Biogás (L/L·d) | 0,71 | 0,82 | 15,49 |
| Metano (L CH ₄ / L·d) | 0,41 | 0,48 | 17,07 |

Para el residuo pretratado, los valores de producción acumulada de biogás y metano se sitúan en 162,6 L y 68,4 L CH_4 respectivamente, mientras que cuando la FORSU no es sometida a pretratamiento, los valores son significativamente menores, 61,7 L y 34,2 L CH_4 respectivamente. Este hecho pone de manifiesto la efectividad del compost maduro como agente biológico.

Si se comparan, para el TRS de 15 días, los porcentajes de eliminación de materia orgánica cuando la FORSU es sometida a pretratamiento (tabla VI.23), con los valores obtenidos cuando el residuo no era pretratado, se observa que se produce un incremento en los porcentajes de eliminación de COD y SV del 61,2% y 25,0% respectivamente. En definitiva puede concluirse que, para el TRS de 15 días, se consigue una mejora en los diferentes parámetros de biodegradación cuando la FORSU es sometida al pretratamiento ensayado.

3. CONCLUSIONES

Ensayos discontinuos

1. Los ensayos de biodegradabilidad ponen de manifiesto que el mejor pretratamiento es aquel que consigue un equilibrio entre la solubilización de materia orgánica en fase líquida y la liberación de ácidos grasos volátiles al medio.
2. El mejor pretratamiento entre los ensayados, desde el punto de vista de la velocidad de biodegradación del residuo, es de tipo biológico, concretamente el que emplea como agente enzimático compost maduro. Durante la biodegradación, el digestor alcanza en el día 15 de operación, una producción acumulada de metano de 36 litros, una eliminación de COD del 27% y una reducción de la acidez total superior al 66%.
3. Desde el punto de vista cuantitativo, la aplicación del modelo cinético de consumo de sustrato (COD) y de producción de productos (CH₄) de Romero (1991), ha permitido la caracterización cinética de cada uno de los ensayos. Los pretratamientos se pueden clasificar, en función de la velocidad máxima de crecimiento de los microorganismos (μ_{MAX}), calculada para el consumo de COD, en la siguiente secuencia en orden de efectividad: biológico con compost, Aspergillus awamori, lodo EDAR y termoquímico en atmósfera oxidante y en atmósfera inerte.
4. Los porcentajes de aumento en la μ_{MAX} (calculada en función del COD consumido) que se consiguen con los pretratamientos ensayados, respecto al reactor que contiene FORSU sin pretratar, clasificados según la secuencia anterior (compost, Aspergillus, lodo, TQ-O₂ y TQ-N₂) son de: 162% > 145% > 92% > 36% > -2% respectivamente.

Ensayo semicontinuo

1. A partir de los resultados obtenidos en el ensayo de biodegradabilidad en semicontinuo, puede afirmarse que, cuando se trabaja a un TRS de 15 días, el pretratamiento afecta fundamentalmente a dos parámetros:

- A la Velocidad de Carga Orgánica Consumida Media (VCO_{CM}), expresada en términos de COD y SV, dando lugar a un incremento del 38% y 20% respectivamente, que se refleja en los porcentajes de eliminación de COD y SV.
 - Y, como consecuencia del incremento de la VCO_{CM} , se produce un incremento en la generación diaria de biogás y metano del 14,5% y 17% respectivamente.
2. De cara al desarrollo de la biometanización puede concluirse que el pretratamiento ensayado no es efectivo para disminuir el TRS de operación por debajo de 12 días, que era el establecido como TRS_{MIN} para la FORSU industrial sin pretratar.

CAPÍTULO VII:
Grado de consecución de los
objetivos globales y
conclusiones generales

GRADO DE CONSECUCCIÓN DE LOS OBJETIVOS GLOBALES

A partir del planteamiento general del presente trabajo, teniendo en cuenta los resultados experimentales obtenidos y la discusión realizada en los capítulos anteriores de la presente memoria, en este apartado se detalla el grado de consecución de cada uno de los objetivos globales del trabajo así como las conclusiones más relevantes.

Optimización de la puesta en marcha de un reactor semicontinuo para la degradación anaerobia termofílica seca de FORSU y determinación del $TR_{S_{MIN}}$ y $TR_{S_{OPT}}$ para la operación semicontinua en reactores convencionales de tanque agitado sin retención de microorganismos, empleando alimentación sintética triturada y FORSU industrial procedente de un trommel industrial.

✦ El arranque efectivo del sistema se ha conseguido en un período de 90 días (60 días para obtener el inóculo mediante la tecnología SEBAC y 30 días para estabilizar el sistema a TRS de 35 días). Estos datos contrastan con los indicados en la bibliografía específica para el arranque de reactores similares que suelen ser del orden de 240 días como mínimo. Además, puede alcanzarse la operación estable en tiempos de implantación comercial (TRS de 25 días) en 198 días, aproximadamente.

✦ Cuando la alimentación del sistema es FORSU sintética triturada, con un tamaño medio de partícula de 1 mm, el $TR_{S_{MIN}}$ y $TR_{S_{OPT}}$ con el que puede trabajar el sistema es de 10 y 15 días respectivamente. En el caso de alimentar el sistema con FORSU industrial, con una granulometría media de 30 mm, resulta un $TR_{S_{MIN}}$ y $TR_{S_{OPT}}$ de 12 y 15 días respectivamente. Por tanto, los resultados ponen de manifiesto que cuanto mayor sea el tamaño de partícula, mayor será el $TR_{S_{MIN}}$ característico del proceso de biodegradación.

Caracterización cinética de la digestión anaerobia termofílica seca empleando alimentación sintética.

✦ El ajuste de las ecuaciones de consumo de sustrato y de formación de producto del modelo de Romero (1991) a los resultados experimentales

permite calcular el valor de los parámetros cinéticos. Los resultados obtenidos se resumen en la siguiente tabla.

| PARÁMETRO | FORSU SINTÉTICA (1mm) | | FORSU INDUSTRIAL (30 mm) | |
|-----------------------------------|-----------------------|-------------------------------|--------------------------|-------------------------------|
| | Consumo de COD | Producción de CH ₄ | Consumo de COD | Producción de CH ₄ |
| μ_{MAX} (días ⁻¹) | 0,581 | 0,326 | 0,188 | 0,166 |
| α (tanto por uno) | 0,268 | | 0,317 | |

Como puede observarse, la granulometría del residuo así como su contenido en materia orgánica no biodegradable, representado en tanto por uno por el coeficiente α , influyen en los valores obtenidos de la μ_{MAX} . Cuanto mayor es el tamaño medio de las partículas que constituyen el residuo, menores son las velocidades máximas de crecimiento de los microorganismos estimadas a partir de los datos de consumo de sustrato (COD) y producción de productos (CH₄).

☑ **Acelerar la velocidad de hidrólisis y aumentar la biodegradabilidad anaerobia discontinua y semicontinua de la FORSU procedente de plantas industriales de tratamiento de basuras, utilizando diferentes pretratamientos termoquímicos y biológicos.**

⊕ Referente a los pretratamientos termoquímicos y biológicos de la FORSU industrial, se han obtenido las siguientes conclusiones.

- Las mejores condiciones para llevar a cabo el pretratamiento termoquímico con NaOH son: temperatura elevada (180°C), dosis de NaOH como agente químico intermedia (3 g/ L) y presión intermedia (5 bar).
- En el caso de los pretratamientos biológicos, los mejores resultados en cuanto a solubilización de componentes orgánicos a medio líquido, se han obtenido con compost maduro como agente enzimático, trabajando con un porcentaje de inoculación del 2,5% en volumen.

- ✦ Desde el punto de vista de los ensayos de biodegradabilidad en discontinuo, los resultados han puesto de manifiesto que el mejor pretratamiento es aquél que consigue un equilibrio entre la solubilización de materia orgánica en fase líquida y la liberación de ácidos grasos volátiles al medio.
 - Así, el mejor pretratamiento ha resultado ser de tipo biológico y emplea compost maduro como agente enzimático, presentando una velocidad específica de crecimiento de los microorganismos de $0,309 \text{ d}^{-1}$ (calculada a partir de los datos de consumo de COD), un 162% superior a la que presenta el reactor control que contiene FORSU sin pretratar, con un valor de $0,118 \text{ d}^{-1}$.
 - Durante el periodo de biodegradación, el digestor con FORSU pretratada alcanza, a partir de día 20 de operación, niveles de eliminación de COD y SV superiores al 46% y 65% respectivamente.
 - Además presenta la máxima producción acumulada de metano en la conclusión del experimento, con un valor de 40,18 Litros y unos porcentajes de eliminación de COD y SV del 62% y 60% respectivamente.

- ✦ A partir de los resultados obtenidos en el ensayo de biodegradabilidad en semicontinuo con FORSU industrial pretratada con compost maduro, puede afirmarse que las producciones diarias de biogás y metano se incrementan un 15,5% y 17,10% respectivamente cuando se trabaja en un TRS de 15 días. Sin embargo, el sistema no es capaz de operar a un TRS inferior al establecido como mínimo cuando el residuo no es sometido a pretratamiento, es decir, el TRS_{MIN} sostenible por el sistema empleando este tipo de alimentación sigue siendo de 12 días.

CONCLUSIONES GENERALES

- 1) El arranque efectivo de un reactor de tanque agitado, sin retención de microorganismos, operando en semicontinuo (RSTA) para la Digestión Anaerobia Termofílica y Seca de la FORSU sintética puede conseguirse en un periodo de 90 días, empleando un inóculo adaptado al tipo de residuo, mediante la tecnología SEBAC. Este período es claramente inferior a los reportados en la bibliografía siguiendo otros protocolos se arranque.

- 2) Trabajando con un reactor semicontinuo de tanque agitado (RSTA) los Tiempos de Retención de Sólidos (TRS) óptimo y mínimo, para la digestión anaerobia termofílica seca de la FORSU sintética triturada se sitúan en 15 y 10 días respectivamente.

Para el TRS óptimo de 15 días los porcentajes de eliminación de materia orgánica se sitúan en el 66% para el Carbono Orgánico Disuelto (COD) y el 89% para los Sólidos Volátiles (SV). Por otra parte, la producción de metano en este TRS es de 1,149 L CH₄/ L_{digestor} día.

- 3) Trabajando con este mismo equipo (RSTA) los Tiempos de Retención de Sólidos óptimo y mínimo para la digestión anaerobia termofílica seca de FORSU industrial, procedente de trómel de 30 mm, se sitúan en 15 y 12 días respectivamente.

Para el TRS óptimo de 15 días los porcentajes de eliminación de materia orgánica se sitúan en el 45% para el Carbono Orgánico Disuelto (COD) y el 29% para los Sólidos Volátiles (SV). Por otra parte, la producción de metano en este TRS es de 0,41 L CH₄/ L_{digestor} día.

- 4) La velocidad global de crecimiento de los microorganismos se ve influenciada por el tamaño de partícula del residuo y su carga orgánica, de tal manera que, aquella, disminuye a medida que la granulometría y la fracción no biodegradable del residuo se incrementan, como ocurre cuando se utiliza FORSU industrial en lugar de FORSU sintética.

- 5) El modelo de Romero (1991) se ha mostrado adecuado para ajustar los datos experimentales y para simular el comportamiento de la digestión anaerobia termofílica seca de FORSU tanto sintética como industrial.

De acuerdo con lo indicado en la anterior conclusión, el cálculo de los parámetros del modelo indica que la velocidad máxima de crecimiento específica de los microorganismos se sitúa en el rango 0,581-0,326 días⁻¹ trabajando con FORSU sintética y 0,188-0,166 días⁻¹ utilizando FORSU industrial. Igualmente, la fracción de sustrato no biodegradable ha resultado del 26,8% para FORSU sintética y 31,7% para FORSU industrial.

- 6) Se ha comprobado que el coeficiente de rendimiento metano/sustrato (Y_p) varía con el Tiempo de Retención de Sólidos, pudiendo modelizarse dicha dependencia mediante una función tipo Monod. La inclusión de esta modificación en el modelo de producción de productos permite ajustar los resultados experimentales de metano producido.

- 7) La aplicación de pretratamientos termoquímicos a la FORSU industrial permite solubilizar una mayor cantidad de materia orgánica respecto del residuo sin pretratar. Las mejores condiciones, entre las ensayadas en los pretratamientos termoquímicos, corresponden a una temperatura de 180°C, una dosis de NaOH de 3 g/ L y una presión de 5 bar, durante 30 minutos.

Los factores que muestran mayor influencia sobre la solubilización de la materia orgánica son la temperatura y la presión.

- 8) Igualmente, la aplicación de pretratamientos biológicos a la FORSU industrial ha permitido solubilizar una mayor cantidad de materia orgánica respecto del residuo sin pretratar. Las mejores condiciones, entre las ensayadas en los pretratamientos biológicos, corresponden a la utilización de compost maduro como agente enzimático en un porcentaje de inoculación del 2,5% en volumen y un tiempo de tratamiento de 1 día.

Para todos los agentes biológicos ensayados el aumento del porcentaje de inoculación disminuye la cantidad de materia orgánica solubilizada final.

- 9) Desde el punto de vista de la biodegradabilidad anaerobia termofílica seca de la FORSU industrial, el pretratamiento biológico con compost maduro ha ofrecido los mejores resultados.

Los resultados experimentales obtenidos en todos los ensayos discontinuos de biodegradabilidad se han ajustado adecuadamente mediante el modelo de Romero (1991), lo que ha permitido el cálculo de los parámetros cinéticos del mismo. Así, se ha determinado que el pretratamiento con compost provoca incrementos en la velocidad máxima de crecimiento específica de los microorganismos (μ_{MAX}) del 162% respecto de la obtenida para el residuo sin pretratar.

- 10) La aplicación del pretratamiento biológico con compost a la FORSU industrial ha mostrado que, operando en el Tiempo de Retención de Sólidos óptimo de 15 días en un reactor semicontinuo de tanque agitado (RSTA), se producen importantes mejoras tanto en la degradación de la materia orgánica como en la producción de biogás y metano, con respecto a la FORSU industrial no pretratada.

Así, la eliminación de Carbono Orgánico Disuelto es del 72% lo que supone un aumento del 60% respecto de la FORSU sin pretratar. Igualmente, la eliminación de los Sólidos Volátiles se sitúa en el 36%, lo que supone una mejora del 25%. Finalmente, la producción de metano se sitúa en 0,48 L CH₄/L_{digestor} día, lo que supone una mejora del 17%.

- 11) El pretratamiento con compost, sin embargo, no permite disminuir el Tiempo de Retención de Sólidos mínimo ya que los ensayos realizados con TRS de 10 días muestran que la producción de metano es insignificante, lo que provoca que este TRS no sea adecuado desde el punto de vista de la biometanización del residuo.

ANEXO:
Técnicas analíticas

En los estudios de biodegradación de FORSU, mediante Digestión Anaerobia Termofílica y Seca (DATS), el protocolo seguido para las determinaciones analíticas es sumamente importante ya que la heterogeneidad de las muestras de partida dificulta el conocimiento de los parámetros físico-químicos representativos del residuo, lo que resulta imprescindible para el correcto seguimiento y control del proceso. En este trabajo, todas las determinaciones analíticas se realizaron de acuerdo con los métodos estandarizados (APHA, AWWA, WPCF, 1989), adaptándolos a residuos de alta carga orgánica.

La caracterización físico-química del efluente del proceso se realizó aplicando las siguientes técnicas analíticas: Carbono Orgánico Total soluble (COT), Ácidos Grasos Volátiles (AGV), Sólidos Totales (ST), Sólidos Volátiles (SV), Sólidos Fijos (SF), Sólidos Totales en Suspensión (STS), Sólidos Volátiles en Suspensión (SVS), Sólidos Fijos en Suspensión (SFS), Alcalinidad, pH, Nitrógeno Total y Amoniacal, Fósforo y Demanda Química de Oxígeno (DQO).

Previamente a la realización de las determinaciones analíticas, las muestras fueron preparadas siguiendo un protocolo desarrollado por el Grupo de Investigación en experimentos anteriores. El protocolo consiste en tomar 10 gramos de FORSU acondicionada, añadirle 100 mL de agua destilada Milli Ro y homogeneizar la mezcla durante 50 minutos mediante agitación (multiagitador Magna AN 2/9). A continuación se deja decantar la muestra durante 30 minutos y se extrae el sobrenadante que resulta de la decantación mediante pipeta, realizándose entonces la correspondiente determinación analítica. Para los análisis de ST, SV y SF no se siguió este procedimiento.

Por otra parte, para el efluente gaseoso del proceso se midió, diariamente, el volumen de biogás generado y su composición fue caracterizada mediante cromatografía gaseosa.

1. MUESTREO Y PREPARACIÓN DE LOS RESIDUOS SÓLIDOS

En las diferentes etapas del plan de trabajo desarrollado se han empleado los siguientes residuos sólidos: FORSU, purines y lodos de depuradora digeridos anaeróbicamente.

Los lodos y los purines fueron empleados directamente en los ensayos, mientras que la FORSU tuvo que ser seleccionada, secada y triturada. Al residuo obtenido tras este procesamiento se ha denominado FORSU acondicionada.

Las diferentes remesas de FORSU utilizadas en los ensayos realizados, tuvieron tres orígenes distintos:

1. *FORSU seleccionada en origen*: procedente de los bidones de recogida de basura de la cafetería del campus universitario de Puerto Real (Cádiz). Se empleó en el montaje del sistema SEBAC para la obtención del inóculo que sería empleado en el ensayo semicontinuo con FORSU sintética.
2. *FORSU sintética*: Preparada artificialmente mediante referencias bibliográficas. Se utilizó en el ensayo semicontinuo para la determinación del TRS_{MIN} y el TRS_{OPT} con el que puede operar el sistema y en la caracterización cinética del proceso de Digestión Anaerobia Termofílica y Seca (DATS).
3. *FORSU industrial*: procedente del trommel de 30 mm de la Planta de compostaje y reciclaje de Las Calandrias (Jerez de la Frontera, Cádiz). Se empleó en el ensayo semicontinuo para estudiar el efecto del tamaño de partícula y la carga orgánica sobre el TRS_{MIN} y el TRS_{OPT} , en los pretratamientos y, finalmente, en los ensayos de biodegradabilidad en discontinuo y semicontinuo con FORSU pretratada.

2. SELECCIÓN Y ACONDICIONAMIENTO DE LAS MATERIAS PRIMAS

A continuación se indican las operaciones realizadas sobre la FORSU en cada caso:

FORSU selecciona en origen

Primeramente se realizó una separación manual de las fracciones orgánicas e inorgánicas y a continuación se descartaron algunos materiales orgánicos (principalmente papel), con el objetivo de obtener una fracción orgánica de fácil biodegradación. El resultado final fue la obtención de una muestra representativa de la Fracción Orgánica de los Residuos Sólidos Urbanos seleccionados en origen. Posteriormente, se disminuyó el tamaño de partícula de los residuos hasta unos 10 *cm*

de diámetro mediante cortado manual (figura A.1). Para un buen funcionamiento del proceso de digestión anaerobia seca se requiere controlar el contenido en ST y el porcentaje de humedad, parámetros muy importantes en el arranque del proceso. Por este motivo, el siguiente paso en el acondicionamiento fue forzar el secado de los alimentos a 55°C durante 48 horas y posteriormente a T^a ambiente (mediante un ventilador industrial marca S&P, modelo Meteor NC) durante 72 horas hasta un contenido final de humedad aproximado del 10%. A continuación se llevó a cabo la trituración de la FORSU seca hasta un tamaño de partícula de aproximadamente 1 cm, empleando para ello un triturador industrial marca Einhell modelo 1.800-F. De esta forma se consigue aumentar la superficie específica colonizable por los microorganismos y una muestra mucho más homogeneizada que permite realizar una caracterización físico-química inicial del residuo representativa del conjunto.

El último paso en el acondicionamiento, consistió en ajustar el contenido de humedad hasta un 70-75% (25-30% en ST, característico de la digestión anaerobia seca) con agua, lixiviado de basura, lodo o combinaciones entre ellos.



FIG. A.1. Basura bruta seleccionada en origen y desbrozadora

FORSU sintética

Con el objeto de evitar posibles distorsiones en la composición de la FORSU seleccionada en origen y dado que el régimen de operación es en semicontinuo, se optó por preparar una alimentación sintética basada en los requerimientos nutricionales de los principales microorganismos implicados (Martín *et al.*, 1999), ya que es importante

que la composición del residuo alimentado al reactor sea uniforme, durante toda la experimentación, para poder establecer los rendimientos del proceso (tabla A.1).

TABLA A.1. Composición de la FORSU sintética

| Composición | | Peso (kg) |
|--------------------------------|-------------------|----------------|
| Vegetales | Lechuga | 13 |
| | Coliflor | 3 |
| | Repollo | 1 |
| Frutas (Vitaminas y minerales) | Peras | 2,5 |
| | Plátanos | 5 |
| | Manzana Golden | 2,5 |
| | Manzana Fuji | 2,5 |
| | Naranjas | 7 |
| | Cebolla | 4 |
| Tubérculos | Zanahoria | 1 |
| | Patatas | 9 |
| | Tomates | 2 |
| | Carne (Proteínas) | Carne de cerdo |
| Pasta (Hidratos de carbono) | Macarrones | 2 |
| | Espirales | 2 |
| Legumbres | Arroz | 4 |
| | Pan | 1 |
| | Garbanzos | 1 |
| Pan (Glúcidos) | Barras | 4 |

El procesado del residuo es análogo al de la FORSU seleccionada en origen pero, además, el residuo fue nuevamente triturado para reducir su tamaño de partícula hasta 1 mm. El molino empleado se muestra en la figura A.2.



FIG. A.2. Molino empleado para la molienda y residuo triturado

FORSU industrial

Este residuo se empleó en los ensayos sin ser sometido a ningún tipo de acondicionamiento previo (figura A.3), con el objeto de que los resultados obtenidos fuesen representativos de un proceso de biometanización, de un residuo industrial, a escala de laboratorio.



FIG. A.3. FORSU 30 mm

3. PUESTA A PUNTO DE LAS TÉCNICAS ANALÍTICAS

La heterogeneidad en la composición de los RSU ha hecho necesaria la puesta a punto de diferentes técnicas analíticas que no estaban disponibles previamente, antes de comenzar con las etapas experimentales. Además, dado que no existen métodos estándar aplicables a lixiviados de basura, ha resultado necesario realizar modificaciones sobre los métodos estandarizados para aguas residuales, con el objeto de adaptarlos a estos residuos de alta carga orgánica.

3.1 Metodología de preparación de muestras y esquema analítico global

Las muestras de residuo sólido han necesitado de un acondicionamiento característico que permitiese la homogeneidad y representatividad de cara a las técnicas analíticas utilizadas en el trabajo.

Para algunos parámetros analíticos, tanto en los purines como en los RSU, fue necesario aplicar un protocolo de extracción de componentes por lixiviación para su análisis en fase líquida.

La optimización de la extractabilidad de estos componentes se realizó mediante la aplicación de ensayos de lixiviación en los que se tomaron muestras a diferentes tiempos para determinar el tiempo necesario para la optimización del proceso. Los ensayos realizados mostraron que la extracción del 99% de la materia orgánica, medida en términos de COT soluble, y la estabilidad en el valor de la conductividad se alcanzaba antes de los 30 minutos de lixiviación. No obstante, se realizaron ensayos de lixiviación de 50 minutos para asegurar la total liberación de las sustancias solubles.

Para la caracterización físico-química diaria de las muestras sólidas procedentes de los reactores se siguió el esquema analítico que se muestra en la figura A.4.

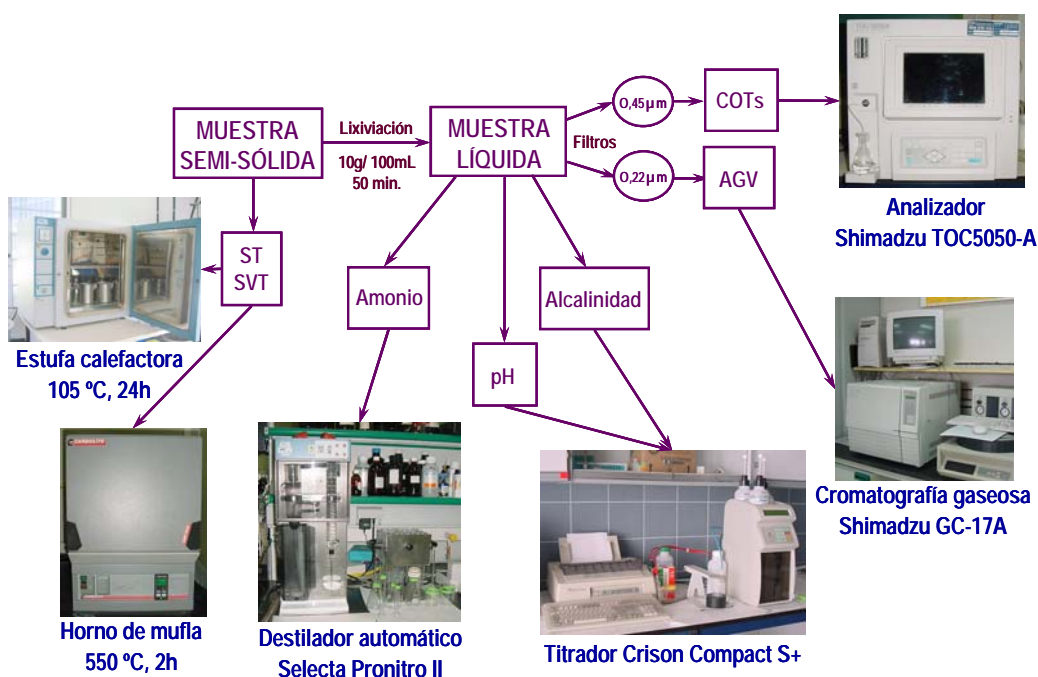


FIG. A.4. Esquema del procedimiento analítico seguido para una muestra de residuo sólido

En el caso de las muestras gaseosas diarias procedentes de los reactores, el esquema analítico se corresponde con el que se muestra en la figura A.5.

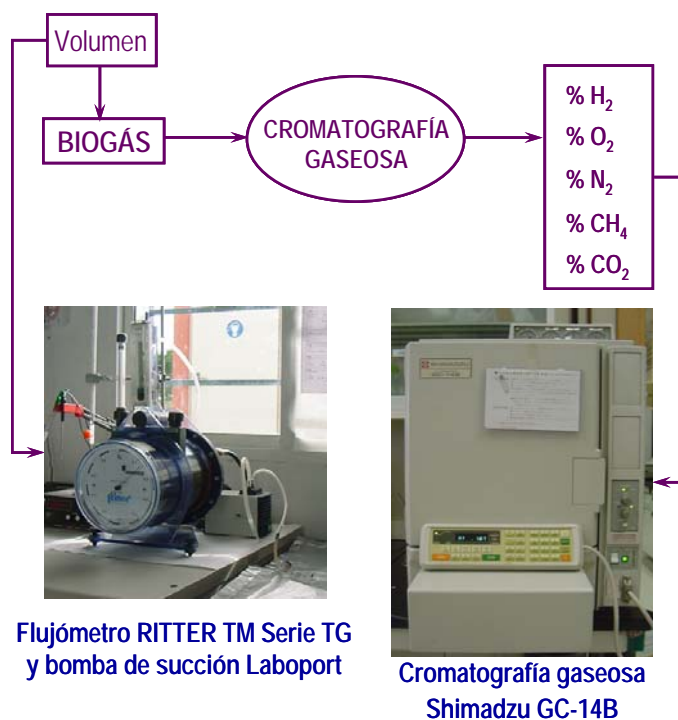


FIG. A.5. Esquema del procedimiento analítico seguido para una muestra gaseosa

3.1.1 pH

La determinación se realizó mediante una técnica de medida potenciométrica utilizando un pHmetro de sobremesa Hanna 210 con un electrodo de vidrio de diafragma cerámico y sistema de referencia Ag/AgCl normalizado, provisto de sonda de compensación automática de temperatura. El equipo utilizado posee un sistema autocalibrante de reconocimiento de soluciones patrón de pH 4,01, 6,86, 7,01, 9,18 y 10,01.

La medición se realizó de forma directa de acuerdo al método normalizado 4500B de la APHA-AWWA-WPFC, por inmersión del electrodo de pH en la muestra convenientemente homogeneizada mediante agitación, previa calibración del equipo.

3.1.2 Sólidos Totales (ST)

La determinación se realizó mediante una técnica gravimétrica utilizando una balanza autocalibrante OHAUS Explorer con una precisión de 0,0001 gramos, de acuerdo con el método normalizado 2540B de la APHA-AWWA-WPFC. Se evaporó la muestra, en un crisol pesado y secado, a peso constante, en una estufa a 103-105°C. El aumento de peso sobre el peso del crisol vacío representa los Sólidos Totales.

3.1.3 Sólidos Volátiles (SV)

La determinación se realizó mediante una técnica gravimétrica utilizando una balanza autocalibrante OHAUS Explorer con una precisión de 0,0001 gramos, de acuerdo con el método normalizado 2540E de la APHA-AWWA-WPFC. Se calcinó el residuo producido en la determinación de Sólidos Totales según el método 2540B a peso constante en un horno de muffle Carbolite ELF 14 a una temperatura de 550°C durante 2 horas.

La disminución de peso del crisol tras la incineración del residuo seco, anteriormente mencionada, representa el contenido en Sólidos Volátiles.

3.1.4 Carbono Orgánico Total soluble (COT soluble)

Para esta determinación se utilizó un analizador de Carbono Orgánico Total Shimadzu TOC-5050A de acuerdo con el método normalizado de combustión-infrarrojos 5310B de la APHA-AWWA-WPFC.

El valor de Carbono Orgánico Total se obtiene por diferencia entre la cantidad de CO₂ desprendido de la oxidación completa de la muestra a 685°C (Carbono Total, TC) y el CO₂ desprendido del tratamiento ácido de la muestra con ácido fosfórico 1:4 (Carbono Inorgánico, IC).

La acidificación de la muestra a pH inferior a 2 sólo se realizará en caso de ser necesaria una conservación duradera, considerando siempre que el contenido en Carbono Total e Inorgánico puede alterarse, e incluso el Carbono Orgánico, si existen

componentes volátiles tales como disolventes orgánicos o ácidos orgánicos de cadena corta. Por ello se evitó, como norma general, la conservación de las muestras.

La determinación para muestras sólidas se realiza sobre una muestra filtrada resultante de la lixiviación de 10 gramos de residuo en 100 mL de agua Mro. La lixiviación se lleva a cabo en un vaso de precipitado de 250 mL durante 50 minutos en un multiagitador Magna AN 2/9. Para el caso de los lodos, se filtró directamente sin lixiviar la muestra previamente. La filtración de las muestras se realizó utilizando un filtro de fibra de vidrio Millipore AP-4004705 de 0,45 μm .

El analizador de COT fue calibrado de acuerdo a la norma ASTM D-2579-93 y el resultado de la calibración se presenta en la siguiente tabla A.2:

TABLA A.2. Rectas de calibrado de COT soluble

| | Rectas | Factor de respuesta ($\times 10^4$) | r^2 |
|----|---------------|---------------------------------------|--------|
| CT | 0-10,34 ppm C | 3,37 | 0,9999 |
| | 0-103,4 ppm C | 35,36 | 0,9999 |
| | 0-1034 ppm C | 365,46 | 0,9999 |
| CI | 0-10,06 ppm C | 2,68 | 0,9999 |
| | 0-100,6 ppm C | 28,12 | 0,9999 |
| | 0-947,0 ppm C | 276,05 | 0,9999 |

La utilidad de este parámetro para el seguimiento de la evolución de la digestión anaerobia de residuos sólidos se centra en obtener una medida muy precisa de la materia orgánica solubilizable en el proceso y, por tanto, degradable en la fase líquida.

3.1.5 Nitrógeno total

La determinación se realizó mediante una técnica volumétrica basada en el método Kjeldahl 4500-N_{org}-B de la APHA-AWWA-WPFC para determinación de N orgánico más nitrógeno amoniacal por retrovaloración con ácido sulfúrico del exceso de sosa añadido a la muestra, previamente digerida con ácido en caliente y, a continuación, destilada y recogida sobre ácido bórico. Como principales modificaciones realizadas al método se pueden citar:

- Pretratamiento térmico de la muestra a 60°C durante 48 horas y trituración hasta reducir el tamaño de partícula por debajo de 0,5 mm.

- Utilización de un bloque de digestión Selecta Bloc Digest12P, en el que se tratan las muestras sólidas con 15 mL de H₂SO₄ concentrado a 225°C durante unos 10 minutos y a 400°C hasta que la solución se torne límpida (verde azulado) durante aproximadamente 1 hora.
- Utilización de un destilador automatizado por arrastre de vapor Selecta Pronitro II, que permite realizar la destilación del amonio liberado en el tratamiento ácido y su recogida sobre una disolución de ácido bórico de forma automatizada.
- Como catalizador para la digestión se empleó una mezcla de selenio, sulfato de cobre anhidro y sulfato potásico en una proporción en peso 12:15:173.



FIG. A.6. Equipo de digestión Selecta Bloc Digest 12P

La recuperación de N orgánico utilizando este método osciló entre el 97 y el 99%, como atestiguan los ensayos de recuperación realizados con urea. Las muestras deben conservarse a 4°C, aunque su durabilidad es escasa.

3.1.6 Nitrógeno amoniacal

La determinación se realizó mediante una técnica volumétrica de retrovaloración con ácido sulfúrico 0,02 N del destilado de una muestra previamente tamponada con tampón borato. Este método es una variación del 4500-NH₃-E de la APHA-AWWA-WPFC. El nitrógeno amoniacal es recogido mediante destilación sobre ácido bórico que es retrovalorado con ácido sulfúrico.

El pretratamiento aplicado a las muestras de residuo sólido consistió en la lixiviación, durante 50 minutos, de 10 gramos de residuo en 100 mL de agua Mro y posterior

filtración a través de un filtro de fibra de vidrio Millipore AP-4004705 de 0,45 μm . Como principales modificaciones al método normalizado de análisis cabe citar:

- Utilización de un destilador automatizado por arrastre de vapor Selecta Pronitro I, que permite realizar la destilación del amonio liberado a pH tamponado y su recogida sobre una disolución de ácido bórico de forma automatizada.

La recuperación de N amoniacal utilizando este método se mantuvo siempre por encima del 99%, como atestiguan los ensayos de recuperación realizados con patrones de cloruro amónico.

Las muestras deben conservarse acidificadas a pH inferior a 2 y a 4°C, pero deben ser analizadas lo antes posible pues poseen escasa durabilidad.

3.1.7 Fósforo total

La determinación se realizó a 470 nm mediante una técnica colorimétrica utilizando un espectrofotómetro Phillips PU8625 de acuerdo con el método normalizado del ácido vanadomolibdofosfórico 4500-P-C de la APHA-AWWA-WPFC previa digestión ácida de la muestra.

Como pretratamientos aplicados a la muestra se procedió a su secado a 60°C durante 48 h, trituración y calcinación a 470°C durante 24 horas.

La materia orgánica y el fósforo orgánico son mineralizados mediante digestión ácida con HNO_3 y HClO_4 . Todo el ortofosfato resultante pasa a combinarse con vanadato y molibdato para formar el ácido vanadomolibdofosfórico cuya concentración se determina a 470 nm .

En la figura A.7 se representa el ajuste de regresión lineal de la relación entre Absorbancia a 470 nm y concentración de fósforo total expresada como mg P/L .

La recta de calibrado que resulta es la que sigue:

$$\text{Concentración (mg P/L)} = 19,227 \times (\text{Absorbancia 470 nm}) \text{ con } R^2 = 0,9993.$$

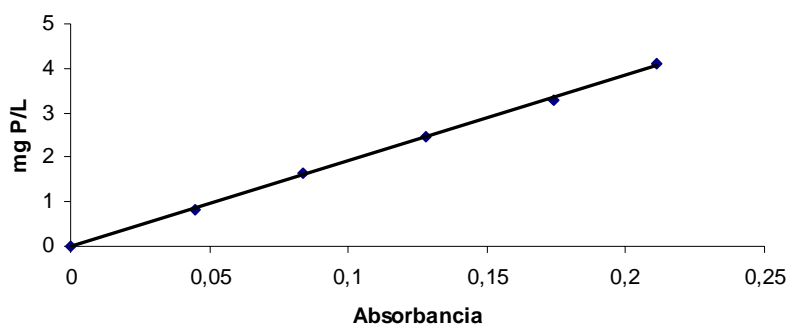


FIG. A.7. Recta de calibrado de fósforo total

Si sólo se va a determinar el fósforo total y no se van a determinar las diferentes formas del fósforo, las muestras pueden ser conservadas, acidificadas o congeladas.

3.1.8 Alcalinidad

La determinación de la alcalinidad se realizó mediante una técnica volumétrica de valoración potenciométrica hasta punto final. Este método es una variación del 2320-B de la APHA-AWWA-WPFC.

La muestra de residuo fue disgregada en agua Mro, en una proporción 10 gramos de muestra frente a 100 mL de agua Mro e inmediatamente titulada con ácido sulfúrico 0,2 N hasta pH final 4,3. Opcionalmente, se utilizó un equipo de titración CRISON Compact Titrator S+, que permite la determinación del punto de inflexión final de titulación, que situó el pH final en 4,31 para las muestras disgregadas de FORSU.

Las muestras fueron analizadas inmediatamente tras su disgregación ya que su conservación no es recomendable.

3.1.9 Acidez volátil por Cromatografía Gaseosa

La determinación se efectuó sobre muestras previamente acidificadas con ácido fosfórico concentrado y filtradas hasta 0,22 μm con filtros de Millipore GVWP025000.

Para las muestras de residuo sólido se realizó previamente la extracción por lixiviación

de los ácidos orgánicos solubles contenidos en 10 gramos de muestra con 100 mL de agua Mro.

El equipo utilizado es un cromatógrafo de gases Shimadzu GC-17A como el que se muestra en la figura A.4. En este equipo se han determinado, cuantitativamente, las concentraciones de nueve ácidos grasos de cadena corta: acético (C2), propiónico (C3), isobutírico (iC4), butírico (C4), isovalérico (iC5), valérico (C5), isocaproico (iC6), caproico (C6) y heptanoico (C7). Las características del método cromatográfico son las siguientes:

- Cromatografía capilar con columna de fase fija de Nukol (polietilenglicol modificado con ácido tereftálico) de 30 m, 25 mm de diámetro interno y 25 μm de película, que separa los componentes de la muestra según su fuerza ácida.
- Detección mediante detector de ionización a la llama (FID) a 250°C operando en el rango más sensible (rango de detección 0).
- Helio como gas portador a 50 mL/min y 600 kPa (que en las condiciones de purga y *split* empleadas supone 30 cm/s de velocidad lineal y un flujo en columna de 1,1 mL/min). Aire sintético (500 mL/min y 50 kPa) e hidrógeno (50 mL/min y 60 kPa) como mezcla de gases para la detección a la llama y nitrógeno (30 mL/min y 75 kPa) como gas auxiliar de *make up*.
- Inyección manual de 1 μL a 250°C con *split* 1:10 y purga de 3 mL/min.
- Programación de temperaturas en el horno tal y como sigue:
 - 1º) Temperatura inicial de 115 °C durante 2 minutos.
 - 2º) Rampa de temperatura de 5°C/ minuto hasta alcanzar 195 °C.
 - 3º) Temperatura constante (195°C) durante 18 minutos.
- Patrón interno de fenol de concentración conocida (entre 500-600 mg/L), que se incluye en todas las muestras inyectadas a la misma concentración.

En la figura A.8 se presenta un cromatograma tipo de una mezcla de ácidos C2-C7 más el estándar interno de fenol.

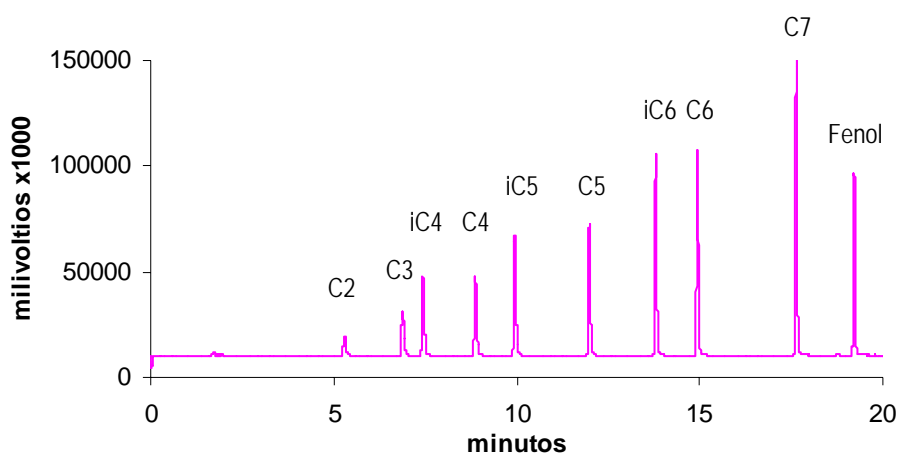


FIG. A.8. Cromatograma tipo de la mezcla patrones C2-C7 con fenol

Para la obtención de los factores de respuesta de los ácidos se realizaron diluciones de una mezcla de ácidos de SUPELCO denominada *Volatile Acids Standard Mix 46975-U*, formada por la serie C2-C7 en concentraciones 10 mM.

En la tabla A.3 se presenta el rango de concentraciones ensayadas, los factores de respuesta obtenidos, el valor del coeficiente de regresión lineal de los resultados y el tiempo de retención observado.

TABLA A.3. Factores de respuesta individuales de AGV

| | Rango (en mg/L) | Factor de respuesta (unidad arbitraria) | Tiempo de retención (min) | r^2 |
|-------------|-----------------|--|------------------------------|--------|
| Acético | 30-500 | 4,7360 | 5,35 | 0,9931 |
| Propiónico | 40-600 | 2,6883 | 6,95 | 0,9928 |
| Isobutírico | 40-700 | 1,9448 | 7,55 | 0,9953 |
| Butírico | 40-700 | 1,9428 | 8,95 | 0,9953 |
| Isovalérico | 50-800 | 1,5661 | 10,05 | 0,9948 |
| Valérico | 50-800 | 1,5643 | 12,05 | 0,9944 |
| Isocaproico | 60-900 | 1,3856 | 13,85 | 0,9912 |
| Caproico | 60-900 | 1,3781 | 14,95 | 0,9905 |
| Heptanoico | 65-1050 | 1,2390 | 17,65 | 0,9925 |

Las muestras han de conservarse filtradas por $0,22 \mu\text{m}$ y congeladas. En estas condiciones se conservan muy bien durante largos periodos.

3.1.10 Volumen de biogás

Se empleó la recogida de biogás en bolsas de muestreo de gases. En general, se emplearon bolsas de muestreo y almacenamiento de gases (SKC serie 232) de 40 y 10 litros de capacidad, construidas en Tedlar.



FIG. A.9. Jeringa y bolsa Tedlar empleada en la recogida de gases de los ensayos discontinuos

Las bolsas estaban dotadas de una conexión con válvula y un septum que permitía la toma de muestra de gases del interior utilizando una jeringa para gases Dynatech Gastight de 1 mL .

La cuantificación del volumen en la bolsa se realizó empleando un sistema de extracción de dos componentes:

- Bomba de succión de gases Laboport KNF (KT-18) con una capacidad de $5,5 \text{ L/ minuto}$ en condiciones estándar de presión y temperatura.
- Flujómetro de gases de precisión Ritter TG-1 tipo tambor rotatorio sumergido en aceite sintético Rixol-III que tiene un error máximo del 0,2%: Este equipo lleva incorporado un termómetro y un manómetro de aceite para poder realizar la compensación de volumen debida a las diferentes condiciones de temperatura y presión de las muestras.

Con estos dos equipos se vaciaban las bolsas al tiempo que se determinaba el volumen contenido en ellas. Una vez realizadas las correcciones correspondientes a la

temperatura y presión del sistema, los resultados se expresan en litros de biogás producidos en condiciones normales de presión y temperatura. En la figura A.5 se presenta el conjunto de los dos equipos conectados entre sí.

3.1.11 Composición del biogás

La composición del biogás se determina por cromatografía gaseosa. A través de un sistema cromatográfico se determinan los porcentajes de hidrógeno, oxígeno, nitrógeno, dióxido de carbono y metano.

El equipo utilizado es un cromatógrafo Shimadzu GC-14B constituido por:

- Columna empacada de acero inoxidable Carbosieve S-II de 2 metros de longitud y 1/8 de pulgada de diámetro del tipo tamiz molecular.
- Inyección directa mediante *glass insert* liso a 100°C. La inyección de muestra se realiza con una jeringa Dynatech Gastight de 1 mL.
- Detector de conductividad térmica (TCD), que opera a 150°C, con pre-horno a 175°C y con una intensidad de corriente en el filamento de 50 mA.

La programación de temperaturas del horno del equipo es la que sigue:

- 1º) Temperatura constante de 55°C durante 7 minutos.
- 2º) Rampa de temperatura de 40°C/ min hasta alcanzar 150°C.
- 3º) Temperatura constante de 155°C durante 5,5 minutos.
- 4º) Rampa de temperatura de 40°C/ min hasta alcanzar 180°C.
- 5º) Temperatura constante de 180°C durante 4,3 minutos.

El gas portador utilizado es el Helio a un caudal de 30 mL/ min a 500 kPa.

Para la obtención de los factores de respuesta de los componentes del biogás se ha empleado una mezcla comercial de gases preparada por Carbueros Metálicos S.A., que atiende a la composición que se detalla en la tabla A.4.

TABLA A.4. Composición de la mezcla de gases patrón

| Componente | % v/v |
|--------------------|-------|
| Hidrógeno | 5,02 |
| Oxígeno | 1,99 |
| Nitrógeno | 5,00 |
| Metano | 67,99 |
| Dióxido de carbono | 20,00 |

Inyectando diferentes cantidades de muestra es posible establecer relaciones lineales entre la concentración de los componentes y las áreas de pico determinadas. En la figura A.10 se muestra un cromatograma tipo del patrón de mezcla de gases.

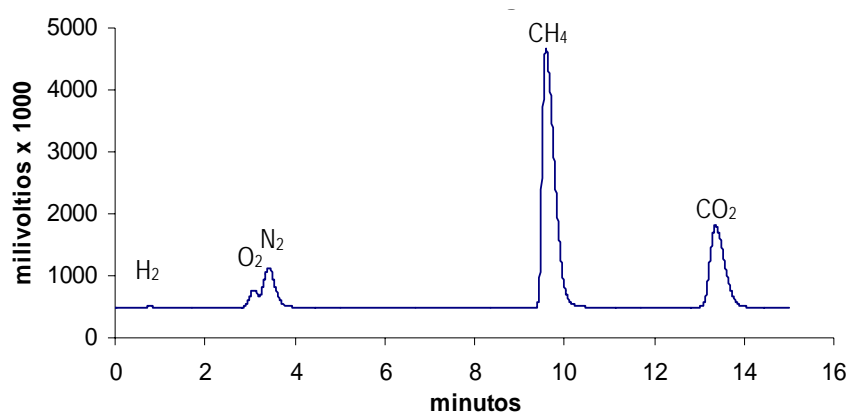


FIG. A.10. Cromatograma tipo del patrón de mezcla de gases empleado

En la tabla A.5 se presentan los factores de respuesta obtenidos, el valor del coeficiente de regresión lineal de los resultados y el tiempo de retención observado:

TABLA A.5. Factor de respuesta individual de los componentes del biogás

| Componente | Factor de respuesta x10 ⁴ (unidad arbitraria) | Tiempo de retención (min) | r ² |
|--------------------|---|---------------------------|----------------|
| Hidrógeno | 456,9 | 0,676 | 0,9905 |
| Oxígeno | 6,800 | 2,919 | 0,9965 |
| Nitrógeno | 5,466 | 3,230 | 0,9923 |
| Dióxido de carbono | 7,841 | 9,442 | 0,9982 |
| Metano | 5,802 | 13,720 | 0,9839 |

Las muestras no se han conservado nunca y han sido inyectadas siempre inmediatamente tras su extracción.

BIBLIOGRAFÍA

BIBLIOGRAFÍA

- Ahring, B. K. (1994). "Status on science and application of thermophilic anaerobic digestion". *Water Science and Technology*, 30(12), 241-249.
- Ahring, B. K., Sandberg, M., Angelidaki, I. (1995). "Volatile fatty acids as indicator of process imbalance in anaerobic digestion". *Applied Microbiological Biotechnology*, 43(3), 559-565.
- Ahring B. K., Ibrahim A. A., Mladenovska Z. (2001). "Effect of temperature increase from 55 to 65°C on performance and microbial population dynamics of an anaerobic reactor treating cattle manure". *Water Research* 35(10), 2446-2452.
- Aiba S.; Humphrey A. E.; Millis N. F. (1973) "Biochemical Engineering". Academic Press. 2ª Ed.
- Alatiqi, A.M., Hamoda, M.F., Dadkhah, A.A. (1998). "Kinetic analysis of thermophilic anaerobic digestion of wastewater sludge". *Wat. Air Soil Pollut.*, 107: 393-407.
- Álvarez Gallego, C.J. (1998). "Estudios de biodegradabilidad aerobia de residuos aceitosos procedentes de taladrinas industriales". Tesis de Licenciatura, Universidad de Cádiz.
- Álvarez Gallego, C. J. (2005). "Ensayo de diferentes procedimientos para el arranque de un proceso de codigestión anaerobia seca de FORSU y lodos de depuradora en rango termofílico". Universidad de Cádiz. Tesis doctoral.
- Alleman, J. E., Kim, B. J., Quivey, D. M. And Wquihua, L. O. (1994) "Alkaline hydrolysis of munitions-grado nitrocellulose". *Wat. Sci. Tech.* 30, 63-72.
- Angelidaki I., Ahring B.K. (1993). "Thermophilic anaerobic digestion of livestock waste: effect of ammonia". *Applied Microbiology and Biotechnology*, 38, 560-564.
- Angelidaki I., Ahring B.K. (1997). "Codigestion of olive oil mill wastewaters with manure, household waste or sewage sludge". *Biodegradation* 8, 221-226.
- Angelidaki I., Ellegaard L., Ahring B.K. (1997). "Modelling anaerobic codigestion of manure with olive oil mill effluent". *Water Science and Technology* 36(6-7), 263-270.
- Angelidaki I.; Schmidt J. E., Ellegaard L.; Ahring, B. K. (1998). "An automatic system for simultaneous monitoring of gas evolution in multiple closed vessels". *Journal of Microbiological Methods* 33(1), 93-100.
- Angenent L. T., Sung S., Raskin L. (2002). "Methanogenic population dynamics during start up of a full-scale anaerobic sequencing batch reactor treating swine waste". *Water Research* 36, 4648-4654.
- APHA; AWWA; WPCF. (1992). "Métodos normalizados. Para análisis de aguas potables y residuales". Ed. Díaz de Santo, S.A.
- Anon, (2000). "Toronto's strategy for doubling recovery rate". *Biocycle* 41(3), 49-50.
- Asa D., Christopher G., Thomas H., Trine L., Jes C. (2006). "Methane yield in source-sorted organic fraction of municipal solid waste". *Waste Management*, article in press.
- Baccay, R.A. y Hashimoto, A. G. (1984). "Acidogenic and Methanogenic fermentation of Causticized straw". *Biotechnology and Bioengineering*. 26, 885.
- Baldasano J. M. (2000). "La gestión de los residuos urbanos y la emisión de gases de efecto invernadero". *Química e Industria*, mayo, 292-300.
- Barlaz M. A. (1998). "Carbon storage during biodegradation of municipal solid waste components in laboratory scales landfills". *Global Biogeochemical Cycles* 12(2), 373-380.

- Barlaz M. A. (1998). "Microbial studies of landfills and anaerobic refuse decomposition". Chapter of Manual of Environmental Microbiology, ASM Press Washington D. C, 541-557.
- Barredo, M.S., Evison, L.M. (1991). "Effect of propionate toxicity on methanogenic-enriches sludge, *Methanobrevibacter smithii*, and *Methanospirillum hungatii* at different pH values". *Appl. Environ. Microbiol.*, 57(6): 1764-1769.
- Battistoni P. (1997) "Measurement procedure and waste characteristics in the rheology of sewage sludges and digested organic fraction of municipal solid wastes". Workshop "Rheology of sludges", Bari, 55-72.
- Bayley, J. E., Ollis, D. F. (1986). "Biochemical engineering fundamental". Cap. 7, Ed. McGraw-Hill. International editions, Singapore
- Bernal O., Llabrés-Luengo P., Cecchi F., Mata-Álvarez J. (1992). "A comparative study of the thermophilic biomethanization of putrescible organic wastes". *Oppadni Vody/Wastewaters* 1(1), 197-206.
- Bernd Linke (2006). "Kinetic study of therophilic anaerobic digestion of solid wastes from potato processing". *Biomass and Bioenergy* 30 (2006) 892-896.
- Bill, T., Jih-Gaw, L. y Rajan R. V. (1990). "Low-level alkaline solubilization for enhanced anaerobic digestion". *Journal Water Pollution Control Federation.* 62, 1, 81 - 87.
- Boardman, G., Tisinger, J., Gallagher, D. (1995). "Treatment of clam processing wastewater by means of upflow anaerobic sludge blanket technology". *Wat. Res.*, 29(6): 1483-149
- Bolzonella D., Innocenti L., Pavan P., Cecchi F. (2001). "Denitrification potential enhancement by addition of anaerobic fermentation products from the organic fraction of municipal solid waste". *Water Science and Technology* 44(1), 187-194.
- Bolzonella, D.; Innocenti, L.; Pavan, P.; Traverso, P.; Cecchi, F. (2003). "Semi-dry thermophilic anaerobic digestion of the organic fraction of municipal solid waste: focusing on the start-up phase". *Bioresource Technology* 86(2), 123-129.
- Boone, D. R. (1987). "Transitional bacteria", en "Anaerobic digestion of Biomass". Chynoweth, Ed. Elsevier Applied Science, Cambridge.
- Boone, D. R., Chynoweth, D. P., Mah, R. A., Smith, P. H., and Wilkie, A. C. (1993). "Ecology and Microbiology of Biogasification," *Biomass and Bioenergy*, 5, 191-202.
- Borja R., Sánchez E. Weiland P. (1996). "Influence of ammonia concentration on thermophilic anaerobic digestion of cattle manure in upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors". *Process biochemistry* 31(5), 477-483.
- Borzacconi L., López I., Anido I. (1997). "Hydrolysis constant and VFA inhibition in acidogenic phase of MSW anaerobic degradation". *Water Science and Technology* 36(6-7), 479-484.
- Bouallagui, H., Haouari, O., Touhami, Y., BenCheikh, R., Marouani, L., Hamdi, M. (2004). "Effect of the temperature of the performance of an anaerobic tubular reactor treating fruit and vegetables wastes". *Proc. Biochem.* 39, 2143-2148.
- Bouallagui, H., Touhami, Y., BenCheikh, R., Hamdi, M. (2005). "Bioreactor performance in anaerobic digestion of fruit and vegetables wastes". *Proc. Biochem.* 40, 989-995.
- Bozano P., Wiljan H. (1999). "Twelve years of experiences with anaerobic digestion of municipal solid waste using BTA technology". *Proceedings of the Sardinia 99, Seventh International Waste management and Landfill Symposium*, 433-439.

- Bozinis, N. A., Alexiou I. E., Pistikopoulos E. N. (1996). "A mathematical model for the optimal design and operation of an anaerobic co-digestion plant". *Water Science and Technology* 34(5-6), 383-392.
- Breure A. M. (1986). "Hydrolysis and acidogenesis fermentation of protein and carbohydrates in anaerobic waste water treatments". *Off setduikkerij*. Kanters B. V, Alblaserdam.
- Britz T. J., Trnovec W., Fourie P. (2000). "Influence of retention time and influent pH on the performance of an upflow anaerobic sludge bioreactor treating cannery waste waters". *Int. Journal of Food Science and Technology*, 35, 267-74.
- BTA, (2004). "Dirección de internet: www.bta-technologie.de". Actualizada en 2004.
- Bueno J. L., Sastre H., Lavin A. G. (1997). "Contaminación e ingeniería ambiental". Ed. FICYT, Vol. IV. Degradación del suelo y tratamiento de residuos.
- Bujoczek G., Oleszkiewicz J. A., Danesh S., Sparling R. R. (2002). "Co-processing of organic fraction of municipal solid waste and primary sludge-stabilisation and disinfection". *Environmental Technology* 23, 227-241.
- Burrell, P. C., Sullivan C. O., Smith M., Clarke W. P., Blackall L. L., "The dynamics and microbial ecology of a cellulose degrading and methanogenic landfill bioreactor". *Proc X World congress on Anaerobic digestion*, 2004, Montreal (Canada).
- Callaghan F. J., Wase D. A. J., Thayanithy K., Forster C. F. (1999). "Co-digestion of waste organic solids: Batch studies". *Bioresource Technology* 67, 117-122.
- Callery, A. G., Roediger M., Huth R. (1996). "One Step Biological waste fermentation: producing a class A compost-like material through thermophilic anaerobic digestion" *Roediger Biostab process information*.
- Caro I. (1989). "Desarrollo de un modelo cinético aplicado a la fermentación alcohólica y estudio del efecto global de la temperatura". Tesis Doctoral, Cádiz, Julio 1989.
- Carreras N., Dorronsoro J. L. (1999). "Aprovechamiento energético de los residuos sólidos urbanos (RSU) en España". *Residuos* 50, 66-70.
- Castrillón, I., Marañón, E., Fernández, E., Sastre, H. (2002). "Anaerobic treatment of sludge from MSW landfill leachate treatment plan". *First international Conference on Waste Management and the Environmental*, 151-160.
- Cecchi F., Pavan P., Mata-Álvarez J, Bassetti A., Cozzolino C. (1991) "Anaerobic digestion of municipal solid waste: thermophilic vs. mesophilic performance at high solids". *Waste Management and Research* 9, 305-315.
- Cecchi F., Pavan P., Mata-Álvarez J. (1997). "Kinetic study of thermophilic anaerobic digestion of the fresh and precomposted, mechanically selected organic fraction of municipal solid waste". *Journal of Environmental Science and Health* 32(1), 195-213.
- Cecchi F., Pavan P., Mata-Álvarez J. (1992). "Fast digester start-up under mesophilic conditions using thermophilic inoculum". *Water Science Technology*, v. 25, 391-398.
- Cecchi F., Pavan P., Musacco A., Mata-Álvarez J. (1992). "Comparison Between thermophilic and mesophilic anaerobic digestion of sewage sludge coming from urban wastewater treatment plant". *Water Science Technology* 26(9), 2409-2412.
- Cecchi F., Pavan P., Musacco A., Mata-Álvarez J., Sanz S., Defaveri D. (1993). "Monitoring a fast thermophilic re-start-up of a digester treating the OFMSW". *Enviorn. Technol.* 14 (6), 517-530.

- Chan G. Y. S., Chu, L. M., Wong M. H. (2002). "Effects of leachate recirculation on biogas production from landfill co-disposal of municipal solid waste, sewage sludge and marine sediment" *Environmental Pollution* 118, 393-399.
- Chen. M. (1987). "Difference in sporogenous bacterial population in thermophilic (55°C) and mesophilic (35°C) anaerobic sewage digestion". *Applied and Environmental Microbiology*, v. 53, p.3414-2419.
- Chen H., Ecke H., Kylefors K., Bergman A., Lagerkvist A. (1995). "Biochemical methane potential assays of solid waste samples". *Proceedings of the Sardinia 95, Fifth International Landfill Symposium*, 615-627.
- Chen Y.R., Hashimoto A.G. (1978). "Kinetics of methane fermentation". *Biotechnology and Bioengineering Symposium* 8, 269-282.
- Chen, T.H., Hashimoto, A.G., (1996). "Effects of pH and substrate:inoculum ratio on batch methane fermentation". *Bioresource Technology* 56, 179-186.
- Chen, Y.R., Hashimoto, A.G. (1980). "Substrate utilisation kinetic model for biological treatment processes". *Biotechnology and Bioengineering* 22, 2081.
- Cho J. K., Park S. C. (1995). "Biochemical Methane potential and solid state anaerobic digestion of korean food wastes". *Bioresource Technology* 52, 245-253.
- Christ O., Wilderer P. A., Angerhöfer R., Faulstich M. (2000). "Mathematical modelling of the hydrolysis of anaerobic processes". *Water Science and Technology* 41(3), 61-65.
- Christ O., Wilderer P. A., Faulstich M. (1999). "Two stage anaerobic digestion of municipal organic waste" *Proceedings of the Sardinia 99, Seventh International Waste management and Landfill Symposium*, 413-420.
- Chugh S., Chynoweth D. P., Clarke W. P., Pullammanappallil P. Rudolph V. (1999). "Degradation of unsorted municipal solid waste by leach bed process". *Bioresource technology* 69, 103-115.
- Chugh S., Clarke W. P., Nopharatana A., Pullammanappallil P. Rudolph V. (1995). "Degradation of unsorted municipal solid waste by sequential batch anaerobic reactor". *Proceedings of the Sardinia 95, Fifth International Landfill Symposium*, 67-77.
- Chugh S., Pullammanappallil P., Nopharatana A., Chynoweth D. P., Rudolph V. (1997). "Anaerobic digestion of municipal solid waste". *Asian Pacific Conference on Sustainable Energy and Environmental Technology*, 467-474.
- Chynoweth D. P., Isaacson R. (1987). "Anaerobic digestion of biomass". *Elsevier Applied Science*, 172-174.
- Chynoweth, D. P. (2000). "Sequential batch anaerobic Composting" from Conference at Chiapas University, October 2000.
- Chynoweth, D. P., Bosch, G., Earle, J. F. K., Legrand, R., and Liu, K. (1991). "A Novel Process for Anaerobic Composting of Municipal Solid Waste," *Applied Biochemistry and Biotechnology*, 28/29, 421-432.
- Chynoweth, D. P., O'Keefe, D. M., Barkdoll, A. W., Owens, J. M., Earle, J. F. K., and Legrand, R. (1992). "Aerobic Versus Anaerobic Composting of Municipal Solid Wastes," *Proceedings Energy From Biomass and Wastes XVI, Orlando, FL*.
- Chynoweth, D. P., Owens, J. M., and Legrand, R. L. (2001). "Renewable methane from anaerobic digestion of biomass." *Renewable Energy*, 22, 1-8.
- Chynoweth, D. P., Turick, C. E., Owens, J. M., Jerger, D. E., and Peck, M. W. (1993). "Biochemical Methane Potential of Biomass and Waste Feedstocks," *Biomass and Bioenergy*, 5, 95-111.

- Clarke W. P., Pullammanappallil P. Nopharatana A., Chugh S. (1995). "Development of a model to simulate sequencing batch treatment of MSW". Proceedings of the Sardinia 95, Fifth International Landfill Symposium, 219-229.
- Contois D.E. (1959). "Kinetics of bacterial growth. Relationship between population's density and specific growth rate of continuous cultures". Journal of Gen. Microbiology 21, 40-50.
- Costa F., García C., Hernández T., Polo A. (1991). "Residuos orgánicos Urbanos. Manejo y utilización". CSIC (Eds), Centro de Edafología y Biología Aplicada del Segura, Murcia.
- Coulibaly L., Gourene G., Agathos N. (2003). "Utilization of fungi for biotreatment of raw wastewaters". African Journal of Biotechnology Vol. 2, pp. 620-630.
- De Baere, L.; Van Meenen, P.; Deboosere, S.; Verstraete, W. (1987). "Anaerobic fermentation of refuse". Resources and Conservation, v. 14, p.295-308.
- De Baere L. (1998). "Desarrollo de las tecnologías de digestión anaerobia y compostaje en Europa". Jornadas Internacionales sobre el Aprovechamiento Integral de la Materia Orgánica, Abril 1998, Pamplona.
- De Baere L. (2000). "Anaerobic digestion of solid waste: State of the art". Water Science and Technology 41(3), 283-290.
- De Baere L. (2004). "The role of anaerobic digestion on MSW treatment: State of the art". Proc. 10th World Congress on Anaerobic Digestion, Montreal (Canada).
- De la Rubia Romero, M. A. (2000). "Viabilidad técnica de la implantación de la degradación anaerobia termofílica de lodos de EDAR". Tesis de Licenciatura, Universidad de Cádiz.
- De la Rubia, M.A., Pérez, M., Romero, L.I., Sales, D (2002). "Anaerobic mesophilic and thermophilic municipal sludge digestion". Chem. Biochem. Eng. Q., 16(3): 119-124.
- De la Rubia Romero, M. A. (2003). "Puesta en marcha y optimización de la degradación anaerobia termofílica de lodos de EDAR". Tesis doctoral, Universidad de Cádiz, Junio de 2003.
- De la Rubia Romero, M. A., M. Pérez; L.I. Romero; D. Sales (2006). "Effect of solids retention time (SRT) on pilot anaerobic thermophilic sludge digestion". Process Biochemistry 41, 79-86.
- Delgado A. (2003). "Estudio del proceso de compostaje de la fracción orgánica de residuos urbanos con lodos de depuradora". Tesis doctoral.
- Delgenés, J.P.; Penaud, V.; Torrijos; Moletta, R. (2000). "Investigation on the changes in anaerobic biodegradability and biotoxicity of an industrial microbial biomass induced by thermochemical pre-treatment". Water Science and Technology. V. 41, No. 3, pp 137-144.
- Denac M., Miguel A., Dunn I. J. (1998). "Modelling Dynamic experiments on anaerobic degradation of molasses wastewaters". Biotechnology and Bioengineering 31, 1-10.
- Dinsdale R. M., Premier G. C., Hawkes F. R., Hawkes D. L. (2000). "Two stage anaerobic co-digestion of waste activated sludge and fruit/vegetable waste using inclined tubular digesters". Bioresource and Technology 72, 159-168.
- Diputación de Cádiz. (1997). "Plan Director Provincial de Gestión de Residuos Sólidos Urbanos de la provincia de Cádiz (1997)", aprobado por el pleno de la Diputación de Cádiz el 29 de julio.
- Domingo J. L. (2000). "Exposición a contaminantes químicos y biológicos a través del compost elaborado con la fracción orgánica de RSU. Riesgos sobre la salud". Residuos, nº57, 72-77.
- Duarte-Leite, V., Povinelli J., Prasad S. (2000) "Behaviour of the heavy metals in the process of the anaerobic digestion of solid residues". VII Seminario Latinoamericano de digestión anaerobia, Recife 2000, 166-174.

- Earle, Celia D. A., Rhu, R. D., and Chynoweth, D. P. (2000). "Partitioning of mercury among solid, liquid, and gas phases following anaerobic decomposition of a simulated solid waste." *Water, Air, and Soil Pollution*, 121, 189-203.
- Eastman, J. A. y Ferguson, J. F. (1981). "Solubilization of particulate organic carbon during the acid phase of anaerobic digestion". *Journal Water Pollution Control Federation*. 53, 352 - 366.
- Edelman W., Engeli H., Gradenecker M. (2000). "Co-digestion of organic solid waste and sludge from sewage treatment". *Water Science and Technology* 41(39), 213-221.
- Eldem, N., Ozturk I., Soyer E., Calli B., Mertoglu B., Akgirai O., (2004). "Ammonia and pH inhibition in anaerobic treatment". *Proc X World congress on Anaerobic digestion, Montreal (Canada)*
- Eleazer W. E., Odle W. S., Wang Y. S., Barlaz M. A. (1997). "Biodegradability of municipal solid waste components in laboratory scale landfills". *Environmental Science and Technology* 31(3), 911-917.
- El-Fadel M., Findikakis A. N., Leckie J. O. (1996). "Estimating and enhancing methane yield from municipal solid waste". *Hazardous waste and Hazardous materials* 13(3).
- El-Fadel M., Findikakis A. N., Leckie J. O. (1996). "Temperature effects in modelling solid waste biodegradation". *Environmental Technology* 17, 915-935.
- El-Fadel M., Findikakis A. N., Leckie J. O. (1997). "Environmental impact of solid waste landfilling". *Environmental Technology* 49, 225-244.
- Fang, H.H.P., Chung, D.W. (1995). "UASB treatment of wastewater with concentrated mixed VFA". *J. Environ. Eng.*, 121(2): 153-160.
- Fannin, K. F. Biljetina, R. (1987). "Reactor designs: anaerobic digestion of biomass". Elsevier applied Science, New York.
- Farneti A., Cozzolino C., Bolzonella D., Innocenti L., Cecchi F. (1999). "Semi-dry anaerobic digestion of OFMSW: the new full-scale plant of Verona". *Proc. II International Symposium on Anaerobic Digestion of Solid Waste*, Barcelona.
- Fernández-Güelfo L.A, Álvarez-Gallego C. J., Romero L. I., Sales D. (2004). "Enhancement of the Hydrolysis stage in Dry Anaerobic Digestion of OFMSW at thermophilic conditions by means of Thermo-Chemical Alkaline pre-treatment". *RAMIRAN. 11th International Conference of the FAO ESCORENA Network on Recycling of Agricultural, Municipal and Industrial residues, Murcia, España.*
- Fernández-Polanco, F., García-Encina, P. A. (2000). "Procesos biológicos anaerobios". *Jornadas sobre tratamientos biológicos de residuos orgánicos. Albelda de Iregua, La Rioja.*
- Fernández-Rodríguez, J. "Caracterización de la digestión anaerobia seca, en rango mesofílico, de la FORSU". *DEA (2006).*
- Flotats, X., Campos, E., Bonmati, A. (1998). "Banc d'assaigs de digestió anaerobia de residus orgànics". *II Jornades sobre energia*, 21-27.
- Flyhammar P. (1997). "Estimation of heavy metal transformations in municipal solid waste". *The Science of the Total Environment* 198, 123-133.
- Flyhammar P. (1998). "Use of sequential extraction on anaerobically degraded municipal solid waste". *The Science of the Total Environment* 212, 203-215.
- Flyhammar P., Hakansson K. (1999). "The release of heavy metals in stabilised MSW by oxidation" *The Science of the Total Environment* 243-244, 291-303.
- Forster T. (2003). "Optimización del sistema SEBAC en el tratamiento de la fracción orgánica de residuos sólidos urbanos". *Trabajo de investigación para la obtención del DEA, 2003.*

- Forster T., Fernández-Güelfo L. A., Pérez M., Romero L. I., Álvarez-Gallego C. J. (2003). "Diseño y optimización del proceso SEBAC en el tratamiento de la fracción orgánica de residuos sólidos urbanos". *Residuos* 74, 54-62.
- Forster T., Fernández-Güelfo L. A., Pérez M., Romero L. I., Álvarez-Gallego C.J., (2004). "Performance of SEBAC process for anaerobic treatment of organic fraction of municipal solid waste: Study of the mains variables". *Proc X World congress on Anaerobic digestion, 2004, Montreal (Canada)*.
- Forster T., Güelfo L.A.; Pérez, M., Romero L.I., Sales D., (2004). "Valorización de la fracción orgánica de residuos sólidos urbanos mediante digestión anaerobia termofílica seca". *Proc. IX Congreso de Ingeniería Ambiental, Bilbao*.
- Forster T. (2005). "Digestión anaerobia termofílica seca de residuos sólidos urbanos: estudio de las variables del proceso en el arranque y estabilización del bio-reactor". Tesis doctoral.
- Fruteau-de-Laclos H., Desbois S., Saint-Joly C. (1997). "Anaerobic digestion of municipal solid organic waste: Valorga full scale plant in Tilburg, The Netherlands". *Water Science and Technology* 36(6-7), 457-462.
- Galisteo, M., Mallo, M. y Martínez J. (1998). "Degradabilidad anaerobia de efluentes complejos". *Proceeding Fifth Latin-American Workshop-Seminar. Wastewater Anaerobic Treatment. Viñas del Mar. Chile*.
- Gaden, E. L. (1959). "Fermentation process Kinetics". *J. Biochem. Microbiol. Tech. Eng.*, 1: 63.
- Galván, M.D. (1986). "Estudio de la depuración aerobia de vinazas de vino". Tesis de Licenciatura, Universidad de Cádiz.
- Garber W., Ohara G., Colbauch J., Raksit S. (1975). "Thermophilic digestion at the Hyperion Treatment Plant". *Journal of .Water Pollution Control Federation* 47(5), 950-961.
- García-Morales, J. L. (1994). "Revisión y puesta apunto de ensayos para la determinación de la actividad acidogénica y metanogénica en reactores anaerobios termofílicos". Tesis de Licenciatura, 1994, Universidad de Cádiz.
- García-Morales, J. L. (1997). "Dinámica de colonización de la biopelícula bacteriana en reactores anaerobios termofílicos". Tesis doctoral, Julio 1997, Cádiz.
- García-Ramos M. (1998). "Gestión integral de los RSU". *Residuos* nº41, 21-25.
- Ghosh S., Henry M. P., Sajjad A., Mensinger M. C., Arora J. L. (2000). "Pilot Scale gasification of municipal solid waste by high rate and two phase anaerobic digestion (TPAD)". *Water Science and Technology* 41(3), 101-110.
- Ghosh S., Viéitez E. R., Liu T., Kato Y. (1997). "Biogasification of solid wastes by two-phase anaerobic fermentation". *Third Biomass Conference of the Americas, Canada*.
- Gray, N.F. (1989). "Biology of wastewater treatment". Oxford University, New York.
- Griffin M. E., MacMahon K. D., Mackie R. I., Raskin L. (1998). "Methanogenic population dynamics during the start up of anaerobic digesters treating municipal solid waste and biosolids". *Biotechnology and Bioengineering* 57(3), 342-355.
- Gunaseelan, V. N. (1997). "Anaerobic digestion of biomass for methane production: a review". *Biomass and Bioenergy* 13 (1-2), 83-114.
- Hahimoto, A.G., (1989). "Effect of inoculum/substrate ratio on methane yield and production rate". *Biological wastes* 28, 247-255.

- Hajarnis, S.R., Ranade, D.R. (1994). Effect of propionate toxicity on some methanogens at different pH values and in combination with butyrate. Proc. 7th International Symposium on Anaerobic Digestion: 46-49. Cape Town, South Africa.
- Halalshah M., Copes J., den Elzen J., Zeeman G, Fyyad M, Lettinga, G. (2001). "Effect of SRT and temperature on biological conversion and the related scum forming potential". Proc. 9th World Congress on Anaerobic Digestion. I, 505-510. Antwerpen, Belgium.
- Hamzawi, N.; Kennedy, K. J.; McLean, D. D. (1998). "Anaerobic digestion of co-mingled municipal solid waste and sewage sludge". Water Science and Technology 38(2), 127-132.
- Han S. K., Shin H. S., Song Y. C., Lee C. Y., Kim S. H. (2002). "Novel anaerobic process for the recovery of methane and compost from food waste". Water Science & Technology. 45 (10) 313-31.
- Hansen K. H., Angelidaki I.; Ahring, B. K. (1998). "Anaerobic digestion of swine manure: inhibition by ammonia". Water Research 32(1), 5-12.
- Hansen, K.H., Angelidaki, I., Ahring, B.K. (1999). "Improving thermophilic anaerobic digestion of swine manure". Wat. Res., 33(8): 1805-1810.
- Hao O.J., Chen J.M., Huang L., Buglass R.L. (1996). "Sulphate reducing bacteria". Environmental Science and Technology 26, 155-187.
- Hashimoto, A. G. (1986). "Ammonia inhibition of methanogenesis from caste wastes". Agricultural wastes, 17, 241-261.
- Haug, R. T., Lebrun, J. T. y Tortorici, L. D. (1983). "Thermal pretreatment of sludge. A field demonstration". Journal Water Pollution Control Federation. 55, 1, 23 - 34.
- Hedegaard M., Jaensch V. (1999). "Anaerobic co-digestion of urban and rural wastes". Renewable energy 16, 1064-1069.
- Heerenklage J., Stegmann (1995). "Overview on mechanical-biological pre-treatment of residual MSW". Proceedings of the Sardinia 95, Fifth International Landfill Symposium, 913-925.
- Hill, D. T., Jenkins, S. R. (1989). "Measuring alkalinity accurately in aqueous systems containing high organic acid concentration". Transitions of ASAE, 32(6), 2175-2178.
- Hill D. T., Holmber R. D. (1998). "Long chain fatty acid relationships to predict anaerobic digester failure". Trans. ASAE 30, 496-501.
- Hinrich Hartmann, Birgitte K. Ahring (2005). "Anaerobic digestion of the organic fraction of municipal solid waste: Influence of co-digestion with manure". Water Research, 39, 1543-1552.
- Hiraoka, M., (1984). "Highly efficient anaerobic digestion with thermal pre-treatment". Water Science and Technology, 17, 529.
- Hobbson, P.N., Shaw, B.J. (1976). "Toxic substances in anaerobic digestion process in industrial wastewater treatment". Biotechnology Monographs, Springer-Verlag Berlin Heidelberg, Berlin.
- Hobbson, P.N.; Wheatley, A. (1993). "Anaerobic digestion. Modern theory and practice". Elsevier Applied Science, Cap. 1, p. 7-65.
- Hoenig M. (1998). "Inorganic analysis of solid wastes: an analyst's view-point". Trends in Analytical Chemistry 17(5), 272-276.
- Hwang, K., Shin, E. y Choi, H. (1997). "A mechanical pretreatment of waste activated sludge for improvement of anaerobic digestion system". Water Science and Technology. 36, 12, 111 - 116.
- ICIDCA-GEPLACEA-PNUD. (1990). "Manual de los derivados de la caña de azúcar". 2da edición. Colección GEPLACEA. Serie Diversificación.

- Instituto Nacional de Estadística. (2002). "Encuesta sobre recogida y tratamiento de residuos urbanos 2002". Librería del INE-Servicios centrales de Madrid.
- Irini A., Xingxing C., Junbo C., Prasad k., Lars E. (2006). "Thermophilic anaerobic digestion of source-sorted organic fraction of household municipal solid waste: Start-up procedure for continuously stirred tank reactor". *Water Research* 40, 2621-2628.
- James A.G., Watson-Craik I.A., Senior E. (1998). "The effects of organic acids on the methanogenic degradation of the landfill leachate molecules butyrate and valerate" *Water Research* 32(3), 792-800.
- Jerger, D. E. Dolenc, D.A. y Chynoweth, D. P. (1983). "Biogasification of woody biomass following physical and chemical pre-treatment". *Proceeding of 7th Symposium on Energy Biomass and wasters*. Orlando. Fla.
- Jeris, J. S.; McCarty P. L. (1965). "The biochemistry of methane formation using 14C tracers". *Journal WPCF*, 37(2), 178.
- Jewel, W. J. (1999). "Latest progress in anaerobic digestion". *Biocycle* 40(8), 64-66.
- Jewell W. J., Kim T. W., Alvarez-Gallego, C. J., Perez M. (1999). "Anaerobic composting of animal waste: Dairy system". *Proc. Second International Symposium on anaerobic digestion of solid waste*, Barcelona.
- Jia X-S, Fang H.H.P. (1999). "Substrate degradation of propionate-utilising sludge". *Environmental Technology* 20, 1102-1108.
- Junta de Andalucía. (2004). "Informe de Medio Ambiente de Andalucía 2003", editado por la Conejería de Medio Ambiente de la Junta de Andalucía.
- Junta de Andalucía. (2004). "Plan de Medio Ambiente de Andalucía 2004-2010", aprobado por el Consejo de Gobierno de la Junta de Andalucía en su sesión de 14 de Septiembre de 2004 y remitido al Parlamento de Andalucía.
- Karhadkar P.P., Audic J.M., Faup G.M., Khanna P. (1997). "Sulphide and sulphate inhibition of methanogenesis". *Water Research* 21, 1061-1066.
- Kayhanian M., Rich D. (1995). "Pilot-scale high solids thermophilic anaerobic digestion of municipal solid waste with an emphasis on nutrient requirements". *Biomass and Bioenergy*, 8, 433-444.
- Kayhanian M., Rich D. (1996). "Sludge management using biodegradable organic fraction of municipal solid waste as a primary substrate". *Water Environment Research* 68(2), 240-252.
- Kayhanian M., Tchobanoglous G., Mata-Álvarez J. (1996). "Development of a mathematical model for the simulation of the biodegradation of organic substrates in a high-solids anaerobic digestion process". *Journal of Chemical Technology and Biotechnology* 66(3), 312-322.
- Kayhanian, M. (1994). "Performance of a high-solids anaerobic digestion process under various ammonia concentrations". *Journal of Chemical Technology and Biotechnology* 59(4), 349-352.
- Kayhanian, M. (1995). "Biodegradability of organic fraction of municipal solid waste in a high-solids anaerobic digester". *Waste management and Research* 13(2), 123.
- Kepner, R.L.; Pratt, J.R. (1994). "Use of fluorochromes for direct enumeration of total bacteria in environmental samples: past and present". *Microbiol. Rev.*, v. 58 (4), p. 603-615.
- Kiely G. (1999). "Ingeniería ambiental. Fundamentos, entornos, tecnologías y sistemas de gestión". Ed. MacGraw-Hill.
- Kiely G., Tayfur G., Dolan C., Tanji K. (1997). "Physical and mathematical modelling of anaerobic digestion of organic wastes". *Water Research* 31(3), 534-540.

- Kim, J., Park, C., Kim, T., Lee, M., Kim, S., Kim and Lee, J. (2003) "Effects of various pretreatments for enhanced anaerobic digestion with waste activated sludge". *J. Bioscience and Bioengineering*. 3, 271-275.
- Kiyohara, Y., Miyahara, T., Mizuno O., Naike, T., Ono, K. (2000). "A comparative study of thermophilic and mesophilic sludge digestion". *The journal of the Chartered Institution of Wat. And Environ. Management*, 14(2), p. 150-154.
- Kompogas. (2004). "Dirección de internet: www.kompogas.com". Actualizada en 2004.
- Koster I.W., Lettinga G. (1994). "The influence of ammonia nitrogen on the specific activity of pelletized methanogenic sludge". *Agricultural Wastes* 9, 1365-1372.
- Krylova, N., Khabiboulline, R., Naumova, R., Nagel, M. (1997). *Journal of Chemistry*, 79, 99-105.
- Krzystek L., Ledakowicz S., Kahle H. J., Kaczorek K. (2001). "Degradation of household biowaste in reactors". *Journal of Biotechnology* 92, 103-112.
- Kübler H., Hoppendeit K., Hirsch P., Kottmair A., Nimmrichter R., Nordsieck H., Mücke W., Swerev M. (2000). "Full scales co-digestion of organic waste". *Water Science and Technology* 41(3), 195-202.
- Kusum L., Rajeshwari K. V, Pant D. C., Kishore V. V. N. (2002). "Volatile fatty acid production during anaerobic mesophilic digestion of tea and vegetable market wastes". *World Journal of Microbiology & Biotechnology* 18: 589-592, 589.
- Lafitte-Trouqué S. Forster C. F. (2000). "Dual anaerobic codigestion of sewage sludge and confectionery waste". *Bioresource technology* 71, 77-82.
- Lai T. E., Nopharatana A., Pullammanappallil P. Clarke W. P. (2001). "Cellulolytic activity in leachate during leach bed anaerobic digestion of municipal solid waste". *Bioresource technology* 80, 205-210.
- Lay J. J., Lee Y. J., Noike T. (1999). "Feasibility of biological hydrogen production from organic fraction of municipal solid waste". *Water Research* 33(11), 2579-2586.
- Lay J. J., Li Y. Y., Noike T., Endo J., Ishimoto S. (1997). "Analysis of environmental factors affecting methane production from high-solids organic waste". *Water Science and Technology* 36(6-7), 493-500
- Lay J. J., Li, Y. Y., Noike T. (1998). "The influence of pH and ammonia concentration on the methane production in high-solids digestion processes". *Water Environment Research* 70(5), 1075-1082.
- Lay J. J.; Li, Y. Y., Noike T. (1997). "Influences of pH and moisture content on the methane production in high-solids sludge digestion". *Water Research* 31(6), 1518-1524.
- Leatherbarrow, R. B. (1990). "Using linear and non-linear regression to fit biochemical data". *Tibs (Elsevier Science Publishers Ltd.)*, 15, December.
- Lee, D. y Donaldson, T. L. (1984). "Anaerobic digestion of cellulosic wastes". *Biotechnology and Bioengineering Symposium*. 14, 503 - 505.
- Levenspiel, O. (1981). "Ingeniería de las Reacciones Químicas". Ed. Reverté S.A.
- Lin, C. and Lee Y. (2002) "Effect of thermal and chemical pretreatments on anaerobic ammonium removal in treating septage using the UASB system". *Biores. Technol.* 83, 259-261.
- Lin, J., Chang, C. and Chan, S. (1997) "Enhancement of anaerobic digestion of waste activated sludge by alkaline solubilization". *Biores. Technol.* 62, 85-90.
- Li Y. Y., ko I. B., Noike T., Funaishi K., Sasaki H., (2004). "Comparision of ammonia inhibition between the mesophilic and thermophilic anaerobic digestion of municipal solid wastes" *Proc X World congress on anaerobic digestion, Montreal (Canada)*.

- Lin C-Y. (1993). "Effect of heavy metals on acidogenesis in anaerobic digestion". *Water Research*, 27(1), 147-152.
- Linde-KCA-BRV. (2004). "Dirección de internet: www.linde-process-engineering.com". Actualizada en 2004.
- Lissens G., Thomsen A. B., De Baere L., Verstraete W., Ahring B. K. (2004). "Thermal wet oxidation improves anaerobic biodegradability of raw and digested biowaste" *Environmental Science and Technology*; 38(12), 3418 – 3424.
- Lissens G., Vandevivere P., De Baere L., Biey E. M., Verstraete W. (2001). "Solid waste digestors: process performance and practice for municipal solid waste digestion". *Water Science and Technology* 44(8), 91-102.
- Liu, H. W.; Walter, H. K.; Vogt, G. M.; Vogt, H. S.; Holbein, B. E. (2002). "Steam pressure disruption of municipal solid waste enhances anaerobic digestion kinetics and biogas yield". *Biotechnology and Bioengineering* 77(2), 121-130.
- Llabres-Luengo, P., Mata-Alvarez, J., (1987). "Kinetic study of the anaerobic digestion of straw-pig manure mixtures". *Biomass* 14, 129-142.
- L. Masse, K. J. Kennedy, S. Chou. (2001). "Testing of alkaline and enzymatic hydrolysis pretreatments for fat particles in slaughterhouse wastewater. *Bioresource Technology* 77, 145-155.
- Lund B., Jensen V. F., Have P., Ahring B.K. (1996). "Inactivation of virus during anaerobic digestion of manure in laboratory scale biogas reactor". *Antonie van Leeuwenhoek*, 69, 25-31.
- McCarty, P. L., Brosseau, M. H (1963). "Effects of high concentration of individual volatile fatty acids on anaerobic treatment". *Proc 18th Ind. Waste Conf. Purdue Univ., Lafayette, Indiana*.
- MacMahon K. D., Stroot P. G., Mackie R. I., Raskin L. (2001). "Anaerobic codigestion of municipal solid waste and biosolids under various mixing conditions-II: Microbial population dynamics". *Water research* 35(7), 1817-1827.
- Marchaim U., Krause C. (1993). "Propionic to acetic ratios in overloaded anaerobic digestion". *Bioresource Technology*, 195.
- Marquardt, D.W. (1963). *J. Soc. Ind. Appl. Math.*, 11: 431-441.
- Martin D. J., Pluke H. M., Potts L. G. A., Stevens S. (1994). "Effects of gas phase composition on the start up of anaerobic digestion processes". *The 1994 ICHIME Research Event*, 341-343.
- Martin D. J., Potts L. G. A. (1997). "Effects of alkanes on biogas generation". *The 1997 Jubilee Research Event*, 133-136.
- Martin D. J., Potts L. G. A., Reeves A. (1997). "Small scale simulation of waste degradation in landfills". *The 1997 Jubilee Research Event*.
- Martin D. J., Potts L. G. A., Reeves A. (1997). "Stimulation of landfill gas production". *The 1997 Jubilee Research Event*, 65-68.
- Martin, D.J.; Potts, L.G.A.; Reeves, A. (1999). "Small-Scale simulation of waste degradation in landfills". *Biotechnology Letters*, 19: 683-686.
- Mata-Alvarez, J., Mtz-Viturtia, A., Llabres-Luengo, P., Cecchi, F., (1993). "Kinetic and performance study of a batch two-phase anaerobic digestion of fruit and vegetable wastes". *Biomass and Bioenergy* 5 (6), 481-488.
- Mata-Álvarez ^(b), J., Cecchi, F., Pavan, P., Bassetti, A. (1993). "Semi-dry thermophilic anaerobic digestion of fresh and pre-composted organic fraction of municipal solid waste: digester performance". *Water Sci., Technol.* 27 (2), 87-96.

- Mata-Álvarez J. (1998). "Las plantas de biometanización. Fundamentos técnicos y económicos". Jornadas Internacionales sobre el Aprovechamiento Integral de la Materia Orgánica, Abril 1998, Pamplona.
- Mata-Álvarez J., Llabrés-Luengo P. (1996). "Anaerobic methane fermentation in a plug-flow reactor treating organic wastes". *Computer and information Science Applications in Bioprocess Engineering*, 253-263.
- Mata-Álvarez, J. (1998). "Plantas de biometanización para la fracción orgánica de los RSU: Marco de aplicación". *Residuos* 41, 40-42.
- Mata-Álvarez, J. (1998). "Plantas de biometanización para la fracción orgánica de los RSU: Tecnologías". *Residuos* 42, 72-75.
- McCarty P. L. (1981). "One hundred years of anaerobic treatment" Ed D. E. Hughes et al. Elsevier Biomedical Press, 3-22.
- McCarty, P. L., Smith, D. P. (1986). "Anaerobic wastewater treatment". *Environmental Science and Technology*, v. 20, p. 1200-1206.
- McCarty P. L., Mosey, F. E. (1991). "Modelling of anaerobic digestion processes". *Water Science*, 24(8), 17-33.
- McCarty, P.L., Brosseau, M.H. (1963). Effects of high concentration of individual volatile fatty acids in anaerobic treatment. *Proc 18th Ind. Waste Conf., Purdue Univ., Lafayette, Indiana*.
- McInerney M. J., Bryant M. P. (1981). "Review of methane fermentation fundamentals". *Fuel Gas Production from Biomass* Ed. C. L. Wise CRC Press, 19-46.
- McInerney M. J., Bryant M. P. (1992). "The genus *Syntrophomonas* and the other syntrophic anaerobes", p. 2048-2057. In: eds. A. Balows, H. G. Truper, M. Dworkin, W. Harder and K.-H. Schleifer, *The prokaryotes*, 2^a edition Springer-Verlag, New York.
- McMahan, K. D.; Stroot, P. D.; Mackie, R. I.; Raskin, L. (2001). "Anaerobic digestion of municipal solid waste and biosolid under various mixing condition II: microbial population dynamics". *Water Research*, 35 (7), p. 1817-1827.
- McMahan, K. D.; Zheng, D.; Stams, A. J. M.; Mackie, R. I.; Raskin, L. (2004). "Microbial population dynamics during start-up and overload condition of anaerobic digesters treating municipal solid waste and sewage sludge". *Biotechnology and Bioengineering*, 87 (7), p. 823-834.
- Ministerio de Medio Ambiente. (2000). "Plan Nacional de Residuos Urbanos (2000-2006)". BOE nº28, de 2 de Febrero de 2000.
- Mino T., San Pedro D., Matsuo T. (2000). "Estimation of the rate of the slowly biodegradable COD hydrolysis under anaerobic, anoxic and aerobic conditions by experiments using starch as model substrate". *Water Science and Technology* 31(2), 95-103.
- Monod J. (1949). "The growth of bacterial cultures". *Annual Review Microbiology*, nº 3, 371.
- Montero B. (2003). "Determinación de la actividad acidogénica y metanogénica en reactores anaerobios termofílicos. Aplicación de distintas técnicas de cuantificación de biomasa" Trabajo de investigación para la obtención del DEA.
- Montero B. (2006). "Desarrollo de las técnicas microbiológicas para el seguimiento de la dinámica de los principales grupos bacterianos implicados en el proceso anaerobio termofílico para el tratamiento de residuos con alto contenido en sólidos". Tesis doctoral.
- Mosey, F. E. (1974). "Anaerobic biological treatment". *Treat. Wastes Food Drink Ind., Proc. Symp.*, 113-128.

- Mosey, F.E. (1983). "New developments in the anaerobic treatment of the industrial waste". *Effluent water Treat. Jour.*, 23 (3), 85-93.
- Mtz-Viturtia A., Mata-Álvarez J. (1996). "Fast kinetic model discrimination applied to the continuous two phase anaerobic digestion of fruit and vegetable wastes". *Biotechnology Techniques* 10(6), 425-430.
- Mueller R.F., Steiner A. (1992). "Inhibition of anaerobic digestion caused by heavy metals". *Water Science Technology*, 26(3-4), 835-846.
- Navarro A. F., Cegarra J., Roig A., García D. (1993). "Relationships between organic matter and carbon contents of organic wastes". *Bioresource technology* 44, 203-207.
- Nebot, E. (1992). "Caracterización de los principales parámetros de operación de sistemas de tipo filtro anaerobio: aplicación al diseño". Tesis doctoral, Universidad de Cádiz.
- Nichols, C. E., (2004). "Overview of anaerobic digestion technologies in Europe". *BioCycle*. 45(1), 47.
- Noike t., Endo G., Chang J., Yaguchi J., Matsumoto J. (1985). "Characteristics of carbohydrate degradation and the rate limiting step in anaerobic digestion" *Biotechnology and Bioengineering* 27, 1482-1489.
- Nopharatana A., Clarke W. P., Pullammanappallil P. Silvey P., Chynoweth D. P. (1998). "Evaluation of methanogenic activities during anaerobic digestion of municipal solid wastes". *Bioresource technology* 64, 169-174.
- Nopharatana A., Pullammanappallil P. C., Clarke W. P. (2003). "A dynamic mathematical model for sequential leach bed anaerobic digestion of organic fraction of municipal solid waste". *Biochemical Engineering Journal* 13, 21-33.
- Nopharatana A., Pullammanappallil P. C., Clarke W. P. (2006). "Kinetics and dynamic modelling of batch anaerobic digestion of municipal solid waste in a stirred reactor". *Waste Management*, article in press.
- Obaja, D., Macé, S., Costa, J., Sans, C., Mata-Álvarez, J. (2003). "Nitrification, denitrification and biological phosphorus removal in piggery wastewater using a sequencing batch reactor". *Bioresource Technology*, v. 87, p. 103-111.
- O'Keefe D. M., Chynoweth D. P., Barkdoll A. W., Nordstedt R. A., Owens J. M., Sifontes J. (1993). "Sequential batch anaerobic composting of municipal solid waste (MSW) and yard waste". *Water Science and Technology* 27(2), 77-86.
- O'Keefe, D. M., Chynoweth D. P. (2000). "Influence of phase separation, leachate recycle and aeration on treatment of municipal solid waste in simulated landfill cells". *Bioresource Technology* 72, 55-66.
- O'Keefe D. M., Brigmon R. L., Chynoweth D. P. (2000). "Influence of methane enrichment by aeration of recirculated supernatant on microbial activities during anaerobic digestion", *Bioresource Technology* 71, 217-224.
- O'Keefe D. M., Owens J. M., Chynoweth D. P. (1996). "Anaerobic composting of crab-picking wastes for by-product recovery". *Bioresource Technology* 58, 265-272.
- Okamoto M., Miyahara T., Mizuno O., Noike T. (2000). "Biological hydrogen potential of material characteristic of the organic fraction of municipal, solid wastes". *Water Science and Technology* 41(3), 25-32.
- Oleszkiewicz J.A., Poggi-Varaldo H. M. (1997). "High-solids anaerobic digestion of mixed municipal and industrial waste". *Journal of Environmental Engineering*, November 1087-1092.

- Oonk W., Woelders H. (1999). "Mechanical separation and treatment of organic residues in bioreactors". Proceedings of the Sardinia 99, Seventh International Waste management and Landfill Symposium, 343-350.
- Organic waste systems-DRANCO. (2004). "Dirección de internet: www.dranco.be". Actualizada en 2004.
- Ortega L., Barrington S., Guiot S. R., (2004). "Anaerobic digestion of municipal solid waste: Development of a thermophilic inoculum". Proc X World congress on anaerobic digestion, Montreal (Canada).
- Owens J. M., Chynoweth D. P. (1993). "Biochemical methane potential of municipal solid waste (MSW) components". Water Science and Technology 27(2), 1-14.
- Öztürk M. (1991). "Conversion of acetate, propionate and butyrate to methane under thermophilic conditions in batch reactors". Water Research, 25(12), 1509-1513.
- Palmisano A. C., Schwab T. K., Maruscik D. A. (1993). "Hydrolytic enzyme activity in landfill refuses". Applied Microbiology and Biotechnology 38, 828-832.
- Palmowski L. M., Müller J. A. (2000). "Influence of the size reduction of organic waste on their anaerobic digestion". Water Science and Technology 41(3), 155-162.
- Parker W. J., Monteith H. D., Melcer H. (1994). "Estimation of anaerobic biodegradation rates for toxic organic compounds in municipal sludge digestion". Water Research 28(8), 1779-1789.
- Pavan P., Battistoni P., Cecchi F., Mata-Álvarez J. (2000). "Two phase anaerobic digestion of source sorted OFMSW (organic fraction of municipal solid waste): performance and kinetic study". Water Science and Technology 41(3), 111-118.
- Pavan P., Battistoni P., Mata-Álvarez J., Cecchi F. (2000). "Performance of thermophilic semi-dry anaerobic digestion process changing the feed biodegradability". Water Science and Technology 41(3), 75-82.
- Pavan P., Musacco A., Battistoni P., Mata-Álvarez J., Cecchi F. (1995). "Leachate treatment through thermophilic anaerobic codigestion with organic fraction of MSW". Proceedings of the Sardinia 95, Fifth International Landfill Symposium, 489-497.
- Pavan P., Battistoni P., Bolzonella D., Innocenti L., Traverso P., Cecchi F. (2000). "Integration of wastewater and OFMSW treatment cycles: from the pilot scale experiment to the industrial realisation – the new full scale plant of Treviso (Italy)". Water Science and Technology 41(12), 165–173.
- Pavlostathis, S.G. (1985). "Alkaline treatment of wheat straw for increasing anaerobic biodegradability". Biotechnology and Bioengineering, 27, 334 - 344.
- Pavlostathis, S.G., (1988). "Preliminary Conversion Mechanisms in Anaerobic digestion of biological sludge." Journal Environmental Engineering. Div. Proc. Am Soc. Civ. Eng. 114, 575.
- Pavlostathis, S. G. y Giraldo-Gómez. E. (1991). "Kinetic of anaerobic treatment". Water Science and Technology 24, 8, 35 - 59.
- Peddie C. C., Tailford J., Hoffman, D. (1996). "Thermophilic anaerobic sludge digestion. Taking a new look at an old process". Annual Residuals Biosolids Management Conference Alexandria, 10th, 1, 39-46.
- Penaud, V.; Delgenés, J.P.; Moletta, R. (1999). "Thermo-chemical pretreatment of a microbial biomass: influence of sodium hydroxide addition on solubilization and anaerobic biodegradability". Enzyme and microbial technology. V. 25, pp 258-262.
- Pérez García, M. (1995). "Utilización de bio-reactores avanzados en la depuración anaerobia de vertidos residuales de alta carga orgánica". Tesis Doctoral, Universidad de Cádiz. ISBN: 84-7786-293-1.

- Pinnekamp, J. (1989). "Effects of thermal pretreatment of sewage sludge on anaerobic digestion". *Water Science and Technology*, 21, 97-108.
- Poggi-Varaldo H. M., Rodríguez-Vázquez R., Esparza-García F., Fernández-Villagomez G. (1997). "Inhibition of mesophilic solid substrate anaerobic by ammonia nitrogen". *Applied Microbiology and technology* 47, 284-291.
- Poggi-Varaldo H. M., Valdés L., Esparza-García F., Fernández-Villagomez G. (1997). "Solid Substrate anaerobic codigestion of paper mill sludge biosolids and municipal solid waste". *Water Science and technology* 35(2-3), 197-204.
- Polanco, F. F., Encina, F. G. (2000). "Procesos biológicos anaerobios". *Jornadas sobre tratamientos biológicos de residuos orgánicos. Universidad de Valladolid, Acta*, p. 1-25.
- Potts L. G. A., Martin D. J. (1996). "The enhancement of anaerobic digestion processes by altering the gas phase composition". *The 1996 ICHIME Research Event*, 690-692.
- Pullammanappallil P. C., Svoronos S. A., Chynoweth D. P., Lyberatos G. (1998). "Expert System for Control of Anaerobic Digesters", *Biotechnology and Bioengineering* 58(1), 13-22.
- Pullammanappallil, P. C., Chynoweth D. P., Lyberatos G., Svoronos. S. A. (2001). "Stable operation of anaerobic digestion under high concentrations of propionic acid." *Bioresource Technology*, 78(2), 165-169.
- Quevauviller, P. (1998). "The EC standards, measurement and testing programme in support of the quality control of waste analysis". *Talanta* 46, 457-463.
- Quiroga J.M., Álvarez-Gallego C. J. (2003). "Informe sobre residuos urbanos del Campo de Gibraltar", integrado dentro del 2º Informe del "Plan de Calidad ambiental del Campo de Gibraltar" de la Junta de Andalucía.
- Quiroga J.M., Sales D. (1991). "Degradation kinetics of surfactants". *Tenside Surfactants* 28(1), 27-30.
- Rajan, R. V., Lin, J.-G and Ray, B. T. (1989) "Low-level chemical pre-treatment for enhanced sludge solubilization". *Res. J. Water Pollut. Control Fed.*, 61, 1678-1683.
- Rajeshwari K.V., Balakrishnan M., Kansal A., Lata K., Kishore V.V.N. (2000). "State-of-the-art of anaerobic digestion technology for industrial wastewater treatment". *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 4(2), 135-156.
- Ramírez, L. (1989). "Depuración anaerobia termofílica de vertidos de destilerías vnicas en fases separadas". Tesis de Licenciatura, Universidad de Cádiz.
- Rao, M.S., Singh, S.P., Singh, A.K., Sodha, M.S., (2000). "Bioenergy conversion studies of the organic fraction of MSW: assessment of ultimate bioenergy production potential of municipal garbage". *Applied Energy* 66, 75-87.
- Rao, M.S., Singh, S.P. (2004). "Bioenergy conversion studies of the organic fraction of MSW: kinetic studies and gas yield-organic loading relationship for process optimization". *Bioresource Technology*, 95, 173-185.
- Raskin, L.; Zheng, D.; Griffin, M.E.; Stroot, P.G.; Misra, P. (1995). "Characterization of microbial communities in anaerobic bioreactors using molecular probes". *Antonie van Leeuwenhoek*, v. 68, p. 297-308.
- Ray, B. T. (1989). "Sludge Digestion by anaerobic fluidized beds: II. Process kinetic model". *Journal of Environmental Engineering Division Process* 115, 1155 - 1162.
- Riffat R., Dararat S., Krongthamchat K. (1999). "Anaerobic processes". *Water Environment Research* 71(5), 656 677.

- Riffat R., Sajjad M. W., Dararat S. (1998). "Anaerobic processes". *Water Environment Research* 70(4), 518-540.
- Riggle, D. (1998). "Acceptance improves for large-scale anaerobic digestion". *Biocycle* 39, 51-56.
- Rimkus R., Ryan J., Cook E. (1982). "Full scale thermophilic digestion at the west south-west sewage treatment works". Chicago (Illinois). *Journal Water. Control Federation* 54(11), 1447-1457.
- Rinzema A., Boone M., Van Knippenberg K., Lettinga, G. (1994). "Bactericidal effect of long chain fatty acids in anaerobic digestion". *Water Environmental Research* 66, 40-49.
- Rivard, C. J., Duff B.W., Dickow J. H., Wiles C. C., Nagle N. J., Gaddy J. L., Clausen E. C. (1998). "Demonstration-scale evaluation of a novel high solids anaerobic digestion process for converting organic wastes to fuel gas and compost". *Applied Biochemistry and Biotechnology* 70-72, 687-695.
- Rivard, C. J., Duff B.W., Nagle N. (1998). "Development of a novel two step process for treating municipal biosolids for beneficial reuse". *Applied Biochemistry and Biotechnology* 70-72, 569-577.
- Robbins, J. E., Gerhardt, S. A., Kappel, T. J. (1989). "Effects of total ammonia on anaerobic digestion and an example of digester performance from cattle manure-protein mixture". *Biological wastes*, 27, 1-4.
- Rodríguez-Andara A. Camarero-Estela L. (1995). "Tratamiento anaerobio a escala piloto para efluentes porcinos de alta concentración". *Tecnología del Agua* 135, 33-40.
- Rodríguez-Andara A., Lomas-Esteban J. (2001). "Influencia del tamaño de las partículas en la degradación anaerobia en la fracción sólida de efluentes de origen porcino". *Tecnología del Agua* 208, 28-33.
- Rodríguez-Cano, R. (2001). "Biodegradabilidad anaerobia de residuos con alto contenido en materia grasa". Tesis de Licenciatura, Universidad de Cádiz.
- Rodríguez-Cano, R. (2003). "Utilización de tecnologías con inmovilización de biomasa para la depuración anaerobia de residuos acuo-oleosos". Tesis doctoral, Universidad de Cádiz.
- Rodríguez-Iglesias J., Castrillón L., Marañón E., Sastre H. (1998). "Solid-state anaerobic digestion of unsorted municipal solid waste in a pilot-plant scale digester". *Bioresource Technology* 63, 29-35.
- Rodríguez-Iglesias J., Castrillón L., Marañón E., Sastre H. (2000). "Biomethanization of municipal solid waste in a pilot plant". *Water Research* 34(2), 447-454.
- Rodríguez-Vázquez, R., Villanueva-Ventura, G. y Rios-Leal, E. (1992). "Sugarcane Bagasse pith dry pretreatment for single cell protein production". *Bioresource Technology*, 39, 17-22.
- Rojas Oropeza M., Cabirol N., Ortega S., Castro Ortiz L. P., Loyola A. (2001). "Removal of faecal indicator organisms and parasites (faecal coliforms and helminth eggs) from municipal biologic sludge by anaerobic mesophilic and thermophilic digestion". *Water Science and Technology* 44(4), 97-101.
- Romero García L. I., De la Rubia Romero M. A., Pérez García M., Sales Márquez D. (2002). "Digestión anaerobia termofílica de lodos de EDAR". *Revista técnica de Medio ambiente RETEMA*, 90, 8-22.
- Romero García, L.I. (1985). "Digestión anaerobia termofílica de vertidos de destilerías vínicas". Tesis de Licenciatura, Universidad de Cádiz.
- Romero García, L.I. (1991). "Desarrollo de un modelo matemático general para los procesos fermentativos: cinética de la degradación anaerobia". Tesis Doctoral, Universidad de Cádiz. ISBN, 84-7786-109-9.
- Ropars, M., Marchal, R., Pourquié, J. y Vandecasteele, J. P. (1992). "Large-Scale enzymatic hydrolysis of agricultural lignocellulosic biomass. Part 1: Pretreatment Procedures". *Bioresource Technology* 42, 197- 204.

- Rowe R. K. (1995). "Leachate characteristics for MSW landfills". Proceedings of the Sardinia 95, Fifth International Landfill Symposium, 327-344.
- Saint-Joly C. (1997). "Waste treatment by anaerobic digestion: production of energy, production of compost and environment protection". *Biometa*, 1997.
- Saint-Joly C. (2000). Desbois S., Lotti J. P., "Determinant impact of waste collection and composition on anaerobic digestion performance: Industrial results". *Water Science and Technology* 41(3), 291-297.
- Saint-Joly C., Bourgoin J. F., (2004). "Anaerobic digestion of municipal solid waste- main reasons of the recent growing industrial application in Europe". Proc X World congress on Anaerobic digestion, Montreal (Canada).
- Sales D. (1990). "Desarrollo de un modelo general para la utilización microbiológica de sustrato en los procesos de degradación fermentación". Resumen del 2º ejercicio de las oposiciones a Catedrático de Universidad, Cádiz, Julio de 1990.
- Salminen, E. A., Rintala, J. A. (1999). "Anaerobic digestion of poultry slaughtering wastes". *Environmental Technology* 20(1), 21-28.
- Sanchez, E., Borja, R., Lopez, M., (1996). "Determination of the kinetic constants of anaerobic digestion of sugar-mill-mud waste (SMMW)". *Bioresource Technology* 56, 245-249.
- Sánchez, E., Borja, R., Weiland, P., L., Martín, A. (2000). "Effect of temperature and pH on the kinetics methane production, organic nitrogen and phosphorus removal in the batch anaerobic digestion process of cattle manure". *Bioprocess Eng.*, 22: 247-252.
- Sans C., Mata-Alvarez J., Cecchi F., Pavan P., Bassetti A. (1995). "Acidogenic fermentation of organic urban wastes in a plug-flow reactor under thermophilic conditions". *Bioresource Technology* 54(2), 105-110.
- Sans R., Alvarez D., Forné C., Puig M. D., García C. (1999). "Caracterización de los residuos sólidos urbanos del municipio de Terrassa". *Residuos* 48, 58-61.
- Sawayama, S., Inoue, S., Tsukahara, K. and Ogi, T. (1996) "Thermochemical Liquidization of anaerobically digested and dewatered sewage sludge". *Biores. Technol.* 55, 141-144.
- Sawayama, S, Inoue, S, Minowa, T, Tsukahara, K and Ogi, T. (1997) "Thermochemical Liquidization and Anaerobic Treatment of Kitchen Garbage". *J. Ferment. Bioeng.*, 5, 451-455.
- Sawayama, S., Inoue, S., Tsukahara, K. and Tatsuo Y., Tomoaki, M., Tomoko O. (1999) "Anaerobic treatment of liquidized organic waste". *Renewable Energy* 16, 1094-1097.
- SEBAC Homepage (2003). http://www.agen.ufl.edu/~sifontes/seba_sol.htm
- Sébastien Michaud, Nicolas Bernet, Pierre Buffiere, Michel Roustan, René Moletta (2002). "Methane yield as a monitoring parameter for the start-up of anaerobic fixed film reactors". *Water Research* 36, 1385-1391.
- Schink, A. (1992) "Syntrophism among prokaryotes". In *The prokaryotes: A handbook on the biology on bacteria: Ecophysiology, Isolation, Identification, Applications*, eds. A. Balows, H. G. Truper, M. Dworkin, W. Harder and K.-H. Schleifer, p. 276-299, 2nd edition. Springer-Verlag, New York.
- Schink, A. (1997) "Energetics of syntrophic cooperation in methanogenic degradation". *Microb. Mol. Biol.* 61, 262-280.
- Schmit K. H., Ellis T. G. (2001). "Comparison of temperature-phased and two-phase anaerobic co-digestion of primary sludge and municipal solid waste". *Water Environment Research* 73(3), 314-321.

- Schulze F., "Anleitung zur Untersuchung der Ackerden auf ihre wichtigsten physikalischen eigenschaften und bestandteile". J. Prakt. Chem., 46, 241-248.
- Shamskhorzani R. (1999). "Evaluation of thermophilic anaerobic digestion to meet class a biosolids".
- Shih Sung, Tao Liu (2003). "Ammonia inhibition on thermophilic anaerobic digestion". Chemosphere. V. 53, 43-52.
- Sifontes D. R. (2000). "Sequential batch anaerobic composting (SEBAC)". Información extraída de la dirección de internet: <http://www.agent.ufl.edu/~sifontes/sebac.htm>, actualizada año 2002.
- Silvey P., Pullammanappallil P. Blackall L., Nichols P. (2000). "Microbial ecology of the leach bed anaerobic digestion of unsorted municipal solid waste". Water Science and Technology 41(3), 9-16.
- Smart, J., Boyko, B.I. (1973). "Full scale studies on the thermophilic anaerobic digestion process". Environment Canada. Project N° 73-1-29, Ottawa.
- Smith, P.H.; Mah, R.A. (1966). "Kinetics of acetate metabolism drug sludge digestion" Appl. Microbiol, 14, 368-371
- Solera del Río, R. (1999). "Cuantificación de los microorganismos responsables de la degradación anaerobia. Aplicación al análisis del funcionamiento de reactores anaerobios". Tesis Doctoral, Universidad de Cádiz. ISBN: 84-7786-579-5.
- Solera, R; de la Rubia, M.A.; Romero, L.I; Sales, D. (2001). "Digestión anaerobia de lodos de depuradora: aplicación de la microscopía de epifluorescencia al análisis del proceso". Residuos, v. 59, p. 38-40.
- Sorensen A. H.; Ahring B. K. (1993). "Measurements of the specific methanogenic activity of anaerobic digester biomass". Applied Microbiology and Technology 40, 427-431.
- Sosnowski, P.; Wiczorek, A.; Ledakowicz, S. (2003). "Anaerobic co-digestion of sewage sludge and organic fraction of municipal solid wastes". Advances in Environmental Research 7(3), 609-616.
- Soto, M., Méndez, R. y Lema, J. M. (1993). "Methanogenic and non - methanogenic activity tests. Theoretical basis and experimental set - up". Water Research. 27, 8, 1361 - 1376.
- Soubes, M. (1994). "Microbiología de la digestión anaerobia. Memorias III Taller y Seminario Latinoamericano sobre Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales". Montevideo. Uruguay.
- Sparling R., Risbey D., Poggi-Varaldo H. M. (1997). "Hydrogen production from inhibited anaerobic composters". International Journal of Hydrogen Energy 22(6), 563-566.
- Stafford, D. A. (1982). "The effect of mixing and volatile fatty acids concentrations on anaerobic digester performance". Biomass, 2, 43-45.
- Stronach, S. M., Rudd T., Lestes J. N. (1986). "Anaerobic digestion processes in industrial wastewater treatment". Springer-verlag, 150-151.
- Stroot, P. G.; Barrios-Perez, J. A.; Danalewich, J. R.; Sauer, K. D.; Schumacher, D. E.; Raskin, L.; Mackie, R. I.; White, B. A. (1996). "Start-up and performance of anaerobic co-digestion of municipal solid waste and sewage sludge under mixing and non-mixing conditions". Proceedings - WEFTEC '96, Annual Conference & Exposition, 69th, Dallas, Oct. 5-9, 211-222.
- Stroot, P. G.; McMahon, K. D.; Mackie, R. I.; Raskin, L. (2001). "Anaerobic codigestion of municipal solid waste and biosolids under various mixing conditions-I. Digester performance". Water Research 35(7), 1804-1816.
- Stuckey, D.C. y McCarty, P.L. (1978). "Thermochemical pretreatment of nitrogenous materials to increase methane yield". Biotechnology and Bioengineering., Symposium. 8, 219.

- Sung S., Liu T. (2001). "Ammonia inhibition on thermophilic acetoclastic methanogenic". Proc. 9th World Congress on anaerobic digestion I: Antwerp, Belgium, 401-407.
- Swarbrick G., Lethlean J., Pantelis G. (1995). "Physical and biochemical modelling of solid waste". Proceedings of the Sardinia 95, Fifth International Landfill Symposium, 209-217.
- Syutsubo, K., Nagaya Y., Sakai S., Miya A., (2004). "Behaviour of cellulose-degrading bacteria in thermophilic anaerobic digestion process". Proc X World congress on anaerobic digestion, Montreal (Canada).
- Tang, Y.; Shigematsu, T.; Ikkal; Morimura S.; Kida, K. (2004). "The effects of micro-aeration on the phylogenetic diversity of microorganisms in a thermophilic anaerobic municipal solid-waste digester". Water Research 38(10), 2537-2550
- Tchobanoglous G., Theisen H., Vigil S. (1994). "Gestión integral de residuos sólidos". Ed. MacGraw-Hill.
- Teixeira, A. A., Chynoweth, D. P., Owens, J.M., Rich, E. R., Dedrick, A. L., Haley, P.J. (2004). "Prototype space mission SEBAC biological solid waste management system". 34 Internat. Conf. on Environ. Systems (ICES). Paper 2004-ICES-098.
- Tholozan, J. L., Samain, E., Grivet, J. P., Moletta, R., Dubourguier, H. C., Albagnac, G. (1988). "Reductive carboxylation of propionate to butyrate in methanogenic ecosystems". Applied and Environmental Microbiology 54(2), 441-445.
- Traverso, P.; Pavan, P.; Bolzonella, D.; Innocenti, L.; Cecchi, F.; Mata-Álvarez, J. (2001). "Acidogenic fermentation of source separated mixtures of vegetables and fruits wasted from supermarkets". Biodegradation 11(6), 407-414.
- Tsukahara, K., Yaguishta, T., Ogi, T. And Sawayama, S. (1999) "Treatment of liquid fraction separated from liquidized food waste in an upflow anaerobic sludge blanket reactor". J. Bioscience and Bioengineering, 4, 554-556.
- Tunlid A., White D. C., (1990). "Use of lipid biomarkers in environmental samples". Analytical Microbiology Method: Chromatography and Mass Spectrometry Plenum Press, 259-274.
- Turick, C.E., Peck, M.W., Chynoweth, D.P., Jerger, D.E., White, E.H., Zsuffa, L., Kenney, A.W., (1991). "Methane fermentation of woody biomass". Bioresource Technology 37, 141-147.
- Ueno, Y., Sasaki, D., Fukui, H., Haruta, M.; Ishii, M., Igarashi, Y.(2006) "Changes in bacterial community during fermentative hydrogen and acid production from organic waste by thermophilic anaerobic microflora". *Journal of Applied Microbiology*, 101 p. 331-343.
- Valcárcel, M.J. (1985). "Depuración de vertidos de destilería vónicas". Tesis doctoral, Universidad de Cádiz.
- Vallini G., Cecchi F., Pavan P., Pera A., Mata-Alvarez J, Bassetti A. (1993). "Recovery and disposal of the organic fraction of municipal solid waste (MSW) by means of combined anaerobic and aerobic bio-treatments". Water Science and Technology 27(2), 121-132.
- Valcárcel, M.J. (1985). "Depuración de vertidos de destilería vónicas". Tesis doctoral. Universidad de Cádiz.
- Valorga International. (2004). "Información extraída de la dirección de internet: www.valorgainternational.fr". Actualizada en 2003.
- Van den Berg, L., Lentz, C. P. (1980). "Effects of digester configuration, waste composition and inoculum rates of production of methane from wastes". Proceedings - Bioenergy R & D Seminar.
- Van Lier J. (1993). "Digestión anaerobia termofílica: aspectos relacionados con la temperatura". Proc. V Seminario de depuración anaerobia de aguas residuales, Valladolid.

- Van Lier J.B., Hulsbeek J., Stams A.J.M. and Lettinga G. (1993). "Temperature susceptibility of thermophilic methanogenic sludge: implications for reactor start-up and operation". *Bioresource Technology* 43, 227-235.
- Vavilin V. A., Lokshina L. Y., Rytov S. V., Kotsyurbenko O. R., Nozhevnikova A. N. (1998). "Modelling low-temperature methane production from cattle manure by an acclimated microbial community". *Bioresource Technology* 63(2), 159-171.
- Vavilin V. A., Rytov S. V., Lokshina L. Y. (1997). "A balance between hydrolysis and methanogenesis during the anaerobic digestion of organic matter". *Microbiology* 66(6), 712-717.
- Vavilin, V. A., Lokshina, L. Ya., Jokela, J. P., Rintala, J. A. (2004). "Modelling solid waste decomposition". *Bioresource Technology* 94(1), 69-81.
- Vavilin, V., Shchelkanov M., Rytov S. (2002). "Effect of mass transfer on concentration wave propagation during anaerobic digestion of solid waste". *Water Research* 36, 2405-2409.
- Viéitez E. R., Mosquera J., Ghosh S. (2000). "Kinetics of accelerated solid state fermentation of organic-rich municipal solid waste". *Water Science and Technology* 41(3), 231-238.
- Vogt G. M., Liu H.W., Kennedy K. J., Vogt H. S., Holbein B. E. (2002). "Super blue box recycling (SUBBOR) enhanced two-stage anaerobic digestion process for recycling municipal solid waste: laboratory pilot studies" *Bioresource Technology* 85, 291-299.
- Wang Y. S., Odle W. S., Eleazer W. E., Barlaz M. A. (1997). "Methane potential of food waste and anaerobic toxicity of leachate produced during food waste decomposition". *Waste Management and Research* 15, 149-167.
- Wang, Q., Kuninobu, M., Ogawa, H. and Kato, Y. (1999) "Degradation of volatile fatty acids in highly efficient anaerobic digestion". *Biomass and Bioenergy*. 16, 407-416.
- Wang, Q., Noguchi, C.K., Koninobu, M., Yara, Y., Kakimoto, K., Ogawa, H.I., Kato, Y. (1997). "Influence of hydraulic retention time on anaerobic digestion of pretreated sludge". *Biotechnol. Techn.* 11(2): 105-108.
- Wu, W., Jai, M., Thiele, J., Zeikus, G. (1995). "Effect of storage on the performance of methanogenic granules". *Wat. Res.*, 29(6): 1445-1452.
- Ying-Chih, Ch., Cheng-Nam, Ch., Jih-Gaw, L. y Shwu-Jiuan, H. (1997). "Alkaline and ultrasonic pretreatment of sludge before anaerobic digestion". *Water Science and Technology*, 36, 11, 155 - 162.
- Zaplatilkova P., Jeníček P., Zábranská J., Dohányos M. (2001). "Comparison of foaming potential in mesophilic and thermophilic anaerobic digesters". *Proc. 9th World Congress on anaerobic digestion II: Antwerp, Belgium*, 293-295.
- Zeeman G., Wiegant W.M., Koster-Treffler M.E., Lettinga G. (1985). "The influence of the total ammonia concentration of the thermophilic digestion of cow manure". *Agricultural Wastes* 14, 19-35.
- Zhang T.Ch, Noike T. (1994). "Influence of retention time on reactor performance and bacterial trophic populations in anaerobic digestion processes". *Water. Research* 28(1), 27-36.

LEGISLACIÓN DE REFERENCIA

- Decisión de la Comisión 2000/532/CE, de 3 de mayo de 2000, DOCE nº L 226, de 6 de Septiembre de 2000.
- Decisión de la Comisión 2001/118/CE, de 16 de enero de 2001, DOCE nº L 47, de 16 de febrero de 2001.
- Decisión de la Comisión 94/3/CE, de 20 de diciembre de 1993, DOCE nº L 5, de 7 de enero de 1993.
- Decisión del Consejo 94/904/CEE de 22 de diciembre de 1994, DOCE nº L 356, de 31 de diciembre de 1994.
- Decreto 218/1999 del parlamento de Andalucía, de 26 de octubre por el que se aprueba el Plan Director Territorial de Gestión de Residuos Urbanos de Andalucía 1999-2008, BOJA nº 134, de 18 de noviembre de 1999.
- Decreto 283/1995 del parlamento de Andalucía, de 21 de noviembre por el que se aprueba el Reglamento de residuos de Andalucía, BOJA nº 161, de 19 de diciembre de 1995.
- Directiva del Consejo 1999/31/CE de 26 de abril de 1999 relativa al vertido de residuos, DOCE nº L 182 de 16 de Julio de 1999.
- Directiva del Consejo 75/442/CEE, de 15 de julio de 1975 relativa a los residuos, DO nº L 194 del 25 de julio de 1975.
- Directiva del Consejo 91/156/CEE de 18 de marzo de 1991 por la que se modifica la Directiva 75/442/CEE relativa a los residuos, DO nº L 78 de 26 de marzo de 1991.
- Directiva del Parlamento Europeo y del Consejo 2000/76/CE de 4 de diciembre de 2000 relativa a la incineración de residuos DOCE nº L 332, de 28 de diciembre de 2000.
- Ley 10/1998, de 21 de abril de Residuos, BOE nº 96, de 22 de abril de 1998.
- Ley 11/1997, de 24 de abril de Envases y Residuos de Envases, BOE nº 99, de 25 de abril de 1997.
- Ley 42/1975, de 19 de noviembre sobre desechos y residuos sólidos y urbanos, BOE nº 280, de 21 de noviembre de 1975.
- Ley 7/1994 del parlamento de Andalucía, de 18 de mayo de Protección Ambiental, BOJA nº 79, de 31 de mayo de 1994.
- PNRU (2000-2006) y II PNRU (2008-2015). Ministerio de Medio Ambiente.
- Real Decreto 1481/2001, de 27 de diciembre por el que se regula la eliminación de residuos mediante depósito en vertedero, BOE nº 25, de 29 de Enero de 2002.
- Real Decreto 653/2003, de 30 de mayo sobre incineración de residuos, BOE nº 142, de 14 de junio de 2003.
- Resolución del Consejo de 24 de febrero de 1997 sobre una estrategia comunitaria de gestión de residuos, DO nº C 76 del 11 de marzo de 1997.

