



FACULTADE DE CIENCIAS

DEPARTAMENTO DE QUÍMICA FÍSICA E ENXEÑERÍA QUÍMICA I

**TRATAMIENTO ANAEROBIO DE AGUAS
RESIDUALES URBANAS EN PLANTA PILOTO**

JUAN ANTONIO ÁLVAREZ RODRÍGUEZ
para optar al grado de Doctor por
A Coruña, Diciembre 2003



UNIVERSIDADE DA CORUÑA
FACULTADE DE CIENCIAS

DEPARTAMENTO DE QUÍMICA FÍSICA E ENXEÑERÍA QUÍMICA I

***TRATAMIENTO ANAEROBIO DE AGUAS
RESIDUALES URBANAS EN PLANTA PILOTO***

MEMORIA presentada por:

JUAN ANTONIO ÁLVAREZ RODRÍGUEZ

para optar al grado de Doctor por

la Universidade da Coruña

A Coruña, Diciembre de 2003



UNIVERSIDADE DA CORUÑA

**DEPARTAMENTO DE QUÍMICA FÍSICA
E ENXEÑERÍA QUÍMICA I**

Facultade de Ciencias
Campus da Zapateira s/n
15071 A Coruña
Teléfono 34 981 16 70 00
Fax 34 981 16 70 65

***MANUEL E. SASTRE DE VICENTE**, Director do Departamento de Química Física e Enxeñería Química I da Universidade da Coruña,*

CERTIFICA

Que el Licenciado en Ciencias Químicas **Juan Antonio Álvarez Rodríguez**, realizó en este Departamento, bajo la dirección del **Dr. D. Manuel Soto Castiñeira**, el trabajo que, bajo el título **Tratamiento anaerobio de aguas residuales urbanas en planta piloto**, presenta para optar al grado de Doctor en Química.

Y para que así conste, expido y firmo la presente en A Coruña, a 18 de Diciembre de 2003.



Fdo. M.E. Sastre de Vicente



UNIVERSIDADE DA CORUÑA

**DEPARTAMENTO DE QUÍMICA FÍSICA
E ENXEÑERÍA QUÍMICA I**

Facultade de Ciencias
Campus da Zapateira s/n
15071 A Coruña
Teléfono 34 981 16 70 00
Fax 34 981 16 70 65

***MANUEL SOTO CASTIÑEIRA**, Profesor Titular do Departamento de Química Física e Enxeñería Química I da Universidade da Coruña,*

CERTIFICA

Que o presente traballo de investigación titulado **Tratamiento anaerobio de aguas residuales urbanas en planta piloto** foi realizado polo Licenciado en Ciencias Químicas **Juan Antonio Álvarez Rodríguez** no Departamento de *Química Física e Enxeñería Química I*, Área de Enxeñería Química, e que, como Director do mesmo, autorizo a súa presentación como Tese Doutoral coa finalidade de ser xulgada polo tribunal correspondente.

E para que así conste, expido e asino a presente en A Coruña, a 18 de Decembro de 2003.

Asdo. Manuel Soto Castiñeira



UNIVERSIDADE DA CORUÑA

**DEPARTAMENTO DE QUÍMICA FÍSICA
E ENXEÑERÍA QUÍMICA I**

Facultade de Ciencias
Campus da Zapateira s/n
15071 A Coruña
Teléfono 34 981 16 70 00
Fax 34 981 16 70 65

Manuel Soto Castiñeira, Profesor Titular de Enxeñeria Química da Universidade da Coruña e investigador principal dos proxectos que se relacionan mais abaixo,

INFORMA

Que as investigacións contidas na presnete memoria foron realizadas no marco do proxecto Feder IFD97-0473. 1999/2001, titulado "Tratamiento anaerobio de aguas residuales urbanas en digestores de simple y doble etapa en planta piloto " e do contrato "Asesoramiento Técnico en Dixestión Anaerobia a la empresa Aquagest años 2001-2003" de FEUGA, financiado por Fundación Agbar.

Ambos proxectos contaron coa colaboración da empresa Aquagest como entidade colaboradora, baixo a coordinación de D. Mariano Julio Gómez López, Director do Laboratorio Central da mesma.

As plantas piloto situáronse na estación depuradora de A Silvouta, contando coa autorización e a colaboración do Concello de Santiago de Compostela.

A empresa Aquagest encargouse directamente da instalación e mantemento das plantas, aportou o equipamento de bombeo, e no seu laboratorio realizáronse parte das analíticas rutinarias para o seguimento. Os restantes estudos foron realizados nos laboratorios do Dpto. de Química Física e Enxeñeria Química I.

A Coruña, a 18 de Decembro de 2003.

Asdo. Manuel Soto Castiñeira

AGRADECIMIENTOS

Quiero agradecer al director de esta tesis, Manuel Soto Castiñeira, su confianza en mi y su ayuda diaria en este trabajo durante todo el tiempo de investigación.

Agradecer al antiguo Jefe de EDAR Silvouta y al Jefe del Laboratorio Central de Labaqua S.A. Javier Presas y Mariano Gómez, respectivamente, por su apoyo y colaboración en todo momento de la investigación. Así como al actual Jefe de EDAR Sivouta, Jose Luís Vázquez, por su colaboración en la etapa final del trabajo.

Agradecer a Pilar García, analista de EDAR Silvouta, todos sus grandes consejos y su cooperación en todo momento de la operación de la planta piloto.

Agradecer a Carlos Zapico y Elena Armstrong su colaboración en el proyecto de investigación. Gracias a todos los operarios de EDAR Silvouta, por su enorme ayuda en el mantenimiento de la planta piloto, y también a todas aquellas personas que estuvieron de prácticas en EDAR Silvouta y que colaboraron notablemente en este trabajo, así como al resto de analistas de Aquagest S.A. que cooperaron indirectamente en este trabajo.

Agradecer especialmente a Pablo Ligeru su ayuda indiscutible a la hora de ponerme al día en todas las analíticas a realizar y por su gran compañerismo en todo momento. Muchas gracias Dr. Ligeru.

A Isabel Ruíz por su gran colaboración y ayuda aportada, especialmente durante los primeros meses de la investigación.

Agradecer también el gran compañerismo y la gran amistad en todo momento mostrada por Óscar, Jorge (el cuate que nunca se olvida) y Bea, así como al resto de compañeros de laboratorio: Luís, Lourdes, Natalia, Fátima, Victoria, Elena, Marta, Ángela, Almudena, Belén, Juan Carlos y a Jorge (el conserje), como a los recientes: Juanjo, Pablo Dubra y Marta Ben, así como al resto de personas pertenecientes al Departamento de Química Física e Enxeñería Química I.

Dar gracias también a mi familia por su apoyo dado durante todo el trabajo, y a Yoli por su paciencia, confianza y cariño diario a lo largo de todo este tiempo.

*Este trabajo está dedicado
a la memoria de mi padre, sin su
eterna ayuda nada de esto sería realidad*

ÍNDICE

Resumen y objetivos

Capítulo 1. Introducción

1.1. Plan de minimización y reuso del agua residual	4
1.2. Aguas residuales. Características	6
1.2.1. Biodegradación anaerobia de las distintas fracciones orgánicas del agua residual	11
1.3. Alternativas de tratamiento	12
1.3.1. Alternativas globales: sistemas centralizados/ sistemas descentralizados	13
1.3.2. Alternativas biológicas: tratamiento aerobio/ tratamiento anaerobio. Implantación del tratamiento anaerobio	15
1.4. Tratamiento anaerobio	19
1.4.1. Etapas del tratamiento anaerobio	20
1.4.2. Parámetros que afectan al proceso anaerobio	25
1.5. Tecnología anaerobia	29
1.5.1. Sistemas de baja carga.....	29
1.5.2. Sistemas de alta carga	29
1.5.2.1. Filtro anaerobio	31
1.5.2.2. Reactores de lecho fluidizado o lecho expandido	32
1.5.2.3. Reactor UASB.....	32
1.5.2.4. Reactor EGSB	35
1.5.3. Tratamiento de aguas residuales urbanas con reactores anaerobios	37
1.5.3.1. Efecto de la temperatura en la operación	39
1.5.3.2. Efecto del TRH y TRS en la operación de un reactor y en la hidrólisis anaerobia	42
1.5.3.3. Influencia de la carga orgánica y de los SS del influente en la operación ..	45
1.5.3.4. Tratamiento en sistemas de doble etapa. Comparativa de costes.....	47
1.6. Referencias.....	53

Capítulo 2. Material y métodos

2.1. Determinaciones analíticas	61
2.1.1. Determinación del pH	61
2.1.2. Determinación de sólidos	61
2.1.3. Determinación de DQO.....	61
2.1.4. Determinación de DBO.....	62
2.1.5. Determinación de grasas en lodo	64
2.1.6. Análisis de inorgánicos	64
2.1.6.1. Determinación de nitrato	64
2.1.6.2. Determinación de fosfato	65
2.1.6.3. Determinación de amonio	65
2.1.7. Determinación de AGV.....	66
2.1.8. Determinación de biogás	67
2.1.8.1. Solubilidad del metano en el efluente de un reactor anaerobio.....	68
2.1.9. Determinación de metales, contaminantes orgánicos y microbiológicos	70
2.1.9.1. Determinación de metales	70

2.1.9.2. Determinación de microcontaminantes orgánicos: Pesticidas organofosforados y organoclorados	72
2.1.9.3. Determinación de contaminantes microbiológicos	74
2.2. Metodología de ensayos biológicos	77
2.2.1. Ensayos de actividad metanogénica	77
2.2.2. Ensayos de acidificación del agua residual	79
2.2.3. Ensayos de biodegradación de lodo anaerobio	79
2.2.4. Métodos de Ensayo. Procedimiento y cálculos	80
2.3. Distribución de tiempo de residencia	83
2.3.1. Comportamiento real/ideal de un reactor	83
2.3.2. Función de Distribución de Tiempo de Residencia (DTR)	83
2.3.3. Experiencia del trazador (estímulo-respuesta)	86
2.3.4. Modelos de flujo	87
2.3.4.1. Modelo de tanques en serie	87
2.3.4.2. Modelo de flujo en pistón	88
2.3.5. Determinación de DTR en digestores anaerobios. Ejemplos	90
2.4. Perfiles de lodo, purga, control del caudal de alimentación y balances de materia en los reactores investigados	92
2.5. Cálculo del tiempo de residencia de sólidos (TRS)	94
2.6. Características del agua residual urbana (ARU) tratada en este trabajo	96
2.7. Agradecimientos	101
2.8. Referencias	101

Capítulo 3. Alternativas de puesta en marcha de un reactor UASB en planta piloto tratando ARU a baja temperatura

3.1. Resumen	103
3.2. Introducción	103
3.3. Material y métodos	104
3.3.1. Planta piloto	104
3.3.2. Características de las puestas en marcha	105
3.3.3. Métodos analíticos y ensayos biológicos	107
3.3.4. Perfiles y purga del manto de lodo	107
3.4. Resultados y discusión	108
3.4.1. Operación y condiciones de puesta en marcha	108
3.4.2. Análisis de la Distribución del Tiempo de Residencia en puesta en marcha A y B	113
3.4.3. Desarrollo del manto de lodo y actividad metanogénica	114
3.4.4. Perfiles de AGV en el digestor UASB	116
3.4.5. Desarrollo durante la operación en estado estacionario	116
3.5. Conclusiones	119
3.6. Agradecimientos	119
3.7. Referencias	119

Capítulo 4. Desarrollo de un sistema UASB-Digestor tratando aguas residuales urbanas

4.1. Resumen	123
4.2. Introducción	123

4.3. Material y métodos.....	124
4.3.1. Sistema UASB-Digestor	124
4.3.2. Procedimientos analíticos y ensayos biológicos	127
4.3.3. Perfiles y purga de lodo.....	127
4.4. Resultados	128
4.4.1. Operación y eficacia del reactor UASB	128
4.4.2. Operación del Digestor de lodos	131
4.4.3. Estudio de metales y compuestos orgánicos tóxicos en corrientes de entrada y salida al sistema. Metales en muestras de lodo.....	132
4.4.4. Características del manto de lodo en cada reactor del sistema	137
4.4.5. Balances de SSV y DQO.....	140
4.5. Discusión.....	141
4.6. Conclusiones	143
4.7. Agradecimientos	143
4.8. Referencias.....	144

Capítulo 5. Tratamiento hidrolítico anaerobio de aguas residuales urbanas en un digestor a escala piloto

5.1. Resumen.....	147
5.2. Introducción	147
5.3. Material y métodos.....	148
5.3.1. Digestor HUSB en planta piloto.....	148
5.3.2. Métodos analíticos.....	148
5.3.3. Perfiles y purga de lodo.....	149
5.4. Resultados	149
5.4.1. Características del agua residual (AR) y condiciones de operación del digestor	149
5.4.2. Análisis de metales pesados en influente, efluente y manto de lodo del digestor.....	153
5.4.3. Características del efluente y de la conversión	154
5.4.4. Perfiles de lodo y distribución del flujo	155
5.4.5. Balances de SSV y DQO y producción de lodo en exceso	157
5.5. Discusión.....	159
5.6. Conclusiones	160
5.7. Agradecimientos	161
5.8. Referencias.....	161

Capítulo 6. Tratamiento anaerobio de aguas residuales urbanas en un sistema de doble etapa a escala piloto

6.1. Resumen.....	163
6.2. Introducción	163
6.3. Material y métodos.....	164
6.3.1. Sistema doble etapa en planta piloto.....	164
6.3.2. Inóculo.....	165
6.3.3. Métodos analíticos.....	165
6.3.4. Perfiles y purga de lodo.....	166

6.4. Resultados y discusión	167
6.4.1. Condiciones de operación y rendimiento del sistema	167
6.4.2. Conversión de AGV y producción de biogás	174
6.4.3. Perfiles del manto de lodo y purga de lodo en exceso en el sistema.....	176
6.4.4. Seguimiento de la Actividad metanogénica del lodo	179
6.4.5. Balances de SSV y DQO.....	179
6.5. Conclusiones	182
6.6. Agradecimientos	182
6.7. Referencias.....	182

Capítulo 7. Influencia del uso de un cosustrato y velocidad ascensional en el desarrollo de un sistema en doble etapa en planta piloto

7.1. Resumen.....	185
7.2. Introducción	185
7.3. Material y métodos.....	186
7.3.1. Sistema doble etapa en planta piloto.....	186
7.3.2. Adición de sustrato fácilmente biodegradable al reactor metanogénico (R2)	186
7.3.3. Reducción del volumen activo de cada reactor del sistema	188
7.3.4. Métodos analíticos	188
7.3.5. Perfiles y purga de lodo	188
7.4. Resultados y discusión	189
7.4.1. Condiciones de operación y rendimiento del sistema	189
7.4.2. Conversión de AGV y producción de biogás	196
7.4.3. Experiencia del trazador: Distribución del tiempo de residencia en R1	198
7.4.4. Perfiles del manto de lodo y purga de lodo en exceso en el sistema.....	199
7.4.5. Seguimiento de la Actividad metanogénica del lodo	202
7.4.6. Balances de SSV y DQO.....	202
7.5. Conclusiones	205
7.6. Agradecimientos	206
7.7. Referencias.....	206

Capítulo 8. Determinación de actividad microbiana en lodos de digestores anaerobios tratando aguas residuales urbanas

8.1. Resumen.....	207
8.2. Introducción	207
8.3. Metodología y objetivos del estudio	210
8.4. Resultados y discusión	212
8.4.1. Efecto de la concentración de SSV	212
8.4.2. Efecto de la concentración y composición de sustrato utilizado.....	216
8.4.3. Efecto de la Temperatura en la actividad metanogénica.....	218
8.4.4. Ensayo de biodegradación del lodo. Etapa hidrolítica	219
8.4.5. Perfiles de actividades del manto de lodo en función de la altura del reactor ...	222
8.4.6. Balances, criterios de seguridad, potencial y rendimiento en metano del lodo y fase de latencia.....	224
8.4.7. Comparación de los métodos de ensayos metanogénicos utilizados	231

8.4.8. Estimación del crecimiento celular y su influencia en los valores de actividad metanogénica	233
8.4.9. Actividad metanogénica del lodo en diferentes condiciones de operación de reactores anaerobios en planta piloto	235
8.4.10. Potencial de acidificación de aguas residuales urbanas y efluentes de reactores anaerobios en doble etapa	237
8.5. Conclusiones	241
8.6. Referencias	242

Capítulo 9. Conclusiones

9.1. Resultados experimentales	243
9.2. Discusión y recomendaciones	246

Nomenclatura	249
---------------------------	-----

RESUMEN Y OBJETIVOS

Uno de los grandes problemas medioambientales de hoy en día es el vertido de aguas residuales urbanas sin tratamiento adecuado. Desde un punto de vista general, el problema del tratamiento de estas aguas se puede abordar a través de sistemas centralizados (construcción de colectores, redes de alcantarillado, bombeos, grandes depuradoras, etc.) o de sistemas descentralizados (tratamiento in situ en el medio rural, en la vecindad o comunidad). Por otra parte, existen diferentes alternativas en cuanto al tipo de tratamiento: químico, biológico o físico. Los dos aspectos más importantes para elegir un tipo de tratamiento son: la fiabilidad y durabilidad del tratamiento, y el aspecto económico del mismo (coste de inversión y mantenimiento).

La digestión anaerobia es una alternativa cada vez más consolidada y utilizada, especialmente en el tratamiento de efluentes de media y alta carga. Las principales ventajas de la digestión anaerobia frente al tratamiento aerobio son la producción de biogás que, en general, satisface las demandas energéticas de la planta o incluso puede llegar a generar una cantidad extra de energía, y una escasa producción de lodo en exceso. Además, la digestión anaerobia se puede aplicar tanto en tratamientos centralizados como descentralizados, al tiempo que constituye un tratamiento de bajo coste.

La aplicación de la digestión anaerobia al tratamiento de aguas residuales de baja carga es más novedosa y solo se considera consolidada en el caso de países tropicales, puesto que a temperaturas inferiores a 20°C (caso de Galicia), la tecnología anaerobia no está suficientemente desarrollada y la eficacia de tratamiento de efluentes de baja carga es insuficiente.

El presente trabajo se enmarcó en el proyecto de investigación IFD 1997-0473, financiado por Fondos Feder de la Unión Europea, que el Departamento de Química Física e Enxeñaría Química I da Universidade da Coruña realizó en colaboración con la Empresa Aquagest S.A. El trabajo también ha sido financiado por la Deputación da Coruña, por el Programa de Promoción Xeral da Investigación (PGIDT) da Xunta de Galicia y por la Fundación Agbar, mediante becas y contratos de investigación.

El objetivo general del trabajo fue analizar el tratamiento anaerobio en planta piloto de aguas residuales urbanas brutas de baja carga orgánica y a baja temperatura ambiente (entre 14° y 20°C). La planta piloto se instaló en la depuradora de Santiago de Compostela (EDAR Silvouta).

El trabajo presenta un primer capítulo dedicado a la revisión bibliográfica y un segundo capítulo en el que se detallan los materiales y métodos utilizados a lo largo de la experimentación. Aspectos metodológicos concretos fueron especificados en cada uno de los capítulos. En el tercer capítulo se estudiaron las alternativas de puesta en marcha de un reactor UASB (upflow anaerobic sludge bed) en planta piloto a baja temperatura, en distintas condiciones de operación. En el capítulo cuarto se analizó el desarrollo de un sistema UASB acoplado a un digestor de lodos tratando aguas residuales; este sistema fue pensado para evitar el deterioro del manto de lodo por retención de sustancias biodegradables inhibitorias que se acumulan en el lodo sobre todo a bajas temperaturas. El capítulo quinto recoge los resultados del tratamiento hidrolítico anaerobio de aguas residuales en un digestor HUSB (hydrolytic upflow sludge bed) a escala piloto. En el capítulo sexto se evaluó el rendimiento de un sistema en doble etapa HUSB-UASB tratando aguas residuales brutas, operando la

primera unidad como digester hidrolítico-acidogénico y la segunda como digester metanogénico. En el capítulo séptimo se estudió la puesta en marcha del sistema en doble etapa mediante la adición de sustrato fácilmente biodegradable (sacarosa) al segundo digester, y se aborda la influencia de la velocidad ascendente sobre el funcionamiento del sistema. Por último, en el capítulo octavo se presenta un estudio en detalle de la metodología y el interés de la determinación de la actividad microbiana en lodos de digestores anaerobios tratando aguas residuales urbanas.

Los resultados obtenidos indicaron que en 120 días aproximadamente se puede conseguir la puesta en marcha de un reactor UASB sin inóculo, operando con aguas residuales urbanas de carga orgánica baja (330 mgDQOt/l) a 12 h de TRH y 19°C de temperatura (capítulo 3), obteniéndose posteriormente en estado estacionario unos porcentajes de eliminación del 85%, 58% y 63% en SST, DQOt y DBO, respectivamente, a 11 h de TRH y 15°C.

Por otra parte, el acoplamiento de un digester de lodos (capítulo 4) al UASB permitió obtener una mayor producción de biogás y disminuir la producción de lodo en exceso. La eficacia en estado estacionario del sistema UASB-Digester, fue del 79% de eliminación de SST, 52% de eliminación de DQOt y 60% de eliminación de DBO a 7 h de TRH en el reactor UASB, 15,5°C de temperatura y con un influente de 345 mgDQOt/l. El porcentaje de hidrólisis de los sólidos retenidos alcanzó el 85%, mientras que la producción de lodo en exceso fue de solo el 7% de la DQOt del influente.

Mejores eficacias de eliminación se obtuvieron en la operación de un sistema en doble etapa compuesto por un reactor hidrolítico (HUSB) y un reactor metanogénico (UASB) en serie (capítulo 6 y 7). En la operación de este sistema a un TRH global de 9-10 h y a una temperatura de 18°C, se consiguieron eficacias de eliminación del 89%, 63% y 62% en SST, DQOt y DBO, respectivamente. A temperaturas inferiores, de 14-16°C, con un influente más diluido y a un TRH de 11 h, las eficacias fueron del 86%, 59% y 59% en SST, DQOt y DBO, respectivamente.

El pretratamiento hidrolítico (HUSB), permite alcanzar eliminaciones de SST en el rango del 60-85% a TRH de unas 3 h, incrementando notablemente el contenido en ácidos grasos volátiles y la DQO soluble del efluente. Mientras la retención de SST aumenta con la concentración del influente, la acidificación se ve afectada tanto por la concentración de entrada como por la temperatura de operación.

Los resultados obtenidos confirman la viabilidad y el interés tanto del pre-tratamiento hidrolítico directo de aguas residuales domésticas, dada la elevada retención y eliminación de SST y el aumento obtenido en la biodegradabilidad de la DQO remanente, como del tratamiento anaerobio completo mediante el uso de diferentes configuraciones del sistema, ya que a tiempos de residencia hidráulica competitivos se han alcanzado eficacias de depuración próximas a las máximas previsibles para la digestión anaerobia de aguas residuales urbanas.

CAPÍTULO 1

INTRODUCCIÓN

1.- INTRODUCCIÓN

La producción de residuos debido a las actividades humanas puede considerarse inevitable a menos que se realice un buen plan de minimización o reducción de los mismos. La cantidad y tipo de residuo producido en los hogares está influenciado por el comportamiento, estilo y calidad de vida. La mayor parte de los residuos terminarán como residuo sólido y líquido, y hay diferentes posibilidades para cambiar la cantidad y la composición de las dos corrientes de residuos generadas. De esta manera, debido al alto crecimiento de la población a nivel mundial en las áreas urbanas (aunque en Galicia se ha mantenido constante), la disposición de las aguas residuales urbanas (ARU) e industriales se ha convertido, ya desde finales del siglo XIX pero sobre todo en los últimos años, en un problema serio, que ha repercutido directamente en el medio ambiente, ocasionando problemas graves de contaminación.

Por otra parte, se tendrán que elegir soluciones de tratamiento que sean viables y sostenibles, puesto que lo que nosotros pensamos que hoy es una buena solución de tratamiento, puede no serlo mañana, debido a que su operación y mantenimiento no se puede mantener a lo largo de decenas de años.

Las aguas residuales (AR) son en muchos casos vertidas a masas de agua natural, sin recibir un adecuado tratamiento. En la actualidad dichas masas de agua, principalmente ríos, han reducido notablemente su capacidad de dilución debido a muchos factores, relacionados principalmente con la carencia del recurso hídrico “agua”. La causa de no recibir un adecuado tratamiento es, sobre todo, la falta de recursos económicos (países en vías de desarrollo), puesto que se han promovido unos sistemas de tratamiento de altos costes, habiendo alternativas más económicas, como pueden ser los tratamientos anaerobios y naturales.

El vertido de aguas residuales causa problemas en la salud pública, debido a la contaminación de las aguas de abastecimiento, produciendo enfermedades, malos olores y otros inconvenientes.

Se debe promover el tratamiento de las aguas residuales, para disminuir los niveles de contaminación en las fuentes receptoras y así los riesgos para la salud pública y el ambiente acuático. Por otro lado, la aplicación de las aguas residuales crudas o previamente tratadas en los suelos, cultivos y estanques piscícolas son en esencia tratamientos adicionales que mejoran su calidad.

Los sistemas de tratamiento de aguas residuales urbanas tienen como objetivo principal el reducir algunas características indeseables, de manera tal que el uso o disposición final de estas aguas, cumpla con las normas y requisitos mínimos definidos por las autoridades sanitarias de un determinado país o región. La selección de tecnologías para la recolección y tratamiento de las aguas residuales deberá considerar, cada vez en mayor medida, alternativas que incluyan el rehuso del agua.

Antes de la década de los sesenta, los procesos de tratamiento de las AR resultaron ser sistemas complejos, en general de difícil implantación, operación y mantenimiento elevado, imposibilitando muchas veces su adopción en países en vía de desarrollo, donde se agravaban las condiciones ambientales y sanitarias de muchas ciudades.

En los últimos años el desarrollo de sistemas de tratamiento anaerobio de las ARU ayudó a considerar esta aplicación cada vez más fiable, y a estar cada vez más aceptada.

Entre los procesos anaerobios avanzados, surge el Reactor UASB (Upflow Anaerobic Sludge Bed) desarrollado en la década de los setenta por Gazte Lettinga y colaboradores en la Universidad Agrícola de Wageningen (Holanda). Este reactor ha sobresalido debido a la alta calidad del efluente producido y al relativo bajo costo del tratamiento, siendo ampliamente aplicado al tratamiento de AR complejas con alta carga orgánica.

Los resultados obtenidos de las experiencias a escala piloto y escala real efectuadas en diversas partes del mundo, proporcionaron avances importantes en el desarrollo del proceso y tecnología del tratamiento anaerobio. El éxito de estas experiencias, junto a los beneficios presentados por el proceso como la ausencia de equipos de control sofisticados, baja producción de residuos del proceso (lodos), menor consumo energético, producción de metano (combustible de alto poder calorífico), han establecido al reactor UASB como una opción de tratamiento para una amplia variedad de residuos líquidos.

Los rendimientos notables del proceso de tratamientos anaerobios de ARU con reactores UASB, instalados a lo largo de todo el mundo (sobre todo por países tropicales), justifican el desarrollo y aplicación de su tecnología. Se espera, con el inicio de esta investigación, fomentar su desarrollo y aplicación en general.

1.1.- PLAN DE MINIZACIÓN Y REUSO DE AGUA RESIDUALES

El problema que representa el tratamiento de las aguas residuales puede ser reducido si se llevara a cabo un plan de minización correcto en cuanto a la producción de las mismas.

La alta producción de aguas residuales que existe actualmente es debida al gran consumo de agua, datos actualizados (Gijzen, 2003a) indican que el consumo anual per capita en USA, Europa y África son 366, 232 y 25 m³, respectivamente. En general, una persona consume 150-300 litros/cápita.día, pero únicamente 1-2 l/c.d son para consumo humano. Además, hay que indicar que únicamente el 10 % de las aguas residuales, originadas por este alto consumo indebido, son tratadas a nivel mundial mediante un tratamiento secundario, y el 1% mediante un tratamiento terciario.

Otra consideración a tener en cuenta es la tendencia del sector de saneamiento de las aguas residuales a un desarrollo insostenible, tal tendencia es: - mejora del alcantarillado y abastecimiento del agua, que tendrá como resultado mayor producción de agua residual diluida; - mejora de la recogida del agua residual y de los tratamientos centralizados (grandes depuradoras), lo que resultará en altos costes y gran demanda de energía; - eliminación biológica de nutrientes (nitrificación/desnitrificación), lo que origina que el nitrógeno disponible se pierda a la atmósfera.

Por lo tanto, ante estos datos y consideraciones, la adopción de un plan de minización y reuso del agua residual es de gran importancia. Un posible plan de minización y reuso podría estar constituido por 3 etapas diferenciadas, éstas serían:

- Prevención de contaminación en su origen;
- Tratamiento y reuso del agua residual y;

- Descarga en medios naturales aprovechando su capacidad de auto-depuración.

En cuanto a la 1º etapa de prevención de contaminación en su origen, se puede considerar si es necesario o no el uso de distintos compuestos como fósforo (en detergentes); el uso de energía no renovable, energía nuclear y; el uso de agua como transporte de residuos. Las opciones para prevenir la contaminación pueden ser:

- Hacer uso moderado del agua: evitar dejar los grifos abiertos, darse baños largos, limpieza continuada de vehículos y otras posesiones, etc.
- Desarrollo y aplicación de tecnologías que ahorren agua, con el objetivo de usar la mínima cantidad de agua para el transporte de la materia orgánica originada por el ser humano y así reducir el volumen de agua residual a tratar y la dilución de la materia orgánica en sí. En este sentido cabe destacar las investigaciones realizadas por Zeeman (2003), que estudian la aplicación de sistemas de acumulación o reactores UASB-tanque séptico en una comunidad o vecindad o incluso en la propia casa familiar (sistemas descentralizados, apartado 1.3.1), con el objetivo de tratar las aguas residuales negras, materia fecal y orina, utilizando servicios a vacío o con cisternas de tan solo 1 litro de agua (los normales de bajo consumo llevan como 3-6 l y los antiguos hasta 12 l). Por otro lado, las aguas grises (aguas de baño y cocina) se tratarían en un filtro de arena, pudiendo ser reutilizada el agua para regadío o para las cisternas.
- Reciclaje interno en casas y especialmente en industrias donde el consumo de agua es mayor. Uno de los principales puntos de la nueva legislación de la Unión Europea es la necesidad de adoptar procesos de producción con "emisión cero", que pueden desarrollarse a partir de la minimización de la descarga de los contaminantes generados por las actividades industriales (Méndez, 2002). Para alcanzar este objetivo, la primera prioridad sería la reducción de la emisión de contaminantes en cada etapa del proceso de fabricación, mientras que la segunda se centraría en el tratamiento y reciclaje de productos de deshecho.
- Sustitución de fósforo en detergentes.
- Mejorar la transferencia de nitrógeno del suelo a las plantas y desarrollar la capacidad de fijación de nitrógeno en las mismas.
- Sustitución de fertilizantes químicos por fertilizantes orgánicos.

La 2ª etapa del plan de minimización se centraría en la selección del tratamiento a realizar y la generación de productos útiles (energía, proteínas y fertilizantes) a partir del agua residual, puesto que podemos considerar que:

- La materia orgánica del agua residual se puede convertir en energía, con el uso del tratamiento anaerobio (apartado 1.3.2),
- Los nutrientes (nitrógeno y fósforo) del agua residual se pueden utilizar como proteínas para el crecimiento de peces, con el uso de tratamientos naturales denominados "duckweed" (Gijzen, 2003b), basados en el crecimiento controlado de plantas acuáticas, como *Spirodela*, *Lemna*, *Wolffia*, *Wolffiella*, etc., de alta captación de nutrientes y de baja fibra (se encuentran depositadas sobre el agua),
- El agua residual puede ser utilizada como fertilizante en agricultura.

El reuso del agua residual tratada se puede realizar en diferentes zonas: agricultura, acuicultura (zonas húmedas, apartado 1.5.3.4), áreas urbanas como parques públicos, centros recreativos, campos de deporte, protección de fuegos, cisternas de servicios, industria, etc.

La 3ª etapa de este plan de minimización podría ser la descarga controlada de las aguas residuales en medios hídricos naturales, de forma que se pudiera aprovechar su capacidad de auto-depuración. Un ejemplo de este sistema está situado en Bocana de la Virgen, Cartagena, Colombia (Gijzen, 2003a), y consiste en una enorme laguna natural que se ha condicionado para descargar y retirar en ella grandes volúmenes de agua residual.

Resumiendo, una gestión del agua residual basada en un plan de minimización y reuso de la misma, comprendería una prevención de la producción de agua residual en su origen, un tratamiento del agua residual orientado al reuso de la misma y la aplicación de medios naturales aprovechando su capacidad de auto-depuración.

1.2.- AGUAS RESIDUALES. CARACTERÍSTICAS

Las aguas residuales crudas son las aguas procedentes de usos domésticos, comerciales, agropecuarios y de procesos industriales, o una combinación de ellas, sin tratamiento posterior a su uso.

Los diversos tipos de AR reciben nombres descriptivos según su procedencia, siendo una de sus características típicas la presencia de sustancias consumidoras de oxígeno en comparación con el agua, por ejemplo, de un río. En la tabla 1.1 se muestran los componentes de las aguas residuales domésticas.

Tabla 1.1: Componentes presentes en las aguas residuales domésticas (Henze et al., 2000)

Componente	De interés especial	Efecto medioambiental
Microorganismos	Bacterias patógenas y virus	Riesgo en baños y alimentación.
Materia orgánica biodegradable	Consumo de oxígeno en ríos, etc.	Muerte de peces, olores.
Otras materias orgánicas	Detergentes, pesticidas, grasas, aceites, colorantes, disolventes, fenoles, cianuros.	Efecto tóxico, inconvenientes estéticos, Bioacumulación en las cadenas Alimentarias.
Nutrientes	Nitrógeno, fósforo, amonio	Eutrofización, consumo de oxígeno
Metales Otras materias inorgánicas	Hg, Pb, Cd, Cr, Cu, Ni Ácidos (H ₂ S), bases	Efecto tóxico, bioacumulación. Corrosión, efecto tóxico.
Efectos termales	Agua caliente	Cambio en la condición de vida da flora y fauna
Olor	Sulfuro de hidrógeno	Inconvenientes estéticos, efecto tóxico.
Radioactividad		Efecto tóxico, acumulación.

En la práctica no existe una clara distinción entre las aguas residuales domésticas y aguas residuales urbanas, aunque esta última incluye una cantidad variable de AR industrial sobre el componente doméstico. En algunas ciudades, el componente industrial excede del 50 % (Alaerts, 1995).

Las AR consisten básicamente en: agua, sólidos disueltos y sólidos en suspensión. Los sólidos son la fracción más pequeña (representan menos del 0,1% en peso), pero representan el mayor problema a nivel de tratamiento (apartado 1.5.3.3). La composición media de las ARU se presenta en la figura 1.1.

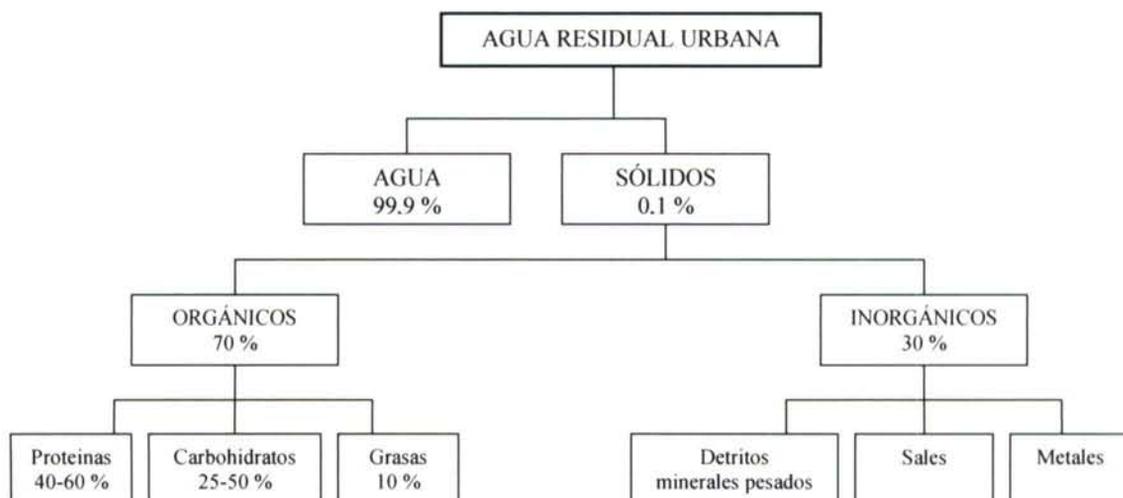


Figura 1.1: Composición media de las ARU (Metcalf & Eddy, 1995)

Los constituyentes más importantes de los residuos líquidos confieren al AR propiedades físicas, químicas o biológicas indeseables. Las concentraciones encontradas en las ARU son el resultado de una combinación de la carga contaminante y la cantidad de agua con que se mezcla el contaminante. La carga contaminante diaria o anual forma, por lo tanto, una buena base para la evaluación de la composición de las ARU. La tabla 1.2 muestra los datos para diferentes países. Muchos de los datos son estimados. La composición de las ARU varía significativamente según el lugar y el tiempo, debido a variaciones en las cantidades descargadas de sustancias. Sin embargo, la principal razón es la variación en el consumo de agua en los hogares y la infiltración y exfiltración durante el transporte al sistema colector.

La composición de las ARU comunes se muestra en las tablas 1.3, 1.4, 1.5. ARU concentradas representan casos de bajo consumo de agua y/o baja infiltración. ARU diluidas representan consumos altos de agua y/o alta infiltración. El agua de lluvia o de tormenta diluye las aguas residuales puesto que los componentes de las aguas de lluvia o de tormentas tienen concentraciones más bajas que las aguas residuales diluidas.

Tabla 1.2: Carga contaminante per cápita. (Henze y Ledín, 2001)

Contaminante	Dinamarca	Brasil	Egipto	Italia	Suecia	Turkía	USA
DBO*	20-25	20-25	10-15	18-22	25-30	10-15	30-35
SS*	30-35	20-25	15-25	20-30	30-35	15-25	30-35
N-total*	5-7	3-5	3-5	3-5	4-6	3-5	5-7
P-total*	1,5-2	0,6-1	0,4-0,6	0,6-1	0,8-1,2	0,4-0,6	1,5-2
Detergentes*	0,8-1,2	0,5-1	0,3-0,5	0,5-1	0,7-1	0,3-0,5	0,8-1,2
Hg**	0,1-0,2		0,01-0,2	0,02-0,04	0,1-0,2	0,01-0,02	
Pb**	5-10		5-10	5-10	5-10	5-10	
Zn**	15-30		15-30	15-30	1-20	15-30	
Cd**	0,2-0,4				0,5-0,7		

*kg/(persona.año) **g/(persona.año), DQO=(2-2,5)DBO; SSV=(0,7-0,8)SS; NH₃= (0-0,7)N-total

Tabla 1.3: Contenido medio típico de materia orgánica en ARU, mg (O₂ o SS)/l (Henze et al., 2000)

Parámetros analizados	Tipo de agua residual			
	Concentrada	Media	Diluida	Muy diluida
Demanda biológica de O ₂ , DBO				
Infinita	530	380	230	150
5 días	350	250	150	100
Filtrada	140	100	60	40
Demanda química de O ₂ con dicromato, DQO				
Total	740	530	320	210
Filtrada	300	210	130	80
En suspensión	440	320	190	130
Total degradable	560	400	240	160
Demanda química de O ₂ con permanganato, DQO _p				
Total	210	150	90	60
Sólidos en suspensión	450	300	190	120
Sólidos en suspensión volátiles	320	210	140	80

Tabla 1.4: Contenido medio de materia orgánica en ARU (Henze et al., 2000)

Parámetro Analizado	Unidad	Tipo de agua residual			
		Concentrada	Media	Diluida	Muy diluida
Carbón orgánico total	gC/m ³	250	180	110	70
Carbohidratos	gC/m ³	40	25	15	10
Proteínas	gC/m ³	25	18	11	7
Ácidos grasos	gC/m ³	65	45	25	18
Grasas y aceites	g/m ³	100	70	40	30
Fenol	g/m ³	0,1	0,07	0,05	0,02
Detergentes, Anión*	gLAS/m ³	15	10	6	4

*LAS= Lauril Alquil Sulfonato.

Tabla 1.5: Contenido típico de nutrientes en ARU (Henze y Ledín, 2001)

Parámetro analizado	Unidad	Tipo de agua residual			
		Concentrada	Media	Diluida	Muy diluida
Nitrógeno total	gN/m ³	80	50	30	20
Amonio ¹	gN/m ³	50	30	18	12
Nitrito	gN/m ³	0,1	0,1	0,1	0,1
Nitrato	gN/m ³	0,5	0,5	0,5	0,5
Nitrógeno orgánico	gN/m ³	30	20	12	8
Nitrógeno Kjeldahl ²	gN/m ³	80	50	30	20
Fósforo total	gP/m ³	23	16	10	6
Ortofosfato	gP/m ³	14	10	6	4
Polifosfato	gP/m ³	5	3	2	1
Fosfato Orgánico	gP/m ³	4	3	2	1

¹NH₃ + NH₄⁺; ²Nitrógeno orgánico + NH₃ + NH₄⁺.

Los metales en agua residual pueden influir sobre las posibilidades de reutilización del lodo, procedente del tratamiento de ARU, en la agricultura. En la tabla 1.6 se encuentran los valores típicos de metales en ARU. En la tabla 1.7 se indican las concentraciones de microorganismos presentes en las ARU.

Tabla 1.6: Valores típicos de metales en ARU, mg metal/m³ (Henze et al., 2000)

Parámetro Analizado	Tipo de agua residual			
	Concentrada	Media	Diluida	Muy diluida
Aluminio	1000	650	400	250
Arsénico	5	3	2	1
Cadmio	4	2	2	1
Cromo	40	25	15	10
Cobalto	2	1	1	0,5
Cobre	100	70	40	30
Hierro	1500	1000	600	400
Plomo	80	65	30	25
Manganeso	150	100	60	40
Mercurio	3	2	1	1
Nikel	40	25	15	10
Plata	10	7	4	3
Zinc	300	200	130	80

Tabla 1.7: Concentraciones de microorganismos en ARU (número de microorganismos por 100 ml)(Henze et al., 2000)

	Altas	Bajas
<i>E. Coli</i>	5·10 ⁸	10 ⁶
Coliformes	10 ¹³	10 ¹¹
<i>Cl. perfringes</i>	5·10 ⁴	10 ³
Estreptococo fecal	10 ⁸	10 ⁶
<i>Salmonella</i>	300	50
<i>Campylobacter</i>	10 ⁵	5·10 ³
<i>Listeria</i>	10 ⁴	5·10 ²
<i>Staphylococcus aureus</i>	10 ⁵	5·10 ³
<i>Giardia</i>	10 ³	10 ²
Enterovirus	10 ⁴	10 ³
Rotavirus	100	20

Resumiendo, las ARU consisten en efluentes de carácter diluido que contienen un alto contenido de sólidos en suspensión (SS).

En lo que se refiere a carga orgánica, se pueden hacer distintas clasificaciones, según sea la presencia física o composición química del agua residual. Así pues, según el tamaño de partículas que originan DQO, se puede diferenciar (Elmitwalli et al., 2001a):

- Sólidos en suspensión, constituidos por aquellas partículas que son retenidas por filtración a través de papel (con un tamaño de poro alrededor de 1,2 µm). La DQO

correspondiente a estos SS (DQOss) se puede calcular como la diferencia entre la DQO total (DQOt) y la DQO de la muestra filtrada por papel.

- Sólidos coloidales o DQO coloidal. Son partículas de menor tamaño que los SS, que pasan la filtración sobre papel, pero quedan retenidos en una membrana de tamaño de poro de 0,45 μm . Generalmente, no se determina la concentración de sólidos coloidales, sino la DQO coloidal (DQOc), como la diferencia entre la DQO filtrada por papel y la DQO filtrada por membrana.

- Materia orgánica en disolución o soluble, que está constituida por todas aquellas partículas de tamaño inferior a 0,45 μm . La DQO correspondiente a esta fracción se obtiene directamente sobre la muestra filtrada con membrana.

Cuando la fracción de partículas coloidales es muy pequeña, como en muchas aguas residuales, la clasificación se simplifica en dos fracciones, la correspondiente en SS y la correspondiente a la materia soluble, que recoge, por lo general, la materia coloidal no soluble.

Otra clasificación interesante es la que atiende a la composición química de las sustancias que conforman la fracción orgánica de los efluentes residuales urbanos, que normalmente se hacen por tipos o conjuntos de sustancias similares. La carga orgánica es debida fundamentalmente a hidratos de carbono, proteínas, grasas y ácidos grasos.

La mayoría de hidratos de carbono son macromoléculas de tipo polisacáridos, constituidos por azúcares simples y derivados, unidos entre ellos por enlaces glucosídicos. Los polisacáridos son insolubles en agua, pudiendo formar suspensiones coloidales. Los polisacáridos más comunes presentes en aguas urbanas son la celulosa, hemicelulosas, pectina y almidón.

Las proteínas son polímeros de α -aminoácidos unidos por enlace peptídicos. Pueden ser de tipo fibroso, que son físicamente resistentes e insolubles en agua, o de tipo globular. Muchas de estas últimas son solubles en agua, formando parte de forma significativa de todas las dietas alimentarias de los sistemas vivos.

Los lípidos son solubles en disolventes no polares como cloroformo, benceno o éter, y prácticamente insolubles en agua. Están presentes en aguas urbanas, procedentes de mantequillas y otras grasas animales, margarinas, aceites y grasas vegetales.

1.2.1.- Biodegradación anaerobia de las distintas fracciones orgánicas del AR

La biodegradación anaerobia de ARU fue investigada por Van der Last y Lettinga (1992). En este trabajo se realizaron ensayos en discontinuo para determinar la biodegradación máxima de las distintas fracciones orgánicas: fracción en SS, fracción coloidal y soluble. Se realizó un bombeo continuo de agua doméstica a un circuito cerrado que consistía en una columna de lodo granular operando a 20°C.

La eliminación de DQO total (DQOt) se vio influenciada directamente por la eliminación de SS, por lo que se encontró una eliminación máxima de DQOt de un 78% para

aguas presedimentadas y de un 85% para aguas brutas. Por otra parte, los resultados indicaron una eliminación máxima de DQO soluble (DQOs) alrededor del 53%.

Estudios más recientes sobre biodegradación anaerobia fueron realizados por Elmitwalli et al. (2001a). En este caso se realizó la biodegradación de las distintas fracciones orgánicas en ensayos batch (120 ml) a 20 y 30°C.

Los biodegradación máxima fue similar a 20° que a 30°C, pero a 20°C se obtuvo a los 135 días de operación mientras que a 30°C se consiguió a los 80 días. Lo que nos indica que la velocidad del proceso varía según la temperatura de operación, pero la digestión anaerobia se puede aplicar tanto en climas tropicales como en climas moderados. Por otra parte, los valores de biodegradación máximos fueron del 86%, 78% y 62% para la fracción coloidal, fracción de SS y para la fracción soluble, respectivamente.

El proceso anaerobio también es capaz de degradar diferentes sustancias tóxicas como: disolventes orgánicos, compuestos halogenados (trihlometanos, tricloroetileno, tetracloroetileno e 1,1,1-tricloroetano), y compuestos de uno a tres átomos de carbono relacionados con estos. Algunos tóxicos que aparecen refractarios en distintos ambientes, pueden ser biodegradados en condiciones anaerobias.

En resumen, las características de las aguas residuales domésticas dependen de diversos factores como son:

- La naturaleza de los efluentes que las constituyen, por ejemplo, sí solo es agua doméstica o también contiene algún efluente industrial.
- La separación o no de las aguas pluviales, que pueden diluir considerablemente las aguas residuales, afectando a los rendimientos de eliminación en los procesos de tratamiento (apartado 1.5.3.3).
- El tipo de consumo de agua de la población.
- Los hábitos de la población.

En cualquier caso es importante realizar una caracterización de las aguas domésticas antes de hacer el estudio del sistema de tratamiento a implantar.

1.3.- ALTERNATIVAS DE TRATAMIENTO

Según lo mencionado hasta ahora, las aguas residuales urbanas constituyen efluentes residuales con cierta carga en materiales en suspensión y en demanda de oxígeno que las hacen inadecuadas para su vertido directo en masas de agua naturales, o para su reutilización. Por lo que se requiere la aplicación de métodos de tratamiento primario, con la finalidad de eliminar o rebajar la carga en SS, y de métodos secundarios, con la finalidad de eliminar la carga orgánica. Otros contaminantes presentes son los elementos nutrientes, como N y P, y en el caso de efluentes domésticos y mixtos, la carga bacteriana de origen fecal, que incluye distintos tipos de microorganismos patógenos. La eliminación de nutrientes y la desinfección se lleva a cabo mediante los métodos denominados terciarios.

Por lo tanto, en los tratamientos primarios se realiza la eliminación de materia en suspensión (SS), en los métodos secundarios la eliminación de la carga orgánica (DQO y DBO) y en los terciarios la eliminación de nutrientes y desinfección de las aguas residuales.

Los objetivos de tratamiento de un efluente residual urbano o industrial vienen determinados por las exigencias del medio receptor. La Directiva Europea sobre tratamiento de aguas residuales urbanas: DIR 91/271/CE establece los criterios de tratamiento según la sensibilidad del área de vertido y la magnitud del mismo (tabla 1.8).

Tabla 1.8: Objetivos del tratamiento de aguas residuales urbanas (domésticas e industriales) fijados en la Directiva 91/271/CE

	Concentración máxima en efluente	Depuración mínima (%)
Caso A: Vertido en condiciones generales		
DBO ₅	25 mg/l	70-90%
DQO	125 mg/l	75%
SS	35 mg/l	90%
Caso B: Vertidos en zonas sensibles		
Fósforo total	2* mg/l	80%
Nitrógeno total	10-15** mg/l	70-80%
Caso C: Vertidos en zonas menos sensibles		
DBO ₅		20%
SS		50%

* en poblaciones mayores de 100.000 habitantes equivalentes (h.e.) el valor debe ser 1 mg/l,
**10 mg/l para poblaciones mayores de 100.000 h.e. y 15 mg/l para aquellas entre 10.000-100.000 h.e.

Así pues, puede resultar suficiente aplicar un tratamiento primario, consistente en la eliminación de parte de los SS, pero lo más común es que se requiera un tratamiento secundario para eliminar la mayor parte de los SS y de la carga orgánica total (DQO, DBO), y en muchos casos será necesario un tratamiento terciario para eliminar N y P.

La Directiva Europea fija los siguientes plazos para alcanzar el saneamiento considerado necesario: para todos los vertidos procedentes de poblaciones mayores de 15.000, el año 2000; para vertidos procedentes de aglomeraciones de 10.000-15.000 h.e., el año 2005; para vertidos procedentes de aglomeraciones de 2000-10.000 h.e. que viertan en aguas dulces y estuarios, también en el 2005.

1.3.1.- Alternativas globales: Sistemas Centralizados/Sistemas descentralizados

En cuanto a las alternativas de tratamiento de aguas residuales, tenemos que diferenciar dos conceptos globales muy distintos entre sí; por una parte tenemos los sistemas centralizados, que contienen la mayoría de los sistemas que actualmente tratan el agua residual, y los sistemas descentralizados, que están recibiendo un nuevo impulso en la actualidad.

Los sistemas centralizados se basan en recoger y transportar el agua residual, a través de un sistema colector de gran tamaño, hasta los sistemas de tratamiento centralizados, que

son lo que hoy entendemos por EDAR (Estación Depuradora de Aguas Residuales) (en la figura 1.2 se muestra como ejemplo el esquema de una EDAR típica de tratamiento aerobio de lodos activos, como es la EDAR Silvouta de Santiago de Compostela). Un elevado número de estos sistemas fueron desarrollados y puestos en funcionamiento en el último siglo, especialmente en países industrializados. Los costes de inversión y de mantenimiento de estos sistemas son altísimos, siendo tal que, en la mayoría de los casos una vez acabada la infraestructura no hay fondos para su mantenimiento. Además, puesto que la vida media de un sistema colector es sobre 50-70 años, estas inversiones se tienen que volver a repetir al cabo de este tiempo (Wilderer, 2001). Por esto, estos sistemas constituyen un gran coste financiero para la sociedad, particularmente para países poco desarrollados. También, hay que tener en cuenta que, la mayoría de los sistemas colectores no dan abasto con el agua de tormenta y, durante períodos de mucha lluvia, se vierte al medio receptor agua residual sin tratar, por medio de aliviaderos de los colectores.

Por otra parte, muy pocos, o casi nada de co-productos tales como fertilizantes (nitrógeno, fósforo o potasio) son recuperados de estos sistemas centralizados. Por lo contrario, se originan grandes cantidades de lodo muy poco estabilizado, el cual tiene que ser eliminado cuando no es aceptable para uso agrícola. El funcionamiento correcto de los sistemas centralizados depende de un gran abastecimiento de energía y de un gran coste de infraestructura. Por lo tanto, estos sistemas están lejos de consolidar un desarrollo sostenible, que es lo que se busca para obtener un equilibrio entre el desarrollo tecnológico y el medio ambiente.

Muchos de los inconvenientes de los sistemas centralizados pueden ser solucionados aplicando los conceptos de los sistemas descentralizados, estos son:

- Poca dependencia de los servicios de infraestructura compleja, por ejemplo, abastecimiento de agua y de energía;
- Alta autosuficiencia en la construcción, operación y mantenimiento de los sistemas (independiente de compañías altamente especializadas);
- Baja vulnerabilidad al sabotaje, destrucción, etc.;
- Alta participación pública, aceptable por la comunidad de vecinos; y
- Aplicable en cualquier sitio y escala.

Estos conceptos llevan a la finalidad de:

- Usar poca o casi nada de agua limpia para el transporte;
- Separación de agua residual concentrada y diluida en la propia casa y tratamiento separado de cada corriente;
- Tratamiento en las proximidades de la comunidad (vecindad);
- Aplicación de sistemas de tratamiento sostenibles y de bajo coste;
- Recuperación y rehuso de co-productos útiles, usados en la propia zona de vecindad (por ejemplo, agua y nutrientes para uso agrícola, energía en forma de biogás para usos domésticos).

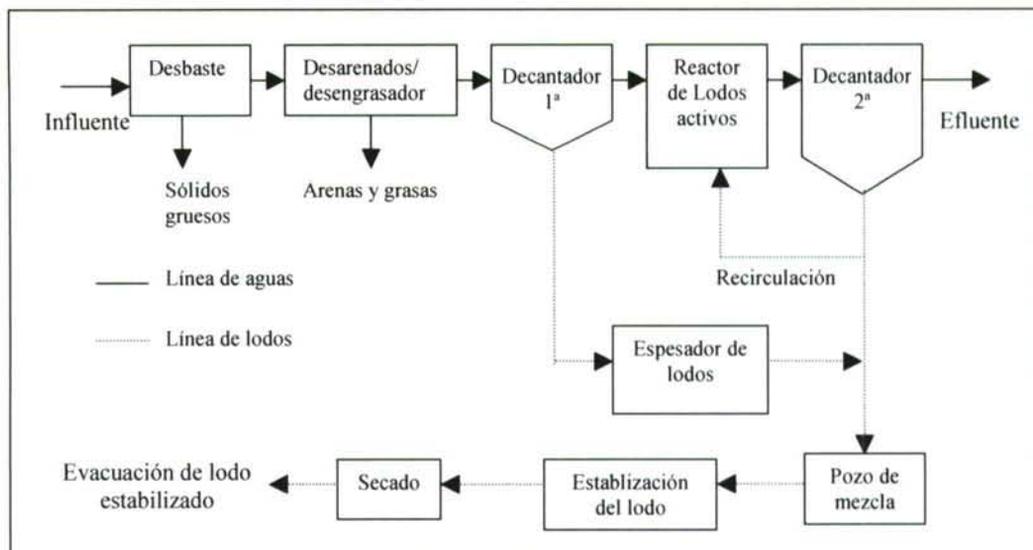


Figura 1.2: Esquema de una EDAR de lodos activos (Soto, 1994)

El tratamiento descentralizado es en un principio menos vulnerable, por que su operación es independiente de infraestructuras complejas, tales como abastecimiento de agua y de energía, son por lo tanto más simples y robustos.

El potencial de los sistemas descentralizados fue claramente demostrado en la última década con la implantación de tratamientos físico/químicos y anaerobios integrados, mayoritariamente en países Europeos, donde, a pesar de la alta modernización e industrialización, existe un alto porcentaje de población que vive en zonas rurales (donde la implantación de sistemas descentralizados es sencilla y está más que justificada). El desarrollo de estos sistemas implica una aceptación y colaboración de la sociedad. Ejemplos de estos sistemas pueden ser (Otterpohl, 2001):

- Servicios de recogida separada de materia fecal y de orina (alto poder fertilizante), con su correspondiente compostaje y secado;
- Servicios con recogida y tratamiento anaerobio en una planta semi-centralizada;
- Tratamiento descentralizado de aguas residuales en humedales naturales o contruidos.

1.3.2.- Alternativas biológicas: Tratamiento Aerobio/Tratamiento Anaerobio. Implantación del tratamiento anaerobio

Los tratamientos anaerobios y aerobios constituyen las dos grandes alternativas de depuración biológica de AR y residuos orgánicos. El hecho de no necesitar aireación y la generación de un biogás que se puede utilizar en la misma planta con finalidades energéticas hacen que la digestión anaerobia resulte energéticamente muy favorable, permitiendo en muchos casos la autonomía o autosuficiencia de las plantas de tratamiento. Otro aspecto muy ventajoso es el hecho de generar lodos de depuración en una cantidad muy inferior a la que se obtiene en los procesos aerobios: la cantidad de lodo residual se puede situar entre un 5% y un 20% de la carga orgánica eliminada, frente al 50-60% del proceso aerobio.

Por ello, la reducción de los costes energéticos y de los costes derivados de la gestión de lodos ha convertido la digestión anaerobia en la alternativa más competitiva para el tratamiento y/o pretratamiento de los efluentes residuales de la industria. En la figura 1.3 y en la tabla 1.9 se observan esquemáticamente las diferencias entre el tratamiento anaerobio y el aerobio.

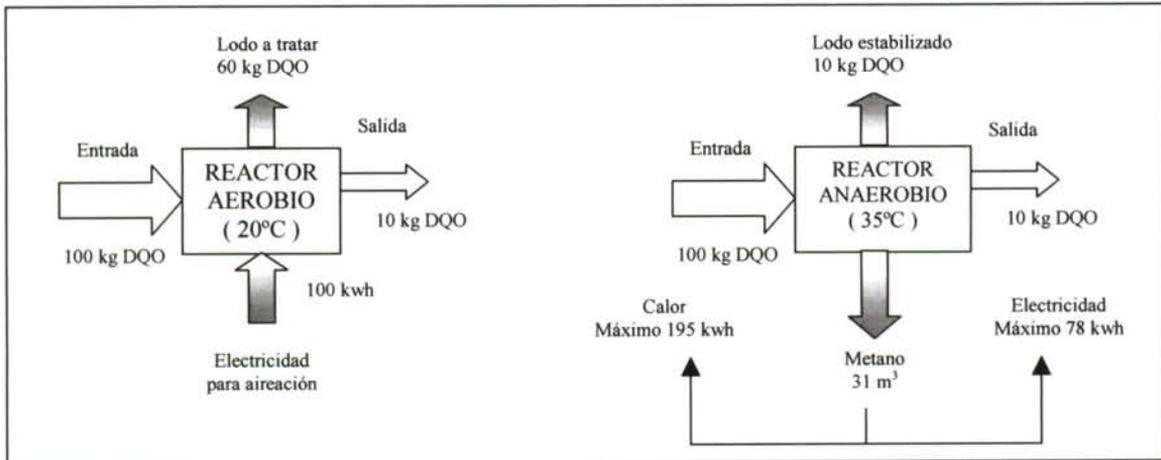


Figura 1.3: Cuadro comparativo entre el proceso aerobio y anaerobio (supuesta una conversión del 90 %). Mediante el proceso anaerobio se puede obtener energía. Al mismo tiempo, la cantidad de lodo formado es 5 veces inferior, y mejor estabilizado, que en el caso del proceso aerobio (Soto, 1994)

Tabla 1.9: Tratamiento aerobio frente a tratamiento anaerobio

Aerobio	Anaerobio
$C_6H_{12}O_6 + 6O_2 = 6CO_2 + 6H_2O$ $\Delta G^0 = -2840 \text{ KJ/mol glu}$	$C_6H_{12}O_6 = 3CO_2 + 3CH_4$ $\Delta G^0 = -393 \text{ KJ/mol glu}$
- Mejor eficacia de eliminación.	- Menor producción de lodos.
- Operatividad comprobada.	- Menores costes de operación.
- 50% del C es convertido en CO_2 , 40-50% es incorporado dentro de la biomasa.	- 90% do C es convertido en biogás; 10% es transformado en biomasa.
- 60% de la energía es almacenada en la nueva biomasa, 40% es perdida como calor.	- 90% de la energía es retirada como CH_4 , 3-5% es perdida como calor, 5-7% es almacenada en la biomasa.
- Requiere elevada energía para aireación.	- No requiere energía.
- Limitación de cargas orgánicas.	- Acepta altas cargas orgánicas.
- Requiere adición de nutrientes.	- Degrada compuestos policlorados.
- Necesidad de grandes áreas.	- Baja demanda de nutrientes.
- Sensibilidad a economía de escala.	- Demanda baja de área superficial.
- Períodos de arranque cortos.	- Largos períodos de arranques.
- Tecnología establecida.	- Recientemente establecida, aún bajo desarrollo para aplicaciones específicas

Tal como lo señalan Lettinga y Hulshof (1995), el tratamiento anaerobio debería ser el método principal de depuración dadas sus ventajas y enormes potenciales. Aunque los sistemas convencionales de tratamiento aerobio alcanzan excelentes eficacias, no reúnen los criterios necesarios para la sostenibilidad de las inversiones en escenarios de recursos de capital y mano de obra calificados escasos.

Un ejemplo claro de ahorro en el tratamiento anaerobio viene descrito por Kalogo y Verstraete (2001). Tal ejemplo indica que 1 kg de DQO biodegradable (DQO_b) cuando es tratado con un sistema aerobio se consume 1 kWh por aireación, lo que corresponde a un gasto de 0,1 euro. Por otra parte, el proceso genera 0,5 kg de lodo seco, costando su procesado 0,5 euros (media en Europa). Por lo que en total se gastan 0,6 euros/kg DQO_b .

Por otra parte, si el kg de DQO_b se trata por proceso anaerobio se producen 10 veces menos de lodo y 0,5 m³ de biogás. De la energía generada en forma de biogás, dos terceras partes pueden ser utilizadas para mantener la temperatura del reactor sobre 20°C y el resto puede ser convertido en electricidad, obteniéndose 1,5 kWh. Por lo tanto, el tratamiento aerobio resulta ser 0,75 euros/kg DQO_b más caro; lo que es una diferencia significativa.

En la última década, la digestión anaerobia se ha convertido en el sistema biológico de tratamiento de efluentes residuales de media y alta carga orgánica más utilizado. Ello se debe a sus ventajas económicas en relación con los tratamientos aerobios más convencionales ya mencionados, pero también a que se han resuelto las dificultades técnicas que su aplicación presentaba, lo que ha requerido un mejor conocimiento de los fundamentos teóricos, tanto cinéticos como microbiológicos e ingenieriles del proceso de digestión anaerobia. Durante las dos últimas décadas se han desarrollado, contrastado e implantado diferentes tecnologías de alta capacidad, de las que podríamos destacar el Filtro Anaerobio (FA) (Chernicharo y Machado, 1998; Bodik et al., 2000; Elmitwalli et al., 2001b), el Digestor de Lecho de Lodos (UASB) (Lettinga et al., 1993; Ruiz et al., 1998; Singh y Viraraghavan, 1999; Bodik et al., 2000), el Digestor de Lecho Fluidizado (LF) (Collins et al., 1998), así como el Digestor de Lecho Expandido (EGSB) (Van der Last y Lettinga, 1992; Wang, 1994; Kato et al., 1994; Rebac et al., 1999).

En el caso de los efluentes residuales urbanos, algunos autores indican reducciones en los costes de operación al introducir una o más etapas anaerobias en los sistemas de depuración en el rango del 30 al 60 % (Schelinkhout, 1993; Alaerts et al., 1993; Wang, 1994). En general, podemos afirmar que las ventajas económicas propias de los tratamientos anaerobios, derivadas de la no necesidad de aireación y de la menor producción de lodos, se mantienen al aplicarlos a efluentes de carácter diluido.

Sin embargo, los avances en el desarrollo de sistemas tecnológicos dirigidos a optimizar el tratamiento de los efluentes de baja carga orgánica mediante la introducción de la digestión anaerobia no han sido los suficientes como para considerar consolidada esta alternativa. Al ser la depuración de los efluentes de media y alta carga un problema más notorio, y al existir una alternativa de tratamiento aerobio para los efluentes de baja carga suficientemente consolidada desde el punto de vista técnico (aunque de elevados costes), los esfuerzos en el conocimiento del proceso anaerobio y metanogénico se han dirigido fundamentalmente en la primera edición, con los importantes logros ya mencionados. Sin embargo, ya durante la década de los 80 y especialmente durante los años 90 algunos grupos de investigación prestaron atención al desarrollo de la digestión anaerobia para su aplicación al tratamiento de efluentes de baja carga (Jewel, 1987; Sanz y Fdz Polanco, 1990; Lettinga et

al., 1993; Vieira et al., 1994). Como se mencionó anteriormente, el grupo que más atención ha prestado a este particular ha sido el del Profesor Gatzke Lettinga, que ha implantado sistemas a gran escala tanto en países tropicales: Brasil (Vieira y García, 1992; Florencio et al., 2001), Colombia (Schellinkhout y Collazos, 1992), India (Kalker et al., 1999), como en Holanda, utilizando la tecnología UASB de lecho de lodos.

En la situación de desarrollo actual, fundamentalmente se ha implantado a escala industrial el digester de lecho de lodos UASB, permitiendo eficacias de depuración en una única etapa que se sitúan entre el 55 y el 70% en la eliminación de DQO, 65-80% en DBO₅, y 67-81% en SS a un TRH de 5 horas (Lettinga et al., 1993). A escala de laboratorio se obtuvieron excelentes resultados incluso a temperaturas inferiores a 15° C pero operando con lodo granular (Singh y Viraraghavan, 2000). Este sistema puede tratar directamente las aguas brutas, aunque algunas aplicaciones se han realizado con efluentes presedimentados, en este sentido Kalogo y Verstraete (1999), investigaron la operación de un reactor UASB como 2ª etapa, siendo alimentado con agua con bajo contenido de SS, utilizando coagulante químico (FeCl₃) o natural (extracto de *Moringa oleifera*) para eliminar los SS presentes en las aguas brutas.

En 1997 existían 1066 reactores anaerobios operando por todo el mundo ("Anaerobic Trends", Water Quality International, Agosto, 1997). De éstos, unos 956 (89,7 %) son destinados al tratamiento de efluentes industriales, 78 (7,3 %) para tratar ARU y sólo 32 (3,0 %) del total son sistemas de tratamiento anaerobio de residuos sólidos orgánicos (excluyendo la gran cantidad de plantas de biogás para el tratamiento de estiércol que han sido instaladas por todo el mundo). Por otra parte, se indica también que en la actualidad, el número de plantas de tratamiento anaerobio de ARU se encuentra en un moderado pero significativo crecimiento en países como Brasil, Colombia, México, India y China. En países industrializados, sólo los lodos de depuradoras son tratados en gran escala anaerobicamente debido a factores climáticos.

Nuevas investigaciones, en cuanto al tratamiento de aguas residuales industriales (Frankin, 2001) muestran que en 1997 el UASB correspondía el 64% del total de las plantas. Este número fue reducido al 56% debido al crecimiento del número de plantas de EGSB. En la actualidad el 50% de todas las plantas se basan en el proceso EGSB. En los últimos años (1997-2000) la media de instalaciones basadas en tecnologías granulares (UASB y EGSB) aumentaron al 84%. Este es un aumento significativo con respecto al porcentaje del 76% en el período 1990 al 1996. Sistemas de lodo granular están ganando mas aceptación que los otros procesos, debido a sus ventajas de competitividad y efectividad. En la tabla 1.10 se muestra el número de plantas en uso según el tipo de proceso.

Hay que indicar que existen diferencias significativas entre las aguas domésticas y las industriales (que son las más tratadas por tratamiento anaerobio UASB). Aunque consideradas como aguas residuales de baja carga, las aguas domésticas son muy complejas debido a la alta fracción de DQO como SS, presencia de compuestos grasos, proteínas y detergentes, entre otros compuestos escasamente conocidos. Estas características imponen limitaciones al proceso anaerobio en cuanto a la eficacia de eliminación de DQO, y también en términos de TRH y velocidad de carga orgánica aplicada. Estas limitaciones imponen la necesidad de post-tratamiento en muchas ocasiones, además de la especial atención en el diseño para evitar sobrecargas hidráulicas y permitir el control de olores.

Tabla 1.10: Plantas en uso para tratar aguas residuales industriales (Frankin, 2001)

Proceso	Número de plantas	% media en la base de datos	% media 1990-1996	% media 1997-2000
EGSB	198	16	8	50
Baja carga (lagunas/contacto)	187	15	12	8
UASB	682	56	68	34
Lecho fijo	54	4	4	3
Lecho fluidizado	16	1	2	1
Híbrido	12	1	1	2
Desconocido	66	5	6	3
Total base datos	1215	100	100	100

1.4.- TRATAMIENTO ANAEROBIO

El tratamiento anaerobio se basa en la digestión de la materia orgánica por parte de microorganismos anaerobios presentes en medios húmedos que no contienen oxígeno, obteniéndose como resultado de esta degradación metano, dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno, amoníaco, etc. Esta situación se produce de forma natural en aguas semiestancadas, o en cauces donde la gran cantidad de materia orgánica ha acabado con el oxígeno.

Inicialmente el tratamiento anaerobio se usó exclusivamente para tratar lodos de depuradoras. El hecho de empezarse a usar para tratar ARU recae en la creación de nuevos sistemas que se desarrollaron en los reactores anaerobios para el tratamiento de aguas de media y de alta carga. Con estos desarrollos se busca tener una mejora en el tratamiento de aguas residuales, el cual depende de tres factores:

- a) La cantidad de biomasa activa que puede ser retenida en el reactor.
- b) La actividad específica de la biomasa.
- c) Contacto biomasa-agua residual (substrato).

El reactor UASB representa un gran avance en el tratamiento anaerobio, debido a que puede tolerar cargas orgánicas altas frente a otros sistemas. Además, tiene la ventaja de que el lodo floculento, después de un tiempo, se convierte, en determinadas condiciones aplicando altas cargas orgánicas y según el tipo de substrato, en lodo granular, que presenta mayor contacto con el agua residual, mayor estabilidad y acepta mayor velocidad de carga orgánica (Ligero y Soto, 2002; Singh y Viraraghavan, 1999).

En general, en la tabla 1.11 podemos observar las ventajas y desventajas del tratamiento anaerobio.

Tabla 1.11: Beneficios y limitaciones del tratamiento anaerobio (Lettinga et al., 1993; Schellinkhout, 1993; Zeeman y Lettinga, 1999; Foresti, 2001a; Gijzen, 2001; Lettinga, 2001)

Beneficios	Limitaciones
<p>1. Ahorro considerable en costes de operación, ya que no se requiere energía para aireación; por lo contrario se produce energía en forma de metano gas.</p> <p>2. El proceso soporta altas cargas hidráulicas y orgánicas. Por lo que la tecnología a aplicar será más compacta y se reducirá el volumen de las etapas de postratamiento.</p> <p>3. La tecnología es de simple construcción y operación, siendo pues tecnología de bajo coste.</p> <p>4. Los sistemas pueden ser aplicados en cualquier parte y a cualquier escala, puesto que la energía requerida es mínima, permitiendo así la aplicación de sistemas descentralizados, lo que conlleva a ahorros significativos en costes de inversión de sistemas colectores (apartado 1.3.1).</p> <p>5. La producción de lodo en exceso es baja, además el lodo está bien estabilizado y es de fácil secado. Por lo que el lodo no requiere postratamientos costosos.</p> <p>6. Los nutrientes disponibles (N y P) son conservados, lo que proporciona un alto potencial en regadío y acuicultura.</p>	<p>1. Las bacterias anaerobias (particularmente las metanogénicas) son muy susceptibles de inhibición por un gran número de compuestos.</p> <p>2. Si no se cuenta con el lodo adaptado, el proceso de puesta en marcha es relativamente lento.</p> <p>3. El efluente procedente de la digestión anaerobia normalmente requiere de un adecuado post-tratamiento para cumplir los límites de vertido.</p> <p>4. Una cantidad considerable de biogás producido, por ejemplo metano y sulfuro de hidrógeno permanece en el efluente, especialmente para aguas residuales de baja carga.</p> <p>5. Tecnología establecida en clima tropical, pero en vías de desarrollo a temperaturas inferiores a 20°C.</p>

1.4.1.- Etapas del tratamiento anaerobio

Para que el proceso de la digestión anaerobia tenga lugar con éxito es necesario la intervención de un gran número de microorganismos que, bajo unas condiciones ambientales determinadas, actúan en una serie de etapas y reacciones muy específicas. Así, cada etapa es realizada por bacterias específicas a las mismas.

Se puede decir que la digestión anaerobia tiene lugar en cuatro etapas generales:

- a) Primeramente los componentes de alto peso molecular, tales como proteínas y polisacáridos, son degradados en sustancias solubles de bajo peso molecular tales como aminoácidos y azúcares, conociéndose esta etapa como etapa hidrolítica.
- b) Seguidamente, los compuestos orgánicos son convertidos en ácidos grasos en la etapa denominada etapa acidogénica, en la cual baja el pH del sistema.
- c) Posteriormente, estos ácidos de cadena larga (ácido propanoico, butanoico y otros) se degradan a ácido acético. Esta fase se denomina etapa acetogénica.

- d) Por último, el ácido acético se convierte en metano y dióxido de carbono, en la denominada etapa metanogénica. El metano también se pueden producir a partir de hidrógeno y dióxido de carbono, así como también de metanol y metilaminas. También se pueden producir pequeñas cantidades de nitrógeno (procesos de nitrificación-desnitrificación) y sulfuro de hidrógeno (procesos de desulfatación). El conjunto de todos los gases originados en la digestión anaerobia se conoce como biogás.

Para la digestión anaerobia de sustratos complejos como proteínas, carbohidratos y lípidos, se distinguen por lo tanto cuatro etapas diferentes en el proceso global de conversión:

- Etapa hidrolítica.
- Etapa acidogénica.
- Etapa acetogénica.
- Etapa metanogénica.

En la figura 1.4 se muestra un esquema con las etapas del proceso de digestión anaerobia.

Las etapas señaladas en la figura 1.4 son las siguientes:

1. Hidrólisis de polímeros a monómeros orgánicos (azúcares, ácidos orgánicos, aminoácidos, etc.) mediante una serie de microorganismos, genéricamente denominados "hidrolíticos".
2. Conversión de monómeros a hidrógeno, dióxido de carbono, ácidos grasos volátiles y otros productos orgánicos, como etanol o ácido láctico, mediante un grupo de bacterias fermentativas.
3. Oxidación de los compuestos orgánicos reducidos a hidrógeno, dióxido de carbono y ácido acético por medio de bacterias acetogénicas productoras obligadas de hidrógeno.
4. Respiración acetogénica de bicarbonato por bacterias homoacetogénicas.
5. Oxidación de compuestos orgánicos reducidos a dióxido de carbono y acetato por medio de bacterias sulfato-reductoras o nitrato-reductoras, en presencia de sulfatos y nitratos.
6. Oxidación de acetato a dióxido de carbono mediante bacterias sulfato-reductoras o nitrato-reductoras.
7. Oxidación de hidrógeno mediante bacterias sulfato-reductoras o nitrato-reductoras.
8. Fermentación del ácido acético mediante bacterias metanogénicas acetoclásticas.
9. Respiración metanogénica de dióxido de carbono por bacterias metanogénicas hidrogenófilas.

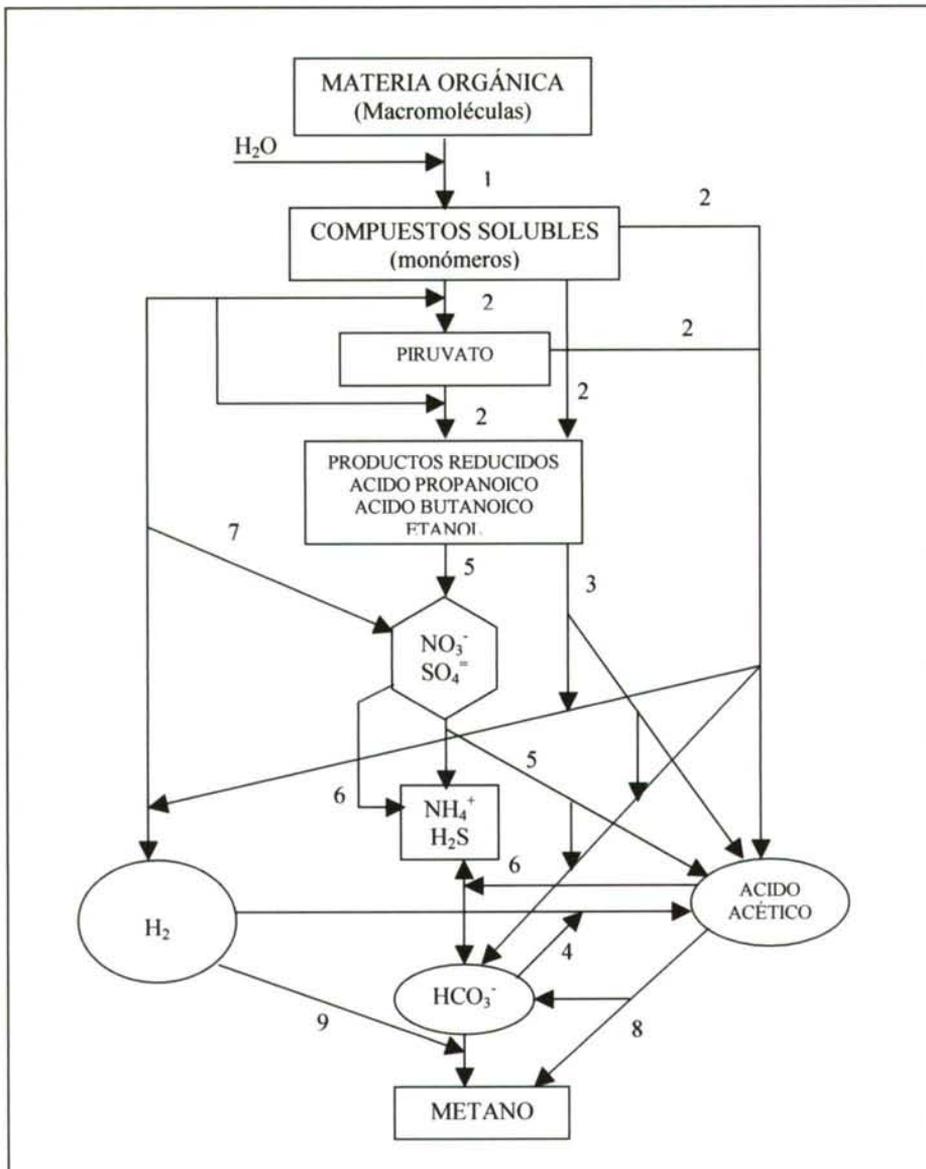


Figura 1.4: Etapas de la digestión anaerobia (Harper y Pohland, 1986)

Etapa Hidrolítica-acidogénica

En esta primera etapa las moléculas orgánicas complejas, lípidos, proteínas e hidratos de carbono, son hidrolizadas a moléculas más sencillas por la acción de enzimas hidrolíticas: celulasas, hemicelulasas, amilasas, lipasas, proteasas.

Los hidrolizados son fermentados a ácidos orgánicos, compuestos, productos neutros (etanol, metanol), NH_3 , CO_2 , H_2 .

Las bacterias que llevan a cabo estas transformaciones son anaerobias estrictas o facultativas, éstas últimas eliminan pequeñas cantidades de oxígeno que pudieran entrar en la alimentación.

Esta etapa puede ser limitante en casos de sustratos con altos contenidos de sólidos, grasas o polisacáridos complejos de difícil biodegradabilidad, debido a la lentitud de la etapa hidrolítica (Lema et al., 1992).

Etapa Homoacetogénica-acetogénica

En la homoacetogénesis, los microorganismos (bacterias homoacetogénicas) que intervienen forman acetato a partir de ácidos orgánicos sintetizados en la etapa acidogénica, pero se diferencian de las bacterias acetogénicas en que no producen H_2 .

Las bacterias acetogénicas, productoras de H_2 , transforman los alcoholes, ácidos orgánicos volátiles, y algunos aromáticos en acetato, dióxido de carbono e hidrógeno. Estas transformaciones, bajo condiciones estándar, son endotérmicas y así las bacterias no pueden crecer.

Por ejemplo, la transformación del propionato a acetato tiene una variación de Energía libre de Gibbs (ΔG) de +74 kJ/mol en condiciones estándar (25°C y pH 7), pero las condiciones ambientales en las que se encuentran los microorganismos no son las condiciones estándar. Por lo que se utiliza la ecuación de Nernst para calcular la ΔG en las condiciones en las que se encuentran. En tal ecuación, la ΔG solamente depende de la presión parcial de H_2 (considerando las concentraciones de acetato y propionato iguales y la de bicarbonato constante). Se obtiene que a presiones parciales de H_2 menores de 10^{-4} atmósferas el proceso resulta viable (Zehnder et al., 1988). En la tabla 1.12 se muestra la ΔG° de las reacciones más importantes en la digestión anaerobia en ausencia de sulfatos y de nitratos.

Teniendo en cuenta todo esto, para que las bacterias acetogénicas puedan crecer, es necesario que existan otras que consuman el hidrógeno que ellas producen. Se han aislado algunas bacterias acetogénicas como las *Syntrophomonas wolfei* y *Syntrophobacter wolinii*, ambas especies eliminan hidrógeno.

En la figura 1.5 se muestra la dependencia de las reacciones anaerobias con la presión parcial de H_2 . En la figura se representan los siguientes procesos (Harper y Pohland, 1986):

- 1) Oxidación del ácido propanoico a acético.
- 2) Oxidación butanoico a acético.
- 3) Oxidación del etanol a ácido acético.
- 4) Ácido láctico a acético.
- 5) Respiración acetogénica del bicarbonato (CO_2).
- 6) Respiración metanogénica del bicarbonato (CO_2).
- 7) Reducción del sulfato a sulfuro.
- 8) Reducción del sulfito a sulfuro.
- 9) Metanización del ácido acético.
- 10) Utilización del ácido acético por bacterias sulfato reductoras.

Las concentraciones de las diferentes sustancias son: ácido acético: 25 mM; ácidos propanoico, butanoico y láctico y etanol: 10 mM; sulfato y sulfito: 5 mM; bicarbonatos: 20 mM; metano: 0.7 atm.

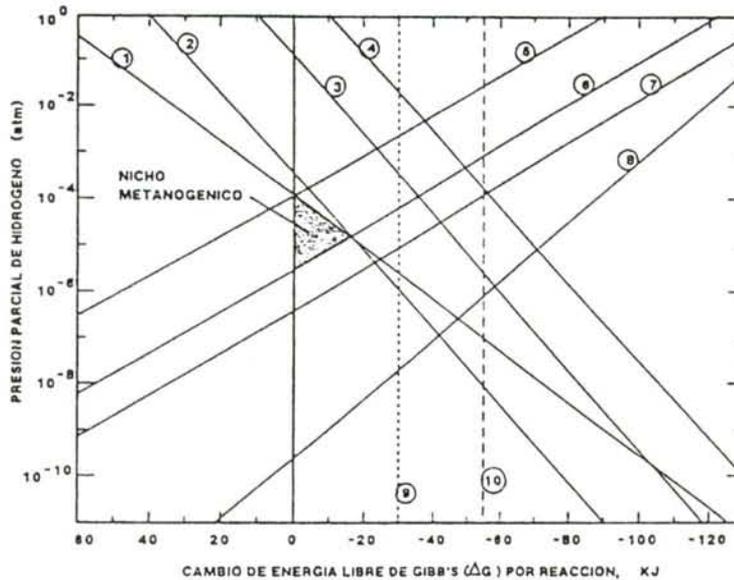


Figura 1.5: Efecto de la presión parcial de H₂ sobre los procesos anaerobios

Tabla 1.12: ΔG° de las reacciones más importantes del proceso anaerobio en ausencia de sulfatos y nitratos (Azbar et al., 2001)

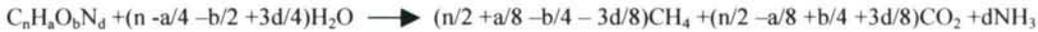
Reacción	ΔG° (kJ/mol)
$C_6H_{12}O_6 + 3H_2O = 3CH_4 + 3HCO_3^- + 2H^+$	-404
Acetato como intermediario	
$C_6H_{12}O_6 + 4H_2O = 2acetato^- + 2HCO_3^- + 4H^+ + 4H_2$	-206 (H)
$2acetato^- + 2H_2O = 2CH_4 + 2HCO_3^-$	-62 (M)
Etanol como intermediario	
$C_6H_{12}O_6 + 2H_2O = 2etanol + 2HCO_3^- + 2H^+$	-226 (H)
$2etanol + 2H_2O = 2acetato^- + 2H^+ + 4H_2$	+19 (A)
$Etanol + H_2O = acetato^- + 2H_2 + H^+$	+9,6 (A)
Lactato como intermediario	
$C_6H_{12}O_6 = 2lactato^- + 2H^+$	-198 (H)
$2lactato^- = 2acetato^- + 2HCO_3^- + 2H^+ + 4H_2$	-8,4 (A)
$3lactato^- = 2propionato^- + acetato^- + HCO_3^- + H^+$	-165 (H)
$2lactato^- + 2H_2O = 2butanato^- + 2HCO_3^- + 2H_2$	-56 (H)
Butanato como intermediario	
$C_6H_{12}O_6 + 2H_2 = butanato^- + 2HCO_3^- + 3H^+ + 2H_2$	-255 (H)
$Butanato + 2H_2O = 2acetato^- + H^+ + 2H_2$	+48 (A)
Propanato como intermediario	
$C_6H_{12}O_6 + 2H_2 = 2propanato^- + 2H_2O + 2H^+$	-358 (F)
$Propanato^- + 3H_2O = acetato^- + HCO_3^- + H^+ + 3H_2$	+74 (A)
Acetato a metano	
$2acetato^- + 2H_2O = 2CH_4 + 2HCO_3^-$	-62 (M)
Hidrógeno a metano	
$4H_2 + HCO_3^- + H^+ = CH_4 + 3H_2O$	-136 (M)

H: bacterias hidrolíticas, A: bacterias acetogénicas, M: bacterias metanogénicas.

Etapa Metanogénica

Las bacterias metanogénicas utilizan un número muy limitado de sustratos, fundamentalmente acetato y la mezcla de dióxido de carbono e hidrógeno, que son los productos finales de las anteriores etapas, para producir metano. También utilizan aunque en menor medida formiato, metanol y metilaminas.

La producción de metano depende principalmente del estado de oxidación del carbono en la materia orgánica. Si la composición del sustrato es conocida y es completamente convertido a CH_4 y CO_2 (y NH_3 en el caso que el sustrato contenga nitrógeno), la producción teórica de metano puede ser calculada de acuerdo a la siguiente ecuación:



Generalmente el biogás obtenido contiene mucho menos CO_2 que el calculado con la ecuación anterior, debido a la alta solubilidad del CO_2 en el agua.

Estos microorganismos metanogénicos son anaerobios estrictos, por lo que el ambiente en que se encuentren debe ser muy reductor, con valores de potencial redox inferiores a -300 mV.

Las bacterias metanogénicas que producen metano a partir de hidrógeno y dióxido de carbono se denominan hidrogenófilas. La velocidad de crecimiento de estas bacterias es muy alta, tienen un tiempo de doblaje de 6 horas.

Las bacterias denominadas acetoclásticas producen metano a partir de ácido acético, y su velocidad de crecimiento es muy baja, aproximadamente tienen un tiempo de doblaje de 2-3 días (e incluso algunas hasta 6-8 días). Algunas de estas bacterias pueden utilizar como sustrato metanol, metilaminas y también H_2 . Aproximadamente el 70% del metano producido procede de la transformación mediante acetoclastas (Henze y Harremöes, 1983), aunque este proceso sea muy lento y por lo tanto, en la mayoría de los casos, la etapa limitante.

1.4.2.- Parámetros que afectan al proceso anaerobio

Debido a la gran diversidad de microorganismos que intervienen en el proceso anaerobio, existen multitud de parámetros que influyen en el comportamiento de cada grupo microbiano. Por lo tanto, para tener un desarrollo completo del proceso global, se debe realizar una optimización de cada una de las etapas que se llevan a cabo. Esta optimización individual es, en la mayoría de las ocasiones, una tarea difícil de realizar. De esta manera, surge la posibilidad de realizar el proceso anaerobio en mono o doble etapa, según sean las condiciones de operación.

El desarrollo de un reactor anaerobio tratando ARU depende fuertemente de las condiciones medioambientales y de las características de la propia agua residual. El tratamiento anaerobio tiene un efecto limitado en ciertos contaminantes presentes en las ARU, tales como nutrientes (nitrógeno y fósforo), bacterias fecales, y también puede verse afectado por cambios bruscos de pH, alcalinidad y potencial redox. Los factores que pueden afectar el proceso están resumidos en la tabla 1.13.

Tabla 1.13: Factores que afectan al tratamiento anaerobio de ARU (Kalogo y Verstraete, 2001)

Factores	Efectos
Variación da carga y el flujo de agua residual	Calidad pobre del efluente.
Operación a baja temperatura	Bajo crecimiento bacteriano. Baja actividad metanogénica. Hidrólisis baja. Aumento de la solubilidad de gases.
Sulfatos (SO ₄ ²⁻)	Inhibición de la etapa metanogénica. Baja producción de metano.
Sólidos en suspensión (SS)	Baja hidrólisis y transferencia de materia. Reducción de la actividad específica metanogénica. Desintegración de gránulos.

Influencia del potencial redox

Los ambientes en los que los microorganismos obtienen energía se clasifican en:

- Aerobios, cuando hay presencia de oxígeno.
- Anóxicos, en ausencia de oxígeno pero pudiendo ser potencial redox positivo.
- Anaerobios, cuando el potencial es muy negativo, reductor.

Como ya se indicó, las bacterias metanogénicas son anaerobias estrictas, lo que implica que hay que mantener el potencial por debajo de -300mV . Si no se consiguen estas condiciones evitando la entrada de oxígeno, se añaden pequeñas cantidades de compuestos reductores en la alimentación del reactor.

Influencia del pH

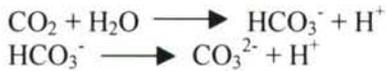
Los diferentes grupos de bacterias presentan una actividad óptima en unos valores próximos de pH. Las hidrolíticas entre 7,2 y 7,4; las acidogénicas en el entorno de 6; las acetogénicas y las metanogénicas entre 6,5 y 7,5 (Lema et al., 1992).

Sin embargo, su sensibilidad frente a los cambios no es la misma. Por debajo de 6,5 la actividad de las metanogénicas disminuye y en 6,2 se paraliza, a este pH la actividad de los otros grupos se mantiene aunque atenuada. Cuando se llega a pH 4,5-5, se detiene la actividad de todos los microorganismos implicados, igual ocurre cuando se sobrepasa el pH de 8,5.

El valor de pH y su control está muy relacionado con la alcalinidad en el medio y el CO₂ disuelto. Por otro lado, en el lodo existen gradientes de pH que originan microambientes en el que el pH puede ser diferente del medido en el líquido.

Influencia de la alcalinidad

El sistema fundamental que controla el pH en un digestor anaerobio es el $\text{CO}_2\text{-HCO}_3^-$ - CO_3^{2-} . Las concentraciones de estas especies están relacionadas por las siguientes ecuaciones:



La alcalinidad total en mgCaCO_3/l da una medida de la capacidad tampón del medio y por tanto de la estabilidad del sistema frente a cambios moderados de pH. El valor recomendable de la alcalinidad total puede oscilar mucho según distintos autores, Van Haandel y Lettinga (1994) indican que una alcalinidad entre 220 y 390 mgCaCO_3/l es más que suficiente para el tratamiento de ARU, mientras que según Behling et al. (1997) se requiere una alcalinidad alrededor de 1600 mgCaCO_3/l para que la capacidad tampón esté asegurada en el reactor. Dinsdale et al. (2000) necesitaron una alcalinidad superior a 1000 mgCaCO_3/l para la digestión anaerobia de ácidos orgánicos de cadena corta en un EGSB de 5 l operando a 35°C.

En general, en caso de que el pH baje de 6.5 se debe añadir una cantidad suficiente de bicarbonato u otro álcali.

Influencia de nutrientes

Una de las ventajas del tratamiento anaerobio es la baja necesidad de nutrientes debido a su reducido crecimiento celular. Para hacer la estimación de las cantidades de nitrógeno y fósforo necesarias, hay que conocer la producción celular por unidad de sustrato metabolizado y la composición celular.

Tomando como fórmula base de la composición bacteriana $\text{C}_5\text{H}_9\text{O}_3\text{N}$, la relación DQO/nitrógeno es de 11,4/1. Para el fósforo se admite una relación respecto al nitrógeno de 1/5 a 1/7.

Estas cantidades dependen del grado de complejidad de la alimentación, y por tanto del número de microorganismos que intervengan en su descomposición. En general, se acepta una relación DQO/nitrógeno/fósforo de 600/7/1 (Lema et al., 1992), que tendrá que ser confirmada en cada caso concreto.

En los influentes en los que no son suficientes los nutrientes que llevan, se añaden sales de amonio y o-fosfato para suministrar el nitrógeno y el fósforo necesarios respectivamente. También es necesario la existencia de un elevado número de elementos químicos en concentraciones traza. Pero, normalmente, debido a la baja demanda de nutrientes, éstos no suponen un problema en la eficacia del proceso.

Influencia de tóxicos e inhibidores

Las sustancias que pueden actuar como tóxicos e inhibidores pueden ser:

- Productos intermedios o finales de las reacciones metabólicas (H_2 , ácidos grasos volátiles, H_2S , NH_3).

- Sustancias que se introducen en el reactor accidentalmente (O₂, otros).
- Sustancias que se encuentran en la alimentación y se introducen con ella (fenoles, organoclorados,..).

Su presencia afecta a la actividad de los microorganismos, disminuyéndola en el caso de los inhibidores o anulándola irreversiblemente en el caso de los tóxicos. Un compuesto puede actuar de las dos formas dependiendo de la concentración presente. Hay estudios donde no hubo un desarrollo completo del proceso anaerobio, como consecuencia de tratar ARU que podían contener una alta cantidad de contaminantes industriales (Bodik et al., 2000).

Influencia de la variación del caudal y carga orgánica de ARU

Las ARU se caracterizan por fuertes fluctuaciones en la carga orgánica y en el caudal. Así tenemos como la carga orgánica puede variar en un factor de 2-10 en pocas horas. Por otra banda, el caudal de ARU también puede variar en un factor de 4 a lo largo del día. Esto depende sobre todo del tamaño de población y del tipo de colector.

Las bacterias anaerobias son sensibles y conservativas, por lo que no tienen capacidad de adaptarse rápidamente a cambios tan bruscos de caudal y carga orgánica. Por lo tanto, ante estos cambios, las bacterias no trabajan a su potencial real, obteniéndose efluentes de baja calidad. En la práctica, operando con grandes colectores se amortiguan estos cambios bruscos de caudal y carga orgánica.

Influencia de la temperatura

La temperatura influye fundamentalmente en la actividad de los microorganismos, a medida que aumenta la temperatura aumenta la actividad y por tanto la velocidad del proceso, hasta llegar al óptimo en cada rango.

En la digestión anaerobia se distinguen tres rangos de operación en relación a la temperatura:

- Rango psicrófilo (5-20°C),
- Rango mesófilo (20-40°C) y
- Rango termófilo (45-70°C).

La elección del rango de temperatura está definido por el equilibrio entre los criterios: economía del proceso (gasto en calefacción) y eficacia en el proceso. De ahí que el más experimentado sea el rango mesófilo, que es el que ofrece mejor equilibrio gasto/tratamiento para efluentes de media y alta carga. Se trabaja en rango termófilo en el caso de efluentes que salen a elevada temperatura, más de 50 °C. También se está estudiando la optimización del proceso psicrófilo en el tratamiento de ARU (objetivo de la investigación).

Hay bacterias muy sensibles a los cambios de temperatura, especialmente las metanogénicas, influyendo posteriormente en el rendimiento del proceso. En algunos casos un cambio de 5 °C puede suponer un 10% en el porcentaje de eliminación de DQO (Lema et al., 1992).

Las condiciones de baja temperatura en el rango psicrófilo causan velocidades de crecimiento muy bajas. Debido al alto tiempo de duplicación de los microorganismos psicrófilos de aproximadamente 35 días, el cual es 3,5 y 9 veces más alto que en el caso de los

microorganismos mesófilos y termófilos respectivamente, las velocidades de conversión en los reactores son mucho más lentas a baja temperatura.

1.5.- TECNOLOGÍA ANAEROBIA

1.5.1.- Sistemas de baja carga

La baja eficacia de eliminación de los primeros sistemas de tratamiento anaerobio: - tanque séptico, - tanque Imhoff, - lagunas anaerobias, se debe a una falta fundamental: existe muy poco o ningún contacto entre la biomasa del sistema y el material no sedimentable del influente. Por esta razón, mucho del material disuelto o hidrolizado no puede ser metabolizado y acaba siendo descargado del sistema de tratamiento en el efluente. En estos diseños, la importancia del contacto del lodo y el material orgánico no fue reconocida y el bajo desempeño de los sistemas anaerobios era atribuido a una inferioridad intrínseca con relación a los sistemas aerobios. Por otra parte, el digestor de mezcla completa presenta baja capacidad de retención de biomasa, ya que el tiempo de retención celular (ó de sólidos)(TRS) es igual al tiempo de retención hidráulico (TRH). Sin embargo, un sistema de tratamiento anaerobio de AR puede tener una alta eficacia en la eliminación de la materia orgánica, aún con muy poco tiempo de residencia, cuando el TRS y el TRH son distintos (siempre $TRS > TRH$).

1.5.2.- Sistemas de alta carga

Los sistemas modernos de tratamiento anaerobio, también llamados sistemas de segunda generación, tienen algún mecanismo de retención de lodo que permiten la retención de una gran masa de lodo, lo que los diferencia de los sistemas antiguos. La retención de lodo es tan importante que los sistemas modernos son generalmente clasificados según el mecanismo que permite la retención.

Existen básicamente dos mecanismos para la retención de lodo en los sistemas modernos, también llamados sistemas de alta carga:

- a) Inmovilización de lodo a través de adherencia a un material inerte de soporte. En esta categoría están: Filtro anaerobio de flujo ascendente o descendente (operan con soporte fijo) y Reactor de lecho fluidizado o expandido (en este caso el soporte está expandido).
- b) Separación sólido-líquido del influente con retorno de los sólidos separados al reactor. En esta categoría están los procesos de contacto con un decantador externo o el reactor UASB con un decantador interno. Casos especiales son: 1) cuando el reactor anaerobio también es decantador, es decir, cuando no hay un dispositivo especial de separación de las zonas de digestión y decantación y 2) cuando los propios lodos funcionan como los gránulos de un lecho expandido o llamado lecho de lodo granulado expandido (EGSB).

En la figura 1.6 se muestran algunos de los sistemas denominados de alta carga.

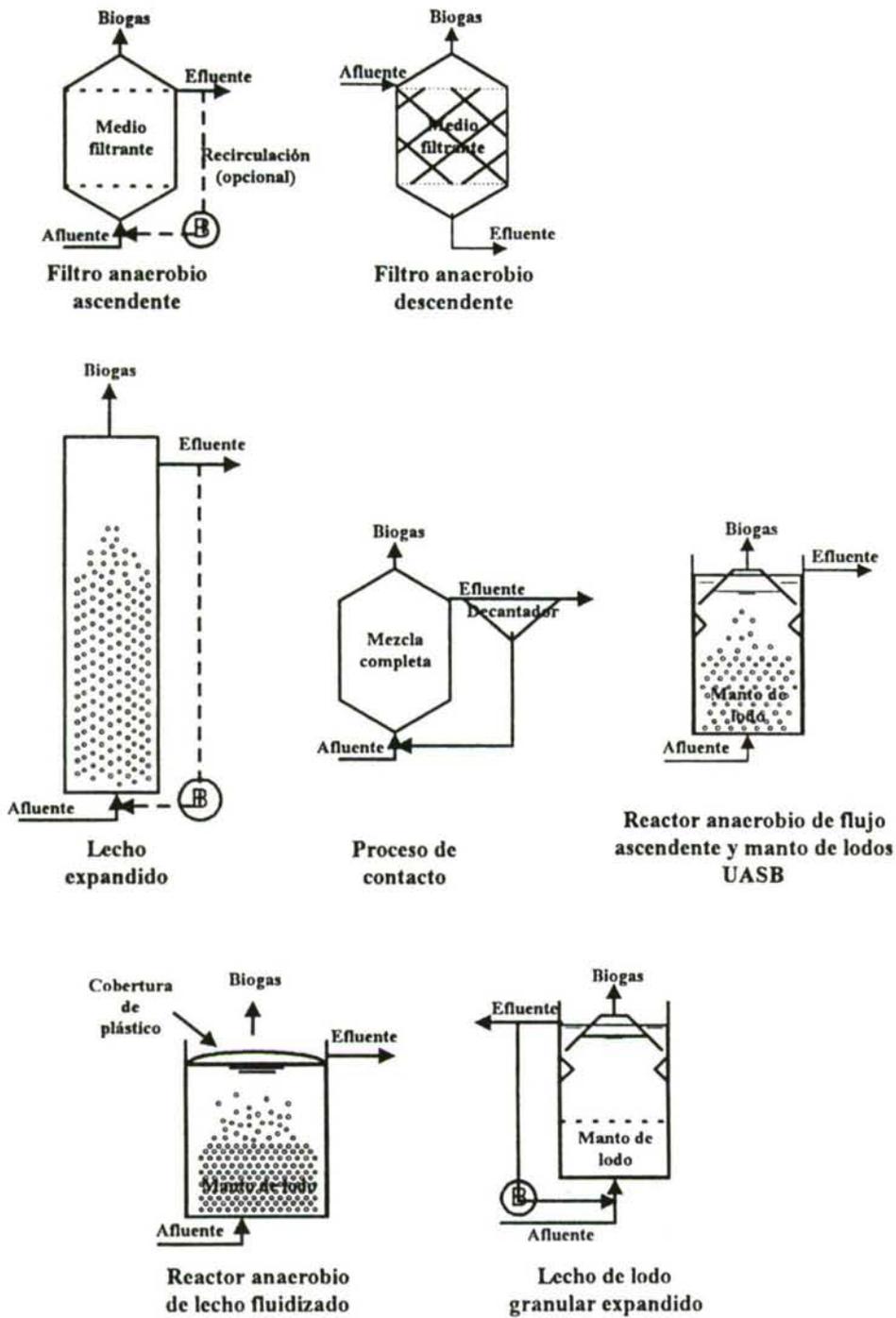


Figura 1.6: Sistemas anaerobios modernos o de alta carga para el tratamiento de AR (Van Haandel y Lettinga, 1994)

Una comparación de las eficacias de cada tipo de sistemas se puede observar en la figura 1.7.

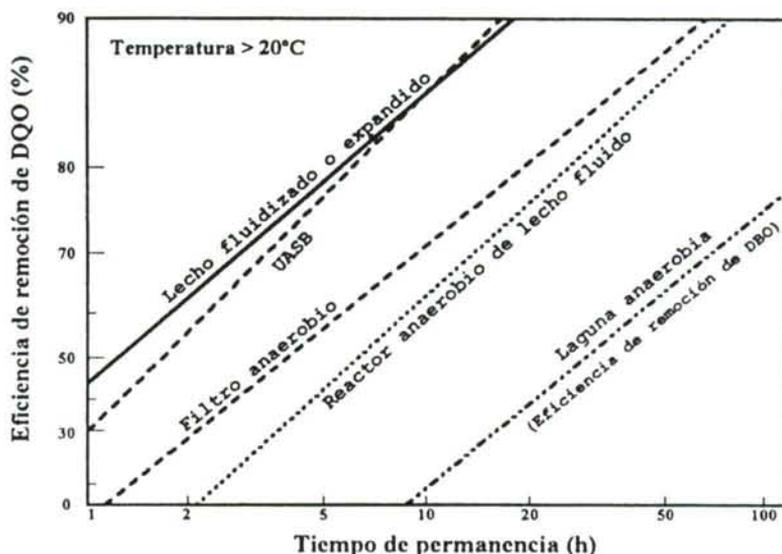


Figura 1.7: Eficacias de eliminación y TRH para diferentes sistemas de tratamiento anaerobio de ARU (Van Haandel y Lettinga, 1994). Nota: Reactor anaerobio de lecho fluido es un reactor de contacto

1.5.2.1.- Filtro anaerobio

Históricamente es importante porque fue el primer tratamiento anaerobio que demostró la viabilidad técnica de aplicar cargas elevadas (10 a 20 kgDQO/m³d). Entre las desventajas del filtro anaerobio destacan:

- a) Alto costo del cuerpo filtrante y
- b) Problemas operacionales, ya que ocurren atascamientos, principalmente cuando el AR tiene una concentración elevada de SS.

Por lo tanto, para evitar estas desventajas de atascamientos por SS en filtro anaerobio, su aplicación se limita primordialmente a utilizarse como reactor anaerobio de segunda etapa, posterior a un pretratamiento en el que se elimina la mayor parte de los SS que contiene el agua residual. De esta forma, Chenicharo y Machado (1998) investigaron el tratamiento de ARU en climas cálidos (Brasil), en un sistema de doble etapa formado por un UASB seguido de dos filtros anaerobios, operando en paralelo, uno con flujo ascendente y el otro en flujo descendente (apartado 1.5.3.4). Demostrándose de esta forma, la viabilidad del sistema UASB/FA para el tratamiento de ARU en países tropicales a temperatura ambiente.

Por otra parte, Elmitwalli et al. (2001b) utilizaron como pretratamiento un filtro anaerobio seguido de un reactor híbrido, que consiste en un UASB donde el separador gas/sólido/líquido es sustituido por un filtro, como sistema de doble etapa. Previo al estudio en doble etapa, se realizó una selección del mejor sistema de pre-tratamiento entre: un reactor UASB, un reactor híbrido (mezcla UASB y filtro) y filtro anaerobio. La selección fue el filtro anaerobio, puesto que fue la tecnología con la que mejor resultados se obtuvieron (82% de

eliminación en DQOss, a un TRH de 4 horas y a 13°C). Demostrándose en este caso que el filtro anaerobio es una tecnología muy eficaz para la eliminación de SS (operando como reactor hidrolítico).

1.5.2.2.- Reactores de lecho fluidizado o lecho expandido

Este tipo de reactores dispone de un medio granular que se mantiene en suspensión, como resultado de la resistencia friccional del flujo ascendente del AR. El medio granular usado inicialmente era arena, más tarde se demostró que los medios con una resistencia más baja (antracita, plásticos de alta densidad) son más adecuados, porque permiten una reducción en la velocidad del líquido, disminuyéndose así los costos de bombeo. El reactor de lecho expandido es similar al de lecho fluidizado, pero la velocidad del líquido en el primero es insuficiente para provocar la fluidización del lecho granular, el lecho se expande de 10 a 20%.

Collins et al. (1998) estudiaron el tratamiento de agua residual de baja carga (se trata agua residual decantada, como si fuera el efluente de un decantador primario) en un reactor de lecho expandido. Primeramente se comprobó en ensayos batch la biodegradabilidad anaerobia de las aguas a tratar, comprobándose que superaba el 90%. Posteriormente se estudió el tratamiento con un reactor de lecho expandido de 5 l, usándose tierra de diatomea como soporte de la biomasa. Se operó a temperaturas desde 20° hasta 5°C y a unos TRH de 10 a 1 h., obteniéndose los mejores rendimientos a 3-6 horas de TRH y con DQO del influente de 150 mg/l. La puesta en marcha del reactor duró sobre 60 días a 30°C y 80 días a 20°C.

1.5.2.3.- Reactor UASB

El reactor UASB fue desarrollado en la década de los setenta por Lettinga y su equipo de la Universidad Agrícola de Wageningen (Holanda). Es el sistema más usado de tratamiento de AR industriales de media y alta carga. En el tratamiento de ARU varias unidades en escala real están ubicadas en diferentes países, operando en regiones tropicales y subtropicales; sin embargo, pocos estudios se han realizado en regiones con clima templado. En Galicia, existen varios tratamientos anaerobios instalados en conserveras (AR industriales), pero ninguno de ARU.

Uno de los dispositivos más característicos del UASB es el separador gas/sólido/líquido (G/S/L). Este separador es colocado en la parte superior, de tal forma que un reactor UASB consta de una parte inferior o zona de digestión, donde hay un lecho (manto) de lodos responsable de la digestión anaerobia y una parte superior o zona de sedimentación. El agua residual ingresa por el fondo del reactor y sigue una trayectoria ascendente, pasando por la zona de digestión, atravesando una abertura existente en el separador GSL y entra a la zona de sedimentación. La materia orgánica del AR se mezcla con el lodo anaerobio presente en la zona de digestión, existiendo la digestión anaerobia que resulta en la producción de gas y el crecimiento de lodo.

El líquido continúa ascendiendo y pasa por las aberturas que existen en el separador GSL. Debido a la forma del separador, el área disponible para la ascensión aumenta a medida que el líquido se aproxima a la superficie del agua, por tanto su velocidad tiende a disminuir. De ese modo los lodos que son arrastrados y pasan por las aberturas del separador encuentran una zona tranquila. En esa zona es posible que, a una determinada altura, la velocidad de

sedimentación de una partícula sea mayor que la velocidad de arrastre del líquido, y así se decanta.

Cuando se acumula una cantidad suficientemente grande de sólidos en las láminas del separador G/S/L, el peso aparente de ellos será mayor que la fuerza de adherencia, de modo que estos se deslizarán, entrando nuevamente en la zona de digestión en la parte inferior del reactor. De esta manera la presencia de una zona de sedimentación encima del separador G/S/L resulta en la retención de lodos, permitiendo la presencia de una gran masa en la zona de digestión, en tanto que se descarga un efluente libre de sólidos sedimentables.

Las burbujas de biogás que se forman en la zona de digestión, suben a la fase líquida donde encuentran una interfase líquido-gas, debajo del separador G/S/L. En esta interfase las burbujas se desprenden, formando una fase gaseosa. Los lodos eventualmente adheridos a las burbujas, pueden subirse a la interfase pero al desprenderse del gas caen para ser parte nuevamente del manto de lodo en la zona de digestión. Las burbujas de gas que se forman debajo del separador precisan ser desviadas para evitar que pasen por las mismas aberturas, creando turbulencia en la zona de sedimentación. Por tanto se utilizan obstáculos que funcionan como deflectores de gas debajo de las aberturas.

En general, el reactor UASB se desarrolló siguiendo unas ideas básicas (Lettinga y Hulshoff, 1986):

> El lodo anaerobio tiene o puede tener excelentes características de sedimentabilidad, siempre que no esté expuesto a agitación mecánica fuerte. Por esta razón la mezcla mecánica es omitida generalmente en reactores UASB, de ser necesario se utiliza agitación mecánica intermitente y/o suave. El contacto suficiente requerido entre el lodo y el AR, se logra aprovechando la agitación ocasionada por la producción de gas y el flujo ascendente del líquido a través del manto de lodo.

> Agregados de lodo de buena sedimentabilidad que son dispersados bajo la influencia de la producción de biogás (el cual es elevado a cargas altas en reactores que tratan efluentes concentrados), son retenidos en el reactor por separación del biogás en un sistema colector de gas colocado en la parte superior del reactor. Separando el biogás de esta forma, se crea un sedimentador en la parte alta del reactor.

> Agregados de lodos depositados en el compartimento de sedimentación deben ser capaces de deslizarse hacia el compartimento de digestión debajo del separador G/S/L, en contra del líquido ascendente y a pesar de las altas turbulencias líquidas.

> El manto de lodo puede ser considerado como una fase semifluida, separada con características específicas propias y que puede soportar elevadas fuerzas de mezcla. De forma que al irse estabilizando se transforman de lodo floculento en lodo granular, que presentan mejores propiedades de sedimentación y contacto con el AR.

En la tabla 1.15 se observan resultados publicados por varios autores sobre la eficacia del reactor UASB tratando agua residual urbana y una guía para la selección de la carga orgánica volumétrica de diseño en función de la temperatura se muestra en la tabla 1.14.

Tabla 1.14: Valores aproximados de carga volumétrica en relación con la temperatura tratando ARU (Lettinga et al., 1983)

Temperatura (°C)	Carga orgánica Volumétrica (kgDQO/m ³ d)
40	15-25
30	10-15
20	5-10
15	2-5
10	1-3

Tabla 1.15: Resumen de las eficacias de reactores UASB que tratan ARU (Peña y Valencia, 1998)

Referencias	Temp	TRH	DQO _{TA}	SST	Eliminaciones		(%)
	(°C)	(h)	(mg/l)	(mg/l)	DQO TA-TE	DQO TA-EF	SST
Lettinga et al.(1981)	20	18	550	-	55-75	-	-
Grin et al.(1983)	20	24	500-550	-	-	70	20-90
	20	8	500	-	-	75	-
	15-19	8	500	-	40-55	65-80	-
Lettinga et al.(1983)	11-12	8	400	-	30-50	55-70	-
Grin et al.(1983)	9.5-10	8	500	-	30	55	-
Lettinga et. al.(1984)	8-20	-	-	-	60-89	-	-
Vieira (1984)	8-20	12	500	-	66.5	65-90	-
Schellinkhout et al.(1985)	8-20	12	300	-	-	50-60	-
Vieira et al.(1986)	19-23	24	460	-	60	70	-
Man et al.(1986)	35	4	341	88	65	83	61
Nobre et al. (1987)	24-26	4-8	267	215	-	83-85	70
Vieira & Souza (1987)	20-35	-	-	-	82-83	-	61-69
Vieira (1988)	24-26	3-3.5	267	215	-	78-85	-
Schellinkhout et al.(1988)	20	4	424	188	60	82	69
Monroy et al.(1988)	23	4	406	191	65	83	69
Man et al.(1988)	12-18	7-12	500-700	-	40-60	-	-
Wildschut (1989)	25	-	-	-	70-85	-	60-85
Barbosa and Sant' (1989)	7-8	9-14	500-700	-	45-65	-	-
Stirling (1989)	23-25	-	-	-	72-80	-	73-74
Orozco (1989)	12-30	-	-	-	60-86	-	-
Vieira & Garcia (1992)	18-28	-	-	-	54-65	-	62-75
Schellinkhout & Collazos (1992)	25	-	-	-	66-72	-	69-70
Van Haandel & Lettinga (1994)	24-26	10-18	660	-	73	85-91	-
Dean and Horan (1995)+	21-25	4.7	265	123	50	-	73
Hammad (1996)	23-24	5.2	430-520	250	66	-	69
	12-18	18	465	154	65	-	73
	10-15	13-14	740-1280	-	16-48	-	-
	19-28	4	627	376	74	89	72
	25	17	799	557	75	85*	68
	20-32	10	487	174	79	89.5	75
-	3-8	317-549	360	49-66	-	50-76.5	

(*) Valores obtenidos después de aplicar un período de sedimentación de 30 minutos en lugar de filtrar la muestra de efluente.

(+*) Estas cifras se refieren a un UASB que recibe mezcla de ARD e industrial. TA = Total afluente TE = Total efluente EF = Efluente filtrada

1.5.2.4.- Reactor EGSB

El reactor EGSB (Expanded Granular Sludge Bed) es una modificación del reactor UASB. El reactor EGSB tiene una mayor altura, se aplican velocidades de carga orgánica mayores y se realiza recirculación del efluente. Esto da lugar a velocidades ascensionales muy altas (mayores de 4 m/h) lo que favorece el contacto agua residual-manto de lodo, se eliminan posibles zonas muertas del reactor y favorece la granulación del manto. En la figura 1.8 se muestra un esquema comparativo entre el reactor UASB y el reactor EGSB.

Las principales características del reactor EGSB son (Seghezzi et al., 1998):

- Se aplican mayores velocidades de carga orgánica (hasta 40 kgDQO/m³.d) y velocidades ascensionales (entre 4 y 10 m/h) en comparación con los reactores UASB.
- El manto de lodo está totalmente expandido.
- Más viable para aguas residuales diluidas que el reactor UASB (en este caso no se aplica recirculación del efluente).
- El lodo es granular, muy activo y de excelente decantación.
- Se realiza una gran agitación, debido a la alta velocidad ascensional y a la alta producción de biogás, dando lugar a un buen contacto agua residual-manto de lodo.
- La presión hidrostática sobre el lodo en el fondo del reactor puede ser alta, pero su efecto sobre el crecimiento de biomasa y el rendimiento del reactor no está aún bien investigado.
- El lodo flocculento es lavado del reactor.
- No se consiguen buenas eliminaciones de SS.

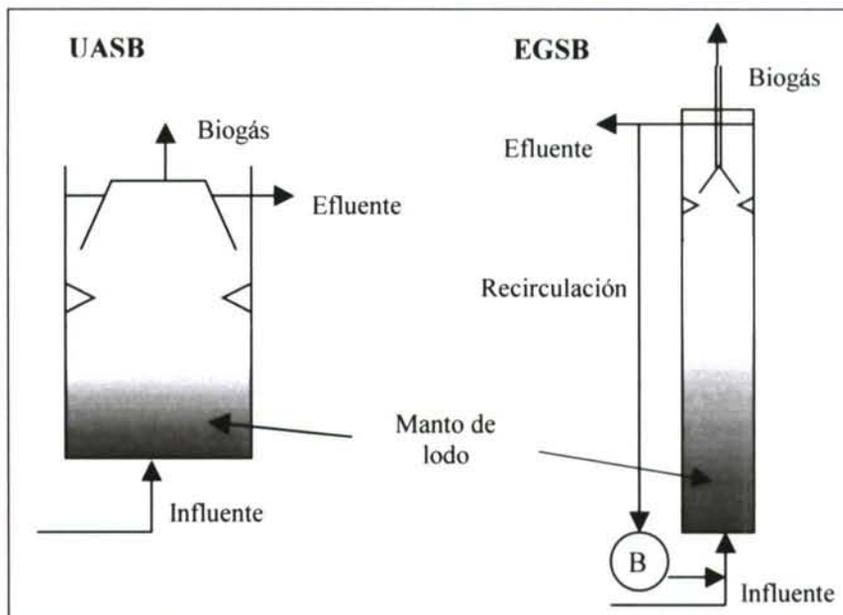


Figura 1.8: Esquema de un reactor UASB (izquierda) y EGSB (derecha) (Seghezzi et al., 1998). B: bomba de recirculación

El reactor EGSB ha sido aplicado en situaciones donde la velocidad de producción de gas es baja y la mezcla en un UASB debida únicamente a la velocidad ascensional (entre 0,5 y

1,5 m/h) es insuficiente, como es el caso de tratar aguas residuales diluidas o a temperaturas psicrófilas.

Debido a la alta velocidad de recirculación del efluente se diluye el agua residual a la entrada del reactor, por lo que el reactor EGSB puede ser usado para tratar compuestos orgánicos biodegradables que son tóxicos a concentraciones altas, como por ejemplo el formaldehído (Dinsdale et al., 2000).

En el reactor EGSB las características del reactor de lecho fluidizado pueden ser obtenidas sin el uso de un medio de soporte sólido, debido a las altas cargas aplicadas al reactor.

La operación en un EGSB puede prevenir efectos gas-pistón, visto particularmente en reactores UASB de escala laboratorio a altas velocidades de producción de gas (Kato et al., 1994).

En reactores UASB el manto de lodo se comporta más o menos como un manto estático, pero en reactores EGSB el manto está totalmente expandido, pudiendo ser considerado como tanque de mezcla completa. Por este motivo los efluentes solubles son tratados eficientemente en esta clase de reactores, pero los SS no son sustancialmente eliminados de las corrientes de AR debido a la alta velocidad ascensional aplicada al reactor EGSB, siendo sin duda el mayor inconveniente de este tipo de reactor anaerobio. Por lo tanto, el sistema EGSB está enfocado a:

- La eliminación de contaminantes solubles que contienen las aguas residuales (DQOs).
- Mantener la actividad metanogénica de la biomasa durante un gran período de tiempo.

Por lo tanto, la aplicación de reactores EGSB se limita al tratamiento de aguas residuales solubles o con bajo contenido en SS (Van der Last y Lettinga, 1992; Kato et al., 1994; Rebac et al., 1999). O bien, su gran aplicación es como reactor de segunda etapa en un sistema de doble etapa (Wang, 1994).

Van der Last y Lettinga (1992) operaron un EGSB de 120 l de capacidad, inoculado con lodo granular, tratando aguas residuales decantadas. La operación se realizó a 13°C, consiguiéndose eliminaciones de 51, 45 y 33% en DQOs, a TRH de 3, 2 y 1 horas, respectivamente. Se debe indicar que las eliminaciones obtenidas dependieron claramente de la carga orgánica del agua residual decantada, distinguiendo condiciones de clima seco, semisecho y húmedo.

Kato et al. (1994) trataron agua residual sintética (etanol) en un EGSB de 2,5 l a 30°C. Se consiguieron eliminaciones del 80% en DQO con influentes de 100-200 mgDQO/l. Se observaron salidas de biomasa a velocidades ascensionales mayores de 5,5 m/h y mayores salidas a velocidades de carga orgánica mayores de 7 gDQO/l.d. Por lo tanto, para conseguir un equilibrio entre la mezcla y la retención de biomasa, la operación estuvo limitada a una velocidad de carga orgánica de 7 gDQO/l.d y a velocidades ascensionales entre 2,5 y 5,5 m/h. Por otra parte, se observó un descenso de la actividad metanogénica cuando la DQO del influente fue de 150 mg/l.

Rebac et al. (1999) estudiaron la operación de un EGSB de 4 l tratando agua formada por una mezcla de AGV. Operando en condiciones psicrófilas (3-12°C), se consiguieron eliminaciones del orden de 90% en DQO a velocidades de 12 gDQO/l.d en configuración de monoetapa. Cuando se aplica un sistema EGSB en doble etapa a 8-12°C, velocidades hasta 12 gDQO/l.d se pueden aplicar a un TRH de 3,5 horas. Por lo que, el sistema EGSB en doble etapa mejora el rendimiento y estabilidad del sistema comparado con el monoetapa. En el estudio se indica también, que concentraciones de SS en el influente mayores del 10-15% de la DQO_t pueden afectar negativamente las características de la biomasa del reactor EGSB.

1.5.3.- Tratamiento de aguas residuales urbanas con reactores anaerobios

La Directiva 91/271/CE de la Unión Europea implica la construcción de nuevas tecnologías de tratamiento en algunos países, con la necesidad de nuevos, económicos y eficientes métodos de tratamiento. La digestión anaerobia constituye el método más usado para el tratamiento de efluentes de media y alta carga, debido a la economía del proceso y a la baja generación de biomasa. Como ya se mencionó, durante la última década diferentes tecnologías anaerobias fueron aplicadas al tratamiento de efluentes de media y baja carga, tales como las ARU y algunos efluentes industriales, obteniéndose buenas eficacias de tratamiento a bajos tiempos de retención hidráulicos y a temperatura ambiente (climas tropicales, $T^a \geq 20^\circ\text{C}$).

El uso de reactores anaerobios para el tratamiento de ARU ha aumentado significativamente desde que la configuración UASB empezó a ser eficientemente aplicada para este propósito a partir de los años ochenta. Hoy en día, cientos de reactores UASB, o unidades anaerobias similares, están constituyendo sistemas de tratamiento de ARU, particularmente en países en vías de desarrollo.

Estas unidades han sido operadas a TRH entre 4 y 8 horas, y velocidades de carga orgánica menores que 3 gDQO/l.d., presentando eficacias de eliminación en el rango de 65% a 80%.

La variable que más puede determinar la eficacia de depuración es la temperatura. Aunque los sistemas se pueden optimizar para operar adecuadamente a temperaturas muy reducidas (hasta los 10° C o menos, según Singh y Viraraghavan, 1999), en general la eficacia de los digestores UASB se ve resentida por debajo de los 15° C. Por encima de este valor, siempre se pueden alcanzar los rendimientos óptimos, con independencia de la temperatura, siempre que se optimice el proceso. Por otro lado, ha de tenerse en cuenta que la temperatura media de los efluentes residuales urbanos se sitúa en general varios grados por encima de la temperatura ambiente en invierno, de tal forma que la temperatura de las ARU en todo el litoral español solo cae unos grados por debajo de los 15 °C. Todo esto justifica el interés mostrado en Holanda por la aplicación de este tipo de tratamiento, siendo sin duda más razonable su aplicación en el sur europeo, especialmente en el litoral. En resumen, como única etapa, la digestión anaerobia se muestra como un tratamiento simple y que permite reducir costes, pero que requeriría una segunda etapa o postratamiento para alcanzar los objetivos más estrictos del tratamiento secundario de los efluentes residuales urbanos.

Otras tecnologías distintas del digestor UASB han sido poco estudiadas, por diversas razones; en el caso del filtro anaerobio por su tendencia a la colmatación por sólidos, por lo que no sería adecuado para los efluentes brutos, y en el caso del lecho fluidizado por los mayores costes de operación y necesidad de control que esta tecnología requiere. Tampoco

presenta aplicación el digestor de lecho granular expandido (EGSB) para el tratamiento de aguas brutas, ya que en estas condiciones raramente se ha conseguido granulación ni mantenimiento del lecho granular (Ruíz et al., 1998; Uemura y Harada, 2000). Pero todas estas tecnologías si podrán tener un papel como segunda etapa, en un sistema anaerobio de doble etapa (Wang, 1994; Chernicharo y Machado, 1998; Elmitwalli et al., 2001). Otra posibilidad que ha sido puesta de manifiesto, es el interés que tiene la digestión concentrada del lodo retenido y acumulado en los digestores, sean del tipo metanogénico o hidrolítico, con la finalidad de mejorar su estabilización y su comportamiento en el sistema (Wang, 1994; Sayed y Fergala, 1995; Ruíz et al., 1998). En la tabla 1.16 se muestran los resultados de tratamiento de ARU a bajas temperaturas con distintas tecnologías.

Tabla 1.16: Resumen de resultados de tratamiento de ARU a bajas temperaturas ($\leq 20^{\circ}\text{C}$) con reactores UASB, EGSB, FA y RH

Reactor	Tipo de lodo	Agua residual	T ($^{\circ}\text{C}$)	TRH (h)	Vasc (m/h)	Influyente DQOt(mg/l)	Eliminaciones DQOt DQOss(SST)		Referencia
UASB	F	B	20	18	0,11	550	55-75	-	Lettinga et al. (1981)
UASB	F	B	20	8	0,40	500	75 ^a	-	Grin et al. (1983)
UASB	F	B	8-20	8	0,40	400	30-50	-	Grin et al. (1983)
UASB	G	B	7-8	9-14	0,14	467-700	57	72	Man et al. (1986)
FA	F	B	10	6	0,70	529	53.7	-	Derycke y Verstraete (1986)
UASB	G	B	20	4	0,70	424	60	(69)	Vieira y Souza (1986)
UASB	F	B	12-18	18	-	465	65	(73)	Monroy et al. (1988)
UASB	G	B	12-20	7-8	0,23	190-1180	30-75	60	Man et al. (1988)
UASB	-	B	20	6	-	1076	64	(88)	Mergaert et al. (1992)
EGSB	G	D	>13	1-2	6	391	16-34	-	Van der Last y Lettinga (1992)
UASB+ EGSB	F,G ^b	B	17	3,2 ^b	1,6 ^b	697	69	79	Wang (1994)
UASB+ EGSB	F,G ^b	B	12	3,2 ^b	1,6 ^b	507	51	67	Wang (1994)
UASB+ UASB	F,G ^b	B	18-20	4,2 ^b	-	200-700	82	-	Sayed y Fergala (1995)
UASB	F	B	20	5-24	-	220-985	53-85	(63-89)	Ruiz et al. (1998)
UASB	F	B	6-20	3-48	-	350-600	38-85	(50-87)	Singh y Viraraghavan (1999)
UASB	G	B	13-19	4,7	-	115-595	64-72	73-84	Uemura y Harada (2000)
UASB	G	B	13	8	0,075	456	65	88	Elmitwalli et al. (1999)
RH	G	B	13	8	0,075	456	66	92	Elmitwalli et al. (1999)
UASB	G	D	13	8	0,075	344	59	79	Elmitwalli et al. (1999)
RH	G	D	13	8	0,075	344	61	87	Elmitwalli et al. (1999)
UASB	F	B	9-15	12	-	310	37-48	-	Bodick et al. (2000)

RH: reactor híbrido; FA: filtro anaerobio; F: lodo floculento; G: lodo granular; B: agua bruta; D: agua decantada; ^a: eliminación de DQO calculada entre influente total y efluente soluble; ^b: segundo reactor.

La principal aplicación de la digestión anaerobia en el tratamiento de ARU consiste en la utilización de digestores metanogénicos de una sola etapa para eliminar la carga orgánica

(Lettinga et al., 1993; Ruiz et al., 1998; Foresti, 2001b). Esta opción está totalmente establecida en regiones de clima tropical.

Otra opción es la separación de etapas, en la cual el agua residual pasa por una etapa hidrolítica-acidogénica antes de la digestión anaerobia. El sistema de doble etapa permite la optimización de cada proceso individual que se lleva a cabo en la digestión anaerobia. Sin embargo, la primera etapa se debería considerar como un pretratamiento del agua residual, puesto que el efluente hidrolizado podría ser tratado por un tratamiento aerobio, tal como lodos activos (Von Sperling et al., 2001), biofiltros aireados sumergidos (Gonçalves et al., 1999), filtros percoladores (Chernicharo y Nascimento, 2001) o sistemas de humedales (Sousa et al., 2001), en vez de la etapa metanogénica. El pretratamiento hidrolítico obtiene mejores resultados que un tratamiento primario convencional, en cuanto a eliminación de SS y estabilización de lodo por hidrólisis, reduciéndose de esta forma una gran cantidad de lodo primario a tratar (Wang, 1994; Ligeró, 2001c).

Por lo tanto, el pretratamiento hidrolítico-acidogénico puede ser utilizado como primera etapa en combinación con una segunda etapa anaerobia, en la que tendría cabida no solo el digestor de lecho de lodos UASB (Sayed y Fergala, 1995; Rodríguez Flores, 1997; El-Gohary y Nasr, 1999) si no también el filtro anaerobio (Chernicharo y Machado, 1998) o el digestor de lecho granular EGSB (Wang, 1994), actuando todas ellas como etapa metanogénica.

El pretratamiento hidrolítico de ARU ha sido investigado por varios autores (Wang, 1994; Gonçalves et al., 1994; Ligeró et al., 2001a ,b y c) y algunas de sus ventajas son las siguientes:

- Sirve para eliminar un alto porcentaje de SS, substituyendo al decantador primario con un TRH similar;
- Se estabiliza el lodo, total o parcialmente;
- Aumenta la biodegradabilidad de la DQO remanente, lo cual favorece la siguiente eliminación biológica de nutrientes (nitrógeno y fósforo).

Diferentes variables, tales como las características del agua residual, tipo de digestor, velocidad ascensional (v), mecanismo de mezcla, TRH y tiempo de retención de sólidos (TRS) influyen en este proceso. La conversión alcanzada durante el pretratamiento de un agua residual actual, y la influencia del TRH y el TRS fueron investigadas en un trabajo llevado a cabo a escala laboratorio (Ligeró et al., 2001a y b).

Por lo tanto, utilizando el tratamiento anaerobio en cualquiera de las configuraciones en doble etapa (acoplando un reactor hidrolítico con un reactor metanogénico) probablemente se podrían alcanzar, sin necesidad de un postratamiento aerobio, los objetivos de la legislación europea en materia de tratamiento de aguas residuales urbanas.

1.5.3.1.- Efecto de la Temperatura en la operación

La optimización de un reactor anaerobio tiene una gran dependencia de la temperatura de operación. La tecnología anaerobia ha sido mayoritariamente aplicada a temperaturas en rango mesófilo (entre 25 y 40°C). Sin embargo, resultados de investigaciones recientes llevadas a cabo en condiciones de rango psicrófilo (<20°C), revelan que la temperatura no es

un factor limitante para aplicar el tratamiento anaerobio, con tal que se elija el adecuado diseño del proceso.

Las bajas temperaturas pueden tener un impacto directo en las propiedades físico-químicas que se dan en el reactor. La solubilidad de los componentes gaseosos presentes en el biogás aumenta con el descenso de la temperatura. Por lo tanto, cantidades considerables de CH_4 , CO_2 , H_2 y H_2S permanecerán en los efluentes de reactores operando a bajas temperaturas, reduciéndose notablemente la parte del biogás en fase gas (normalmente el 50% del metano se encuentra en fase líquida, según Singh y Viraraghavan, 1999). De esta forma, en un reactor de manto de lodo con poca producción de biogás (lo normal a bajas temperaturas), el grado de mezcla disminuirá. Esto lleva consigo un pobre contacto lodo-agua residual produciéndose caminos preferenciales del agua residual entre el manto de lodo. Ésto se puede compensar aumentando la velocidad ascensional, usando reactores EGSB (Van Lier et al., 1997).

El pH del reactor puede disminuir con el aumento de la disolución de CO_2 en el agua, aunque las aguas residuales, normalmente, tienen una capacidad tampón suficiente. Finalmente, en las descargas del efluente del reactor se pueden liberar cantidades considerables de gases disueltos olorosos, en este caso se debe realizar un adecuado post-tratamiento.

Operación en rango mesófilo

Entre las operaciones llevadas a cabo en rango mesófilo cabe destacar las realizadas por Granadipathy et al. (1993); Behling et al. (1997) y Kalogo et al. (2001).

Granadipathy et al. (1993) operaron con cuatro reactores UASB (30 l cada uno) a 30°C con distintos inóculos (lodo digerido de una planta de ARU, lodo de una planta de AR de destilería, lodo de una laguna facultativa de estabilización y el último reactor sin inóculo), tratando agua residual bruta (19 días de operación) y suplementada con disolución de glucosa (110 días de operación). Se obtuvieron eliminaciones de hasta 90% de DQO y una producción de metano de $0,15 \text{ m}^3/\text{kgDQO}$ eliminado, operando a TRH desde 24 h hasta 3 h. En los cuatro reactores hubo desarrollo de bacterias metanotrix, pero después de 90 días de puesta en marcha la granulación era incompleta.

Behling et al. (1997) investigaron la operación de un UASB de 55,5 l de volumen a 30°C para tratar ARU. Se utilizó lodo granular como inóculo y se obtuvieron eliminaciones del 85% en DQO a un TRH de 7,6 h, una vez pasados 90 días (puesta en marcha) y de ajustar la alcalinidad del medio a $1600 \text{ mgCaCO}_3/\text{l}$. Se consiguió una producción de metano de $0,34 \text{ m}^3/\text{kgDQO}$ eliminado.

Kalogo et al. (2001) estudiaron el tratamiento de ARU con un UASB (2,3 l) sin inóculo a 29°C y 4 horas de TRH. Después de 154 días de operación se obtuvieron unas eliminaciones del 80%, 60% y 90% en DQOt, DQOs y SS, respectivamente y una producción de biogás de $0,107 \text{ m}^3/\text{kgDQO}$ eliminado. A pesar de operar a 29°C se requirieron 98 días de puesta en marcha para obtener una degradación biológica efectiva (desarrollo de manto de lodo) y 154 días para la producción de metano gas (desarrollo metanogénico).

Por otra parte, en rango mesófilo se pueden citar algunas aplicaciones a gran escala del uso del tratamiento anaerobio de ARU. Así por ejemplo Viera y García (1992) investigaron la

operación de un UASB de 120 m³, instalado en Sao Paulo (Brasil), tratando ARU durante un período de 4 años. Operando a temperaturas entre los 18° y 28°C y a TRH entre 5 y 15 h se consiguieron eliminaciones del 60%, 70% y 70% en DQOt, DBO y SS, respectivamente. Obteniéndose una producción de metano total entre 0,09 y 0,25 m³/kgDQOeliminado.

Chernicharo y Cardoso (1999) investigaron durante 16 meses la operación de un UASB (9 m³, fraccionado en 3 partes) tratando ARU de una pequeña villa situada a 100 km de La Ciudad de Belo Horizonte (Brasil). Se consiguieron rendimientos del 80% y 90% en DQOt y SS, respectivamente operando a 7,5 horas de TRH.

Por último, cabe citar el seguimiento durante 30 meses de un UASB de 810 m³ tratando ARU en Mangueira (Brasil) (Florencio et al., 2001). Operando a 30°C, 9 h de TRH y con grandes oscilaciones en la carga orgánica del influente (150-750 mgDQO/l) se consiguieron rendimientos de eliminación entre el 60 y 75 % en DQOt. Hay que indicar que se mantuvo la actividad metanogénica del lodo durante toda la operación, presentando un valor de 0,18-0,25 gDQO/gSSV.d al final del período de operación.

Operación en rango psicrófilo

En la actualidad se investiga primordialmente la optimización del tratamiento anaerobio de ARU en el rango psicrófilo. Así se pueden destacar las investigaciones realizadas por Singh y Viraraghavan (1999) y por Bodick et al. (2000).

Singh y Viraraghavan (1999) estudiaron la operación de un UASB de 8 l tratando ARU (350-600 mgDQO/l) a temperaturas entre 32° y 6°C. El reactor se inoculó con lodo digerido procedente de un digester anaerobio de la EDAR de Regina (Canadá). La puesta en marcha se realizó a un TRH de 48 h y 20°C, teniendo una duración de 60 días. Posteriormente se fue reduciendo el TRH de 48 h hasta 3 h y la temperatura varió entre 20, 32, 15, 11 y 6°C. En condiciones estables, la eliminación de DQOt, DBO y SS varió de 38% a 90%, 47% a 91% y de 50% a 92%, respectivamente, para temperaturas entre los 6° y 32°C. La producción de metano total osciló entre 0,167 y 0,199 m³/kgDQOeliminado, teniendo en cuenta que más del 50% del metano producido fue estimado por la ley de Henry, saliendo disuelto en el efluente. Hay que indicar que se produjo agregación de biomasa en forma de pequeños gránulos (de 1,5 a 3 mm) durante la operación a 20°C.

Bodick et al. (2000) investigaron el tratamiento de ARU en un UASB de 3,5 l. El reactor fue inoculado con lodo digerido procedente de la EDAR de Bratislava (Eslovaquia). Operando a un TRH de 12 horas, las eliminaciones obtenidas a 9 y 15°C en DQOt y DBO fueron de 37 a 48% y de 38 a 44%, respectivamente, observándose el efecto de la temperatura sobre las eficacias obtenidas. Los malos resultados obtenidos fueron debidos al escaso contacto lodo-agua residual y al alto contenido de contaminantes industriales presentes en las ARU tratadas. Por otra parte, se investigó la influencia de la temperatura en la operación de un filtro anaerobio tratando agua residual sintética. De forma que operando a un TRH de 10 horas, las eficacias de eliminación obtenidas a 23, 15 y 9°C fueron 88%, 62% y 56% con respecto a DQOt y 96%, 57% y 48% en cuanto a DBO. Observándose claramente, como el descenso de la temperatura afecta negativamente la operación de un reactor anaerobio.

Otros autores han comprobado que la operación de un reactor anaerobio tratando ARU a bajas temperaturas provoca un descenso de la actividad metanogénica del lodo, ó pérdida de

la granulación de un lodo inoculado con estas características. En este sentido cabe citar las investigaciones realizadas por Ruíz et al. (1998) y por Uemura y Harada (2000).

Ruíz et al. (1998) realizaron el tratamiento anaerobio de ARU con un UASB de 2 l de volumen activo a 20° C. Se utilizó como inóculo una mezcla de lodo de distintos digestores anaerobios (tratando lodo primario y lodo activo, agua residual de industria conservera y azucarera) que presentaba una actividad metanogénica de 0,32 gDQO/gSSV.d a 20°C. La actividad metanogénica media del lodo del reactor descendió a 0,03 gDQO/gSSV.d al final de la operación. De forma que, la cantidad y la actividad metanogénica del lodo desarrollado fue el principal factor limitante en la optimización del reactor UASB.

Uemura y Harada (2000) trataron con un UASB (21,5 l) agua residual procedente de la misma Universidad donde se realizaba la investigación. El reactor fue inoculado con lodo granular, previamente cultivado en el laboratorio durante tres meses con una mezcla de glucosa y almidón. La operación se realizó a 19, 16 y 13°C y los rendimientos de eliminación obtenidos fueron de 84%, 77% y 73% en cuanto a DQOss, y de 72%, 71% y 64% en cuanto a DQOt. La producción de metano total osciló entre 0,18, 0,16, 0,16 m³/kgDQOeliminado, respectivamente con las temperaturas de operación. Pero hay que indicar que la actividad metanogénica del lodo granular inoculado pasó de 0,77 a 0,08 gDQO/gSSV.d al final de la operación. Es decir, que al final de la operación la actividad metanogénica era únicamente el 10% de la inicial. Por otra parte, observaciones por microscopio electrónico indicaban que los gránulos tendían a entrar en un estado de autólisis.

Por último, Arsov et al., 1999 indicaron que tratando agua residual sintética con lodo granular, es necesario tener un influente con una DQOt superior a 500 mg/l para mantener la granulación del lodo, puesto que a valores inferiores los gránulos empiezan a disgregarse. Por otra parte, Ligeró y Soto (2002) trataron ARU prehidrolizada (432, 259 y 94 mg/l de DQOt, DQOs y SS, respectivamente) en un UASB de laboratorio inoculado con lodo digerido. A la entrada del reactor, la carga orgánica del influente fue aumentada en 300 mg/l de DQO en forma de sacarosa. Se operó en un rango de TRH entre 26,7 y 2,2 h, y se observó granulación del lodo sobre el día 150 de operación, operando a un TRH de 3,4 h. El lodo granular de estructura débil y baja densidad presentaba una actividad metanogénica de 0,24 gDQO/gSSV.d.

Resumiendo, el tratamiento de ARU por digestión anaerobia en condiciones psicrófilas se debe seguir investigando en cuanto a características de la biomasa desarrollada y la configuración de sistema (monoetapa o doble etapa), para poder consolidar este tipo de tratamiento frente al tratamiento aerobio.

1.5.3.2.- Efecto del TRH y TRS en la operación de un reactor y en la hidrólisis anaerobia

El TRH y el TRS constituyen dos parámetros importantes en la operación de reactores anaerobios. El TRH depende de cada diseño, características de operación y características de las aguas residuales a tratar, mientras que el TRS se ajusta según las condiciones en las que opera el reactor anaerobio, pudiendo operar como reactor hidrolítico-acidogénico o como reactor metanogénico.

Efecto del TRH

El efecto del TRH en el rendimiento de operación de reactores anaerobios se ha investigado por diversos autores (Ruíz et al., 1998; Collins et al., 1998).

Ruíz et al. (1998) observaron un efecto importante del TRH aplicado sobre las eficacias de eliminación de un UASB (2 l) tratando ARU a 20°C. A TRH mayores de 24 h, los porcentajes de eliminación obtenidos en DQO y SS se mantuvieron prácticamente constantes y superiores al 85% en ambos casos. Pero cuando se fue reduciendo el TRH de 24 h a 5 h, los porcentajes descendieron del 85% al 53% en cuanto a DQOt y del 89% al 63% en SS. Quedando reflejado el efecto significativo del TRH aplicado sobre el rendimiento del sistema UASB.

Collins et al. (1998) estudiaron el tratamiento anaerobio del efluente de un decantador primario (EDAR de Potsdam, NY) en un reactor de lecho expandido. El reactor disponía de un volumen de 5 l, tierra de diatomea como soporte de la biomasa y fue inoculado con lodo anaerobio cultivado en laboratorio. El agua decantada a tratar presentaba una carga de 173, 58 y 40-50 mg/l de DQOt, DBO y SS, respectivamente. Se investigó el rendimiento del sistema a distintos TRH (1, 3, 6 y 10 h) y a distintas temperaturas (20°, 15°, 10°, 5°). Operando a 20°C, las eliminaciones obtenidas en los TRH de 1, 3, 6 y 10 h fueron 49%, 63%, 65% y 75% en DQOt, 48%, 60%, 70%, 80% en DBO, respectivamente. Observándose, como en el caso anterior, como a menores TRH se pierde eficacia en la operación del reactor. Por otra parte, la producción de metano fue mayor al operar al TRH más bajo (1 h), puesto que operando a menor TRH había mayor sustrato disponible para las bacterias metanogénicas y se estimulaba el crecimiento bacteriano. La producción de metano total específica se acercó al valor teórico de 0,35 m³/kgDQOeliminado.

Efecto del TRS

La operación de reactores anaerobios a distintos TRS condiciona el desarrollo de una u otra etapa anaerobia. Según Miron et al. (2000), operando a un TRS menor o igual a 8-10 días el reactor trabaja en condiciones acidogénicas y si opera a mayor TRS de 8-10 días opera en condiciones metanogénicas. Estas conclusiones se llevaron a cabo al estudiar el efecto del TRS en la digestión de lodos primarios en reactores de mezcla completa a 25°C (Miron et al., 2000). Se observó que la hidrólisis de lípidos y carbohidratos aumenta al aumentar el TRS, mientras que la hidrólisis de proteínas solo ocurre en condiciones metanogénicas. Hay que indicar que bajo condiciones metanogénicas la hidrólisis fue la etapa limitante de todo el proceso de digestión. Los resultados obtenidos en este trabajo pueden ser aplicados a reactores UASB de lodo floculento tratando ARU a 25°C.

En otras investigaciones se indica el TRS aplicado para llegar a obtener la optimización completa del sistema estudiado. Zeeman y Lettinga (1999) citan que para temperaturas inferiores a 15°C, es necesario un TRS superior a 100 días para retener suficiente actividad metanogénica en el reactor. En la aplicación de un sistema UASB en monoetapa a bajas temperaturas (5-20°C), la hidrólisis de los SS retenidos resulta limitante en invierno originando un descenso de la actividad metanogénica del lodo y por lo tanto deteriorando el proceso de tratamiento, a menos que se apliquen largos TRH.

Uemura y Harada (2000) indicaron que el TRS al que operó un UASB tratando ARU fue de 117 y 110 días a unas temperaturas de 25° y 13°C, respectivamente. Obteniéndose una

producción de metano de 0,26 y 0,16 m³/kgDQO eliminado respecto a las temperaturas mencionadas (hay que indicar que prácticamente la mitad del metano originado se pierde disuelto en el efluente del reactor). Así mismo, Singh y Viraraghavan (1999) aplicaron un TRS superior a 100 días a un UASB tratando ARU a bajas temperatura. Se estimó que el valor crítico de TRS para la acumulación de biomasa activa en el reactor era de 45 días, bajo las condiciones usadas en su investigación. Por lo tanto, para que el proceso de tratamiento biológico tenga éxito se debe operar a un TRS mayor del valor crítico, sino se corre el riesgo de que el reactor vaya perdiendo eventualmente por el efluente toda la biomasa activa retenida.

Por último, Elmitwalli et al. (1999) hicieron una comparativa del tratamiento de ARU a bajas temperaturas (13°C) en reactores UASB y reactores híbridos (mezcla de UASB y filtro anaerobio). El TRS en el que operaron los tres reactores investigados (UASB y dos híbridos con distinto tamaño de soporte) fue de 500 días.

Por lo tanto, la influencia del TRS en la operación de reactores anaerobios es muy significativa. Especialmente a temperaturas menores de 20°C, donde la hidrólisis disminuye y es difícil conseguir una biomasa metanogénica activa.

Efecto del TRH y TRS en la hidrólisis anaerobia

Otros autores han investigado el efecto del TRH y el TRS sobre la etapa hidrolítica-acidogénica del proceso anaerobio, como es el caso de Gonçalves et al. (1994); Maharaj y Elefsiniotis (2000) y Ligeró et al. (2001a,b).

Gonçalves et al. (1994) utilizaron un reactor de tecnología UASB pero sin separador G/S/L para tratar ARU. El reactor tenía un volumen de 113 l con agitación hidráulica (recirculación de lodo) y 790 l con agitación mecánica (motor agitando el manto de lodo). Se operó a TRH entre 1,1 y 4,3 h y los mejores resultados se dieron a TRH de 2,8 h, obteniéndose una acidificación de 0,17 mg de HAc/mgDQO influente y una solubilización o hidrólisis de 0,13 gDQOs/gDQO influente. Los resultados indicaron claramente que la mayoría de los AGV formados (alrededor del 60%) se originaron a partir de la fracción soluble del agua residual, puesto que en el efluente hubo mayor DQO en forma de AGV (DQO_{AGV}) que DQOs originada por hidrólisis.

Maharaj y Elefsiniotis (2000) utilizaron un reactor anaerobio de mezcla completa (3 l) seguido de un decantador con recirculación de lodo, para investigar el efecto del TRH y las bajas temperaturas en la producción de ácidos grasos volátiles (AGV) a partir de AR industriales y domésticas. El TRS de cada sistema se mantuvo alrededor de 10 días, eliminando una cantidad específica de lodo cada día. Las concentraciones de AGV y DQOs y la velocidad de producción específica alcanzaron sus valores más altos a un TRH de 30 h (siendo investigados TRH de 60, 48, 30 y 18 h) y a 25°C (siendo investigadas temperaturas de 35°, 30°, 25°, 22°, 16° y 8°C). Aumentos en el TRH (a 25°C) o descensos en temperatura (a TRH de 30 h) produjeron menores cantidades de AGV y DQO. Hay que tener en cuenta que las producciones de AGV y DQOs fueron significativamente superiores en el tratamiento de AR industrial que en el de ARU.

Ligeró et al. (2001a y b) trabajaron con un reactor UASB de 2 l de capacidad tratando ARU. El reactor operó a TRH de 4,4; 3,4; y 2,2 h y TRS de 24, 16 y 14 días. Independientemente del TRH y TRS aplicado, se consiguió mantener un porcentaje de

hidrólisis superior al 60% con respecto a los SS del influente. Por otra parte en el TRH de 2,2 h se consiguió la mejor acidificación, siendo ésta de 0,17 gDQO_{AGV}/gDQO_{influyente}.

Puesto que la etapa hidrolítica es muy lenta a bajas temperaturas, incluso a largos TRS, se deben aplicar bajas velocidades de carga para garantizar unas buenas condiciones metanogénicas. Esto implica que el reactor debe operar a largos TRH. Cuando el TRS es conocido, el correspondiente TRH puede ser calculado a partir del modelo de Zeeman y Lettinga (1999). Para esto es necesario conocer la concentración de lodo en el reactor (X), la eliminación de SS (R) y la fracción de SS que son hidrolizados (H).

$$\text{TRH} = [(C \cdot \text{SS}) / X] \cdot R \cdot (1-H) \cdot \text{TRS},$$

Donde C= DQO del influente (g/l), SS es la fracción de SS en la DQO y TRS en días.

Considerando un agua residual con una concentración de 1 g/l de DQO de la cual un 65% es SS, y suponiendo un reactor con una concentración de 15 gSSV/l. Asumiendo 100 días de TRS como mínimo para garantizar metanogénesis a 15°C, para lograr un 75% de eliminación en SS con una hidrólisis del 50%, el reactor debería operar a un TRH de 1,12 días. A partir del TRH se puede calcular el volumen del reactor según $V = \text{TRH}/Q$, siendo Q el caudal diario del influente.

El modelo de Zeeman y Lettinga (1999) muestra también que aumentando o disminuyendo la concentración de SS del influente cambiará la necesidad de TRH.

Debido a la baja hidrólisis de SS, el tratamiento anaerobio metanogénico de ARU a bajas temperaturas no está siendo reconocido como alternativa fiable por los ingenieros sanitarios. Esto explica porque la mayor parte de las aplicaciones del tratamiento anaerobio a gran escala se realizaron a temperaturas superiores a 20°C (Viera y García, 1992; Schellinkhout y Collazos, 1992; Chernicharo y Cardoso, 1999 y Florencio et al., 2001), mayoritariamente en países de clima cálido.

Por lo tanto, a temperaturas menores de 15°C, y según este modelo, se necesitan largos TRS (mayores de 100 días) y TRH para poder asegurar una hidrólisis y metanogénesis adecuada. De esta manera, cuando estas condiciones de temperaturas se mantengan durante la mayor parte del año (como ocurre en la mayor parte de Europa), un sistema en doble etapa podría resultar más eficiente que un monoetapa. Esta indicación es de especial interés cuando hay unas concentraciones muy altas de SS en el influente (apartado 1.5.3.3), puesto que la eliminación, hidrólisis y acidificación de SS se realiza en la primera etapa, tratándose eficientemente el efluente hidrolizado en la segunda etapa.

1.5.3.3.- Influencia de la carga orgánica y de los SS del influente en la operación

La aplicación de reactores anaerobios para el tratamiento de aguas residuales de baja carga está definitivamente establecida en regiones tropicales y sub-tropicales. Las aguas residuales de baja carga, como son las ARU, producen concentraciones de AGV bajas, lo que es un factor importante que afecta a la estabilidad del proceso. Esta inestabilidad puede ser evitada operando los reactores a cargas hidráulicas y orgánicas convenientes, puesto que la temperatura es lo suficientemente alta para permitir metanogénesis sin necesidad de

calentamiento. Estas condiciones hacen que el balance de energía sea completamente favorable en comparación con los sistemas convencionales aerobios (Foresti, 2001a).

Por otra parte, en condiciones de baja temperatura (menores de 20°C), la dificultad más importante es la alta concentración de SS que hay en las ARU. En general, en las ARU los SS oscilan entre 0,2-0,5 g/l, por lo tanto la relación DQOs/SSV es normalmente de 1 (ver tabla 1.3)(Mergaert et al., 1992). En condiciones de baja temperatura, los SS son hidrolizados muy lentamente. Por este motivo los SS tienden a acumularse en el reactor, disminuyendo el volumen disponible del reactor para la biomasa (lodo) activa y consecuentemente se reducen las eficacias de eliminación de la materia orgánica. Para tener un lodo anaerobio suficientemente activo es necesario tener una relación DQOs/SSV sobre 10 (Kalogo y Verstraete, 2001). Por lo tanto, existe un descenso significativo en la proporción de biomasa activa con la disminución de la relación de materia soluble sobre materia en suspensión (DQOs/SSV).

Como se indicó anteriormente, en el caso de aguas residuales de baja carga, como son las ARU, la producción de AGV es muy baja, de manera que el desarrollo de un reactor depende de la eficacia de hidrólisis de los SSV. Para el tratamiento de ARU a bajas temperaturas, la etapa hidrolítica es la etapa limitante del proceso anaerobio (Foresti, 2001a).

Por otra parte, tratando ARU brutas, conteniendo una alta cantidad de SS, el fenómeno de la granulación no aparecerá espontáneamente en un reactor operando a bajas velocidades ascensionales (< 1 m/h) (Kalogo y Verstraete, 2001). En este reactor permanecerá lodo floculento. Únicamente cuando una gran parte de los SS sean eliminados, la granulación del lodo tendrá lugar en el reactor, obteniéndose consecuentemente una mejora en el rendimiento y en la eficacia del tratamiento. En este sentido, en operaciones de reactores anaerobios tratando ARU a bajas temperaturas, se produce un descenso de la actividad metanogénica del lodo, ó pérdida de la granulación de un lodo inoculado con estas características, como observaron Ruíz et al. (1998) y Uemura y Harada (2000). La causa de este descenso o pérdida de granulación es que la biomasa está expuesta a una acumulación de SS que desgastan los gránulos e impiden el desarrollo de biomasa activa. Por otra parte, las ARU pueden contener tóxicos como metales pesados, hidrocarburos clorados, detergentes, ácidos grasos de cadena larga (ácido palmítico, esteárico, oleico, etc) que muestran toxicidad microbiana y baja biodegradabilidad en condiciones anaerobias.

El efecto de la dilución de la carga del influente en el rendimiento de un reactor anaerobio fue investigado por Van der Last y Lettinga, 1992. Operando un reactor EGSB de 120 l a 4 h de TRH y 13°C, se observó que el porcentaje de eliminación de DQOs desciende notablemente con la dilución del influente (como motivo de la pluviosidad de la zona). Las eliminaciones fueron del 50%, 42% y 20% según condiciones de clima seco (DQOt mayor de 350 mg/l), clima semiseco y clima húmedo (DQOt menor de 250 mg/l) respectivamente.

En otras investigaciones realizadas por Ruíz et al. (1999), también se observó que una reducción en la DQO y SS del influente mejoran la calidad del efluente del reactor, aunque disminuyen la eficacia del proceso (porcentaje de depuración).

El efecto de los SS en el rendimiento de depuración de reactores anaerobio fue investigado por Elmitwalli et al. (1999). En este caso se realizó el tratamiento de agua residual cruda (229 mg/l de DQOss) y agua pre-decantada (82 mg/l de DQOss) en un reactor UASB y dos reactores híbridos (uno con dos y otro con tres láminas de espuma de poliuretano

como soporte en el filtro), siendo cada uno de los tres de 3,8 l. La operación se realizó a 13°C y se utilizó lodo granular como inóculo en los tres reactores. El tratamiento del agua pre-decantada en vez del agua cruda en los reactores híbridos aumentó significativamente la eliminación de DQO coloidal y soluble en 13% y 12% respectivamente, y la eliminación de DQO coloidal en el UASB en un 13%. Esto es debido a que la hidrólisis de los SS del agua cruda produce coloides y así su eliminación es menor.

Se observa pues, la enorme importancia que representa la eliminación de la mayor parte de los SS contenidos en las ARU, cuando se opera a temperaturas inferiores a los 15°C. Como se indicó anteriormente, un sistema en doble etapa evitaría los problemas que conlleva el tratar un agua residual con alto contenido de SS (pérdida de actividad metanogénica y desintegración del lodo granular).

1.5.3.4.- Tratamiento en sistemas de doble etapa. Comparativa de costes

La elección entre un sistema monoetapa o uno en doble etapa depende de la temperatura de operación, del TRS requerido y de la concentración, eliminación e hidrólisis de SS. En la aplicación de un UASB monoetapa a bajas temperaturas (5-20°C) la hidrólisis de los SS retenidos resulta limitante en invierno, provocando un descenso de la actividad metanogénica del lodo y dando lugar a un pobre tratamiento. Para temperaturas inferiores a 15°C, es necesario TRS superiores a 100 días para retener suficiente actividad metanogénica en el reactor (Zeeman y Lettinga, 1999). Por lo tanto, a temperaturas inferiores a 20°C con un sistema en doble etapa se consigue un mejor desarrollo del proceso anaerobio (hidrólisis de SS retenidos y desarrollo de biomasa activa) a bajos TRH.

Configuración anaerobia completa de doble etapa

Existen distintas alternativas para configurar un sistema en doble etapa. Una posible configuración es utilizar como 1ª etapa un reactor de alta carga cuyo principal objetivo es la eliminación de SS, sería un reactor hidrolítico- acidogénico, y como 2ª etapa se dispone de un reactor metanogénico cuyo objetivo es la eliminación de la DQOs en metano gas. Este tipo de configuración es especialmente apropiada para el tratamiento de aguas residuales con alta concentración de SS a bajas temperaturas. Una desventaja de este sistema de doble etapa es el desarrollo de un lodo poco o nada estabilizado en la 1ª etapa, en este caso el lodo puede ser estabilizado en un digestor de lodos (Wang, 1994, Ruíz et al., 1998).

Wang (1994) investigó el pretratamiento hidrolítico (1ª etapa) seguido de un sistema anaerobio de lecho granular expandido (2ª etapa), el sistema se basó en un HUSB (UASB como reactor hidrolítico) de 200 l seguido de un EGSB de 120 l. La temperatura de operación fue de 17 y 12°C, y se operó a un TRH de 3+2 h en el HUSB y en el EGSB respectivamente. La concentración media de DQOt y SS del influente fue de 650 y 217 mg/l respectivamente. Los rendimientos del sistema se muestran en la tabla 1.17.

A bajas temperaturas el sistema ofrece ventajas significativas frente a los sistemas convencionales UASB en monoetapa, en cuanto a TRH, eficacias de eliminación, producción de gas y estabilización del lodo. Dado el bajo contenido de AGV en el efluente, se puede concluir que el sistema podría operar incluso a TRH menores, como por ejemplo a 2,5+1 h.

Tabla 1.17: Resumen de los resultados obtenidos en el sistema HUSB + EGSB por Wang, 1994

Parámetros	Reactor HUSB		Reactor EGSB		Sistema total	
T (°C)	17	11	17	12	17	12
TRH (h)	3,0		2,0		5,0	
Carga (gDQO/l.d)	5,3	4,0	4,2	3,7	-	-
Eliminación DQOt (%)	38	37	48	27	69	51
Eliminación DQOs (%)	-2,6	16	58	32	51	41
Eliminación DQOc (%)	23	39	25	16	40	24
Eliminación DQOss (%)	65	49	43	39	79	67

Por otra parte, en el sistema se obtieron eliminaciones relativamente bajas en cuanto a la DQOc y DQOs (40% y 51% respectivamente, tabla 1.17). El 80% de la DQOt del efluente del EGSB fue debida a la fracción coloidal y soluble distinta de AGV. Para mejorar el rendimiento del sistema, el reactor HUSB se combinó con un digestor de lodos operando en paralelo. De esta forma, se realizó una recirculación del manto de lodo a temperatura de 20° y 30°C y a 2 días de TRH. La operación con el digestor de lodos acoplado mejoró la estabilización del lodo y la producción de biogás, pero no reflejó una gran mejoría en la eliminación de DQO tanto en el HUSB como en el EGSB. Por lo tanto el efluente del EGSB requeriría un postratamiento para llegar a una calidad marcada por la legislación.

Basándose en los datos obtenidos, en la figura 1.9 se muestra un proceso como alternativa al tratamiento de ARU. El proceso propuesto tiene unas claras ventajas, como son los bajos costes de inversión y operacionales y el bajo consumo eléctrico comparado con los procesos convencionales aerobios de lodos activos. El ARU es tratada mayoritariamente por procesos anaerobios, lo que conlleva escaso consumo eléctrico y baja producción de lodo. El proceso total puede operar a TRH 4,5-7 horas, el cual es muy competitivo en relación a los procesos aerobios.

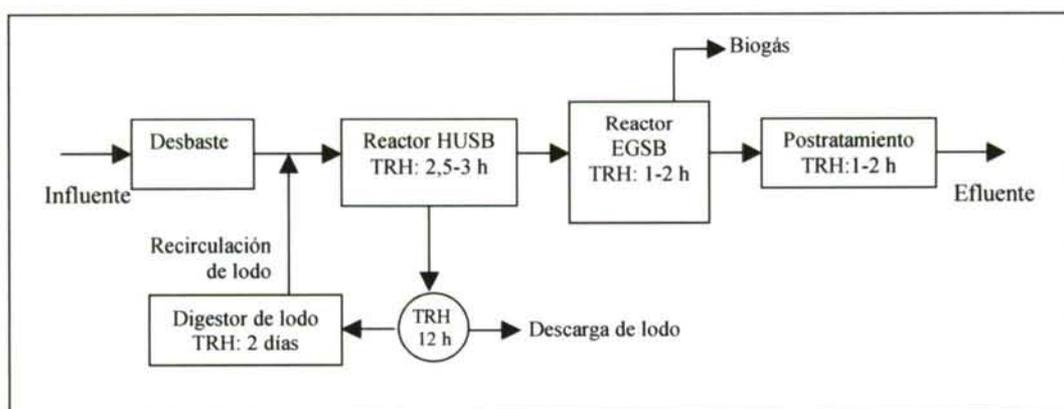


Figura 1.9: Diagrama del proceso alternativo al tratamiento de ARU (Wang, 1994)

Sayed y Fergala (1995) estudiaron la operación de un sistema en doble etapa donde, la 1ª etapa consistía en dos reactores UASB de 42 l ambos con lodo floculento, operando de una

forma alternativa, uno tratanto ARU y el otro estabilizando el lodo originado, y la 2ª etapa consistía en un UASB de 4,6 l inoculado con lodo granular. La operación se realizó a una temperatura media de 18°-20°C y la carga orgánica del ARU a tratar era de 200-700 mg/l de DQOt, con un 45-55% de DQO en forma de SS. Los rendimientos de operación se resumen en la tabla 1.18.

Tabla 1.18: Resumen de resultados de Sayed y Fergala, 1995

Parámetros	Reactor UASB 1ª etapa			Reactor UASB 2ª etapa			Proceso total		
	8	6	4	2(8)	2(6)	2(4)	10(8+2)	8(6+2)	6(4+2)
TRH									
Carga (gDQO/l.d)	1,66	2,75	1,22	4,9	6,2	1,7	-	-	-
E _{SS} (%)	84	79	70	58	58	54	93	91	86
E _{coloidal} (%)	56	45	42	8	15	29	60	53	59
E _{soluble} (%)	57	42	76	75	53	100	89	73	100
E _{total} (%)	62	61	66	40	32	46	76	74	82
M _{1ª etapa alimentada con ARU}	14,3	11,4	1,9	-	-	-	-	-	-
M _{1ª etapa digestión lodo}	21,3	20,6	28,0	-	-	-	-	-	-
M _{total}	35,6	32,0	29,9	17	20	0*	-	-	-

Eliminaciones expresadas en DQO. TRH entre paréntesis es el correspondiente al TRH de la 1ª etapa. M: metanización (%DQO_{CH4}/DQO_{eliminada}). *Metanización nula en la 2ª etapa debido a que el influente de la 2ª etapa era muy diluido.

Se observa como la mayor parte del tratamiento se realiza en la 1ª etapa y, como en el caso de Wang (1994), la eliminación de coloides es la que resulta más pobre. La producción de metano en el reactor granular (2ª etapa) resultó baja, debido al bajo contenido de materia orgánica a su entrada (efluente de 1ª etapa).

Entre otras configuraciones de procesos anaerobios de doble etapa cabe resaltar las realizadas por Chernicharo y Machado (1998) y Elmitwalli et al. (2001b).

Chernicharo y Machado (1998) investigaron el tratamiento de ARU en regiones cálidas (Brasil) en un sistema de doble etapa compuesto por un reactor UASB de 416 l seguido de dos filtros anaerobios de 102 l operando en paralelo, uno en flujo ascendente y el otro en flujo descendente. El UASB operó a TRH entre 6 y 4 horas y los filtros anaerobios entre 24 y 1,5 horas. Los rendimientos de eliminación oscilaron entre 85 y 95% tanto en DQOt como en DBO, constituyendo este sistema UASB/FA otra alternativa compacta y de bajo coste para el tratamiento de ARU.

Elmitwalli et al. (2001b) estudiaron la eliminación de SS antes del tratamiento anaerobio de ARU, concluyendo que no solo proporciona el desarrollo de un reactor estable (buena calidad del efluente en la 2ª etapa) sino que mejora la eliminación de la DQOc y la DQOs. En este caso se utilizó un filtro anaerobio (60 l) como etapa hidrolítica y un reactor híbrido (mezcla de un UASB y filtro anaerobio)(65 l, inoculado con lodo granular) como etapa metanogénica. Se operó a una temperatura de 13°C, de manera que para una óptima eliminación de DQOs y de SS fue necesario un TRH de 4+4 h y para la DQOc un TRH de 4+8 h. Un resumen de los resultados obtenidos se muestra en la tabla 1.19.

Tabla 1.19: Resultados obtenidos en el sistema UASB/FA realizado por Elmitwalli et al. (2001)

TRH (h)	Eliminaciones del sistema UASB/FA en DQO (%)					H ^a (%)	A ^b (%)	M ^c (%)
	DQOt	DQOss	DQOc	DQOs	DQO _{AGV}			
4 + 8	70,6	91,3	59,6	55,2	97	36,7	38,0	42,9
2 + 4	58,6	70,5	45,3	54,8	77,9	31,3	35,1	38,1
3 + 6	63	78,8	45,8	53,6	91,3	42,2	36,6	46,8

^a, ^b y ^c basados en DQOss+DQOc del influente, DQO_{AGV} del influente y DQOt del influente, respectivamente. H: porcentaje de hidrólisis; A: acidificación; M: metanización.

Configuración doble etapa de tratamiento físico-químico y proceso anaerobio

Otra alternativa de configurar un sistema de doble etapa es realizar como 1ª etapa del tratamiento un proceso físico químico, usando coagulantes químicos u otros reactivos para realizar la eliminación de los SS que contiene el ARU. Y posteriormente se puede utilizar alguna tecnología anaerobia para tratar el efluente libre de SS, evitando así el problema del deterioro del sistema anaerobio por el alto contenido de SS presentes en las ARU.

Kalogo y Verstraete (2000) investigaron el tratamiento de ARU con un sistema compuesto por un reactor de tanque agitado de 20 l (acoplado con un decantador de 20 l) seguido de un reactor UASB de 1,2 l. Al tanque agitado se le aplicó hasta el día 82 de operación, una dosis de FeCl₃ de 70 mg/l, siendo la óptima de entre 10 a 120 mg/l, alcanzándose una relación DQOs/SSV de 9,2. Desde el día 83 al 170 se aplicó una dosis de 24 mg/l de extracto de Moringa oleifera (siendo la dosis óptima de entre 0,2 a 32 mg/l), en este caso se consiguió una relación DQOs/SSV de 16,5. El reactor UASB fue inoculado con lodo granular, obtenido de un UASB de gran escala de una planta productora de patata. Operó a un TRH de 2,4 h en el período de dosis de FeCl₃ y 1,9 h durante la dosis de Moringa. La temperatura de operación osciló entre los 29-30°C. Los resultados de eliminación fueron del 77% (50+54 en tanque agitado y UASB respectivamente), 66% (24+55) y 88% (75+51) en DQOt, DQOs y SS respectivamente, durante el período de FeCl₃. Durante el período de Moringa oleifera fueron del 63%, 33% y 90% en DQOt, DQOs y SS respectivamente, hay que indicar que la dosis de moringa provocaba un aumento considerable de la DQOs. Hay que resaltar que la actividad metanogénica del lodo al final del 1º período (FeCl₃) era igual que la del lodo granular inoculado, e incluso había aumentado ligeramente al final del 2º período (Moringa), indicando que las bacterias metanogénicas estuvieron activas durante todo el tratamiento.

Por otra parte, Kalogo et al. (2001) demostraron que el uso de Moringa oleifera reduce la puesta en marcha de un reactor UASB no inoculado, aumenta la actividad acidogénica y metanogénica por un factor de 2,4-2,2, aumenta la producción de biogás en un factor de 1,6 y favorece la agregación de núcleos bacterianos, precursores de la formación de gránulos. El estudio se llevó a cabo en un UASB de 2,3 l a 4 horas de TRH y 29°C de temperatura.

Configuración doble etapa de tratamiento anaerobio y tratamiento aerobio

Otra forma de configurar sistemas en doble etapa es utilizar el pretratamiento anaerobio seguido de alguna tecnología aerobia. De esta forma se aprovechan las ventajas de cada una de las dos alternativas y se complementan las desventajas respectivas de cada una de ellas (tabla 1.9).

Este tipo de configuraciones fueron estudiadas por Von Sperling et al. (2001), los cuáles investigaron un sistema de doble etapa a escala piloto configurado por un UASB seguido por un sistema de lodos activos. Gonçalves et al. (1999) estudiaron el tratamiento de ARU en un sistema formado por un UASB seguido de biofiltros sumergidos aireados, y realizaron una comparación de este sistema con el sistema convencional de decantación primaria, biofiltros y decantación secundaria. Chernicharo y Nascimento (2001) operaron un sistema a escala piloto formado por un reactor UASB seguido de un filtro percolador.

En la mayoría de estos sistemas la mayor parte del tratamiento se realizó en el proceso anaerobio, actuando el proceso aerobio como un postratamiento para garantizar una determinada calidad del efluente obtenido. De esta manera, se obtiene un ahorro energético significativo y una escasa producción de lodo, puesto que el lodo originado en el proceso aerobio puede ser estabilizado en el reactor anaerobio.

Otra posible alternativa como postratamiento de un efluente anaerobio pueden ser las zonas húmedas (Sousa et al., 2001), que son zonas construidas o naturales de especies vegetales que proporcionan un tratamiento eficaz de efluentes contaminantes, con un mínimo coste de mantenimiento una vez realizada la etapa de implantación.

Sousa et al. (2001) investigaron el postratamiento del efluente de un UASB tratando ARU cruda a 5 h de TRH, en 4 unidades de zonas húmedas con gravilla como medio y a diferentes cargas hidráulicas. Durante 12 meses de operación, se consiguieron eliminaciones de materia orgánica en torno a 79-85% y 48-71% en cuanto a DQOt y DQOss, respectivamente. La eliminación de coliformes fecales fue muy alta (99%), así como la eliminación de fósforo (90%), mientras que el nitrógeno se eliminó parcialmente (45-70% de eliminación de amonio). Los resultados experimentales mostraron claramente la viabilidad técnica de los humedales para el tratamiento de ARU después de un pretratamiento en un reactor UASB.

Otras investigaciones (González et al., 2001), demuestran que las zonas húmedas constituyen una alternativa económica y eficaz en el tratamiento de ARU diluidas. González et al. 2001 trataron ARU de 156, 83 y 164 mg/l de DQOt, DBO y SS, respectivamente, en humedales construidos a distintos flujos y vegetación. Se obtuvieron eliminaciones de 80-90%, 82-98%, 70-98% y hasta el 99% en materia en suspensión, materia orgánica, nutrientes y en desinfección bacteriana, respectivamente. Hay que indicar que previa entrada a los humedales, el influente se trataba en una laguna a 24 horas de TRH (como tratamiento primario). Por lo tanto, el uso de zonas húmedas para el tratamiento de un efluente anaerobio es muy recomendado.

De esta forma, consideramos que las zonas húmedas es el tipo de tratamiento más adecuado para utilizar como postratamiento de un efluente anaerobio en el diagrama de planta de tratamiento de ARU expuesto por Wang (1994), mostrado en la figura 1.9.

Comparativa de Costes

En la tabla 1.20 se muestra una comparación de los costes de inversión de cuatro alternativas de tratamiento (detalles de las alternativas indicados por Hoffmann et al., 2002). La planta convencional de lodos activos es un 35% más cara que las demás alternativas. Esto es debido al gran volumen necesario para el tratamiento aerobio de toda la carga orgánica, puesto que el tratamiento anaerobio ofrece una eliminación inicial del 70% de la carga orgánica aproximadamente. Los otros procesos tienen más o menos el mismo coste de inversión, presentando una ligera ventaja la combinación UASB-filtro percolador. Los costes para la combinación UASB-zonas húmedas (sistemas vegetales basados en el terreno) dependen mucho de las condiciones de la zona (coste del terreno).

Tabla 1.20: Comparación de costes de inversión de 4 alternativas para el tratamiento del efluente de una población equivalente a 20000 habitantes (costes en \$ americanos)(Hoffmann et al., 2002)

	Planta de lodos activos	UASB + lodos activos	UASB + filtro percolador	UASB+ humedal
Construcción civil	383.086	257.855	331.784	370.968
Equipamiento adicional	101.653	107.573	94.505	152.40
Equipamiento técnico	318.679	222.160	158.578	89.013
Aspectos generales	35.429	33.314	33.733	32.451
Costes totales	838.847	620.901	618.600	644.833
Coste por h.e.	42	31	31	32

Una ventaja que no se indicó en los costes es la simplicidad en la construcción y en la operación de las alternativas de UASB + filtro percolador o sistemas de zonas húmedas. Esta es una ventaja que es importante para el correcto funcionamiento de los sistemas de tratamiento.

Comparando aspectos operacionales, éstos pueden variar de una región a otra. Por lo tanto, los costes se expresan junto con datos operacionales básicos en la tabla 1.21. Parámetros específicos son el consumo de energía, la producción de lodo, el número de operadores necesarios y los costes de mantenimiento técnico. Los costes de mantenimiento técnico fueron calculados con el 2% por año de los costes de equipamiento técnico (tabla 1.21). Bajo circunstancias de Brasil (lugar del estudio), el proceso de costes operacionales más bajo es el sistema UASB-humedal. Esto es debido a los bajos consumos energéticos (3-8% de la energía necesaria por una planta convencional de lodos activos -tabla 1.21-) y los bajos costes por equipamiento técnico. La producción de lodo es también baja, puesto que el proceso solo produce lodo primario en el UASB.

Hay que indicar que las tres alternativas con pretratamiento anaerobio presentan desventaja en cuanto a eliminación de nitrógeno. Especialmente, las dos soluciones con bajo consumo energético y de construcción sencilla, que son el UASB en combinación con filtros percoladores o zonas húmedas construidas, no pueden ser aplicadas en casos donde se requiera eliminación de nitrógeno.

En estos casos, la solución recomendada es el UASB en combinación con el proceso de lodos activos y la adición de una fuente de carbono externa. La diferencia en costes de inversión entre las dos posibles soluciones (planta convencional de lodos activos o UASB en combinación con lodos activos) para la eliminación de nitrógeno, muestra, que los costes adicionales por la fuente externa de carbón y un reactor adicional podrían ser absorbidos por la solución con pretratamiento anaerobio. De acuerdo con los resultados presentados por Hoffmann et al. (2002), un bypass de 30% de ARU cruda, como es recomendado por Van Haandel y Lettinga (1994), sería insuficiente para una buena eliminación de nitrógeno.

Tabla 1.21: Comparación de datos operacionales básicos y costes operacionales de las 4 alternativas (Hoffmann et al., 2002)(incluyendo un 30% de reducción de la masa total por digestión del lodo)

	Planta de lodos activos	UASB + lodos activos	UASB + filtro percolador	UASB + humedal
Consumo energético (kWh/h.e.año)	36	16	3	1
Producción de lodo (kg/h.e.año)	13,1	8,1	8,1	5,9
Operarios	2,5	3,5	2,5	2,3
Costes operacionales (USAS)	66.592	38.463	38.463	10.784
USAS\$/h.e.año	3,3	1,9	0,9	0,5

Cabe resaltar que en países en vía de desarrollo, donde los recursos económicos son muy escasos, las soluciones de baja energía (UASB-filtro percolador y UASB-zona húmedas) tienen preferencia ante las soluciones con eliminación de nitrógeno.

1.6.- REFERENCIAS

- Alaerts, G.J.; Veenstra, S.; Bentvelsen, M y van Duijl, L.A. (1993). "Feasibility of anaerobic sewage treatment in sanitaria strategies in developing Countries". *Water Science and Technology*, 27 (1), 179-186.
- Alaerts, G. (1995). "Wastewater treatment". "Tratamiento de Aguas Residuales", presentado en "Curso-Taller Internacional sobre Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales", 13 de febrero-17 de marzo de 1995. Universidad del Valle, Santiago de Cali, Colombia.
- "Anaerobic Trends". *Water Quality International (WQI)*. July/August 1997, 31-33.
- Arsov, R.; Ribarova, I.; Nikolov, N.; Mihailov, G.; Topalova, Y. y Khoundary, E. (1999). "Two-phase anaerobic technology for domestic wastewater treatment at ambient temperature". *Water Science and Technology*, 39 (8), 115-122.
- Azbar, N.; Ursillo, P. y Speece, R. (2001). " Effect of process configuration and substrate complexity on the performance of anaerobic process". *Water Research*, 35 (3), 817-829.

- Behling, E.; Diaz, A.; Colina, G.; Herrera, M; Gutierrez, E.; Chacin, E.; Fernandez, N. y Forster, C.F. (1997). "Domestic wastewater treatment using a UASB reactor". *Bioresource Technology*, 61, 239-245.
- Bodik, I.; Herdová, B. y Drtil, M. (2000). "Anaerobic treatment of the municipal wastewater under psychrophilic conditions". *Bioprocess Engineering*, 22, 385-390.
- Chernicharo, C.A. y Machado, R.M. (1998) "Feasibility of the UASB/AF system for domestic sewage treatment in developing countries". *Water Science and Technology*, 38 (8-9), 325-332.
- Chernicharo, C.A. y Cardoso, M.R. (1999). "Development and evaluation of a partitioned upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor for the treatment of domestic sewage from small villages". *Water Science and Technology*, 40 (8), 107-113.
- Chernicharo, C.A. y Nascimento, M.C. (2001). "Feasibility of a pilot-scale UASB/trickling filter system for domestic sewage treatment". *Water Science and Technology*, 44 (4), 221-228.
- Collins, A.G.; Theis, T.L.; Members, ASCE; Kilambi, S.; He, L. y Pavlostathis, S.G. (1998). "Anaerobic treatment of low-strength domestic wastewater using an anaerobic expanded bed reactor". *Journal of Environmental Engineering*, 124 (7), 642-659.
- Council of Europe (1991). "Council Directive (DIR 91/271/CE) on Domestic Wastewater Treatment". D.O.C.E., 1.135/40, 30 May, (1991).
- Derycke, D. y Verstraete, W. (1986). "Anaerobic treatment of domestic wastewater in a lab. and pilot scale polyurethane carrier reactor". *Proceed. of Anaerobic Treatment a grown-up Technology*, Amsterdam, The Netherlands, 437-450.
- Dinsdale, R.; Hawkes, F. y Hawkes, D. (2000). "Anaerobic digestion of short chain organic acids in an expanded granular sludge bed reactor". *Water Research*, 34 (9), 2433-2438.
- El-Gohary, F. y Nasr, F. (1999). "Cost-effective pre-treatment of wastewater". *Water Science and Technology*, 39 (5), 97-103.
- Elmitwalli, T.; Zandvoort, M.H.; Zeeman, G.; Brunning, H. y Lettinga, G. (1999). "Low temperature treatment of domestic sewage in upflow anaerobic sludge blanket and anaerobic hybrid reactors". *Water Science and Technology*, 39 (5), 177-185.
- Elmitwalli, T.; Soellner, J.; De Keizer, A.; Bruning, H.; Zeeman, G. y Lettinga, G. (2001a) "Biodegradability and change of physical characteristics of domestic sewage". *Water Research*, 35 (5), 1311-1317.
- Elmitwalli, T.; Zeeman, G. y Lettinga, G. (2001b). "Anaerobic treatment of domestic sewage at low temperature". *Water Science and Technology*, 44 (4), 33-40.
- Florencio, L.; Kato, M.T. y Morais, J.C. (2001). "Domestic sewage treatment in full-scale UASBB plant at Mangueira, Recife, Pernambuco". *Water Science and Technology*, 44 (4), 71-77.

- Foresti, E. (2001a). "Anaerobic treatment of domestic sewage: established technologies and perspectives". Proceed. of the 9th Int. Symp. on Anaerobic Digestion, Antwerp, 2-7 September, 37-42.
- Foresti, E. (2001b). "Perspectives on anaerobic treatment in developing countries". Water Science and Technology, 44 (8), 141-148.
- Frankin, R.J. (2001). "Full-Scale experiences with anaerobic treatment of industrial wastewater". Water Science and Technology, 44 (8), 1-6.
- Gijzen, H.J. (2001). "Anaerobes, aerobes and phototrophs: A winning team for wastewater management". Water Science and Technology, 44 (8), 123-132.
- Gijzen, H.J. (2003a). "Sewage management in the city of the future". Lecture of International Anaerobic sewage course, IHE Delft and Wageningen Agricultural University, The Netherlands, 19-23 May 2003.
- Gijzen, H.J. (2003b). "Duckweed based wastewater treatment and aquaculture". Lecture of International Anaerobic sewage course, IHE Delft and Agricultural University of Wageningen, The Netherlands, 19-23 May 2003.
- Grin, P.C.; Roersma, R. y Lettinga, G. (1983). "Anaerobic treatment of raw sewage at low temperatures". Proceed. of European Symp. Anaerobic Wastewater Treatment, Noordwijkerhout, The Netherlands, 335-347.
- Gonçalves, R.F.; Charlier, A.C. y Sammut, F. (1994). "Primary fermentation of soluble and particulate organic matter for wastewater treatment". Water Science and Technology, 30 (6) 53-62.
- Gonçalves, R.F.; Araújo, V.L. de y Bof, V.S. (1999). "Combining upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors and submerged aerated biofilters for secondary domestic wastewater treatment". Water Science and Technology, 40 (8), 71-79.
- González, J.M.; Ansola, G. y Luis, E. (2001). "Experimental results on constructed wetland pilot system". Water Science and Technology, 44 (11), 387-392.
- Granadipathy, A. y Polprasert, C. (1993). "Treatment of a domestic wastewater with UASB reactor". Water Science and Technology, 27 (1), 195-203.
- Harper, S.P. y Pohland, F.G. (1986). "Recent developments in hydrogen management during anaerobic biological wastewater treatment". Biotechnology and Bioengineering, 28, 585-602.
- Henze, M. y Harremoës, P. (1983). "Anaerobic treatment of wastewater in fixed film reactors" – a literature review. Water Science and Technology, 15, 1-101.
- Henze, M.; Harremoës, P.; La Cour Jansen, J. E y Arvin, E. (2000). "Wastewater treatment: biological and chemical processes. 3^a ed., Springer- Verlag, Berlín.

- Henze, M. y Ledin, A. (2001). "Types, characteristics and quantities of classic, combined domestic wastewaters". En "Decentralised Sanitation and Reuse. Concepts, systems and implementation". Integrated Environmental Technology Series. IWA Publishing, 57-72.
- Hoffmann, H.; Platzer, C.; Heppeler, D.; Barjenbruch, M.; Tränckner, J. y Belli, P. (2002). "Combination of anaerobic treatment and nutrient removal of wastewater in Brazil". Proceed. of the 3th Water World Congress. Melbourne, 9-12 April.
- Jewell, W. J. (1987). "Anaerobic sewage treatment". Environmental Science and Technology, 21 (1), 14-21.
- Kalker, T.J.; Maas, J.A. y Zwaag, R.R. (1999). "Transfer and acceptance of UASB technology for domestic wastewater: two case studies". Water Science and Technology, 39 (5), 219-225.
- Kalogo, Y. y Verstraete (2000). "Technical feasibility of the treatment of domestic wastewater by a CEPS-UASB system". Environmental Technology, 21, 55-65.
- Kalogo, Y. y Verstraete (2001). "Potentials of anaerobic treatment of domestic sewage under temperate climate conditions". En "Decentralised sanitation and reuse. Concepts, systems and implementation". Integrated Environmental Technology Series. IWA Publishing, 181-204.
- Kalogo, Y.; Bouche, J.H. y Verstraete, W. (2001). "Physical and biological performance of self-inoculated UASB reactor treating raw domestic sewage". Journal of Environmental Engineering, 127 (2), 179-183.
- Kato, M.T.; Field, J.A.; Versteeg, P. y Lettinga, G. (1994). "Feasibility of expanded granular sludge bed reactors for the anaerobic treatment of low-strength soluble wastewater". Biotechnology and Bioengineering, 44, 469-479.
- Lema, J.M.; Méndez, R. y Soto, M. (Enero 1992). "Bases cinéticas y microbiológicas en el diseño de digestores anaerobios". Ingeniería Química, 191-201.
- Lettinga, G.; Roersma, R.; Grin, P. Zeeuw, W. de; Hulshoff, P.; Velsen, L. van; Hombma, S. y Zeeman G. (1981). "Anaerobic treatment of sewage at low strength wastewater". Proceed. of 2nd Int. Symp. On Anaerobic Digestion, Travemunde, 271-291.
- Lettinga, G.; Hombma, L.; Hulshoff, L.; de Zeeuw, W.; De Jong, P.; Grin, P. y Roersma, R. (1983). "Design operation and economic of anaerobic treatment". Water Science and Technology, 15, 177-195.
- Lettinga, G. y Hulshoff Pol, L. (1986). "Advanced reactor design, operation and economy". Water Science and Technology, 18 (12), 99-108.
- Lettinga, G.; de Man, A.; Van der Last, A.R.M.; Wiegant, W.; Van Knippenberg, K.; Frijns, J. y Van Buuren, J.C.L. (1993). "Anaerobic treatment of domestic sewage and wastewater". Water Science and Technology, 27 (9), 67-73.

- Lettinga, G. y Hulshoff, P. (1995). "Anaerobic wastewater treatment technology with emphasis to upflow anaerobic sludge bed (UASB) reactor systems", Tecnología de Reactores Anaerobios. Presentado en "Curso-Taller Internacional sobre Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales", 13 de febrero-17 marzo de 1995. Universidad del Valle, Santiago de Cali, Colombia.
- Lettinga G. (2001). "Digestion and degradation, air for life". *Water Science and Technology*, 44 (8), 157-176.
- Ligeró, P.; Vega, A. y Soto, M. (2001a). "Pre-treatment of urban wastewaters in a hydrolytic up flow digester. *Water SA*, 27 (3), 1-6.
- Ligeró, P.; Vega, A. Y Soto, M. (2001b). "Influence of HRT (hydraulic retention time) and SRT (solid retention time) on the hydrolytic pre-treatment of urban wastewater". *Water Science and Technology*, 44 (4), 7-14.
- Ligeró, P. (2001c). "Hidrólise e granulación no tratamento anaerobio de augas residuais urbanas". Tesis Doctoral. Departamento Química Física e Enxeñaría Química I. Universidade da Coruña.
- Ligeró, P. y Soto, M. (2002). "Sludge granulation during anaerobic treatment of pre-hydrolysed domestic wastewater". *Water SA*, 28 (3), 307-311.
- Maharaj, I. y Elefsiniotis, P. (2001). "The role of TRH and low temperature on the acid-phase anaerobic digestion of municipal and industrial wastewaters". *Bioresource Technology*, 76, 191-197.
- Man, A.W. de; Grin, P.C.; Roersma, R.; Grolle, K.C. y Lettinga, G. (1986). "Anaerobic treatment of sewage at low temperatures". *Proceed. of Anaerobic Treatment a grown-up Technology*, Amsterdam, The Netherlands, 451-466.
- Man, A.W. de; Rijs, G.B.; Lettinga, G. y Starckenburg, W. (1988). "Anaerobic treatment of sewage using a granular sludge bed UASB reactor". *Proceed. of 5th Int. Symp. On Anarobic Digestion*, Bologna, Italy, 735-738.
- Méndez, D. (2002). "Biodegradación anaerobia de compuestos tóxicos en aguas residuales industriales". Tesis Doctoral. Departamento de Ingeniería Química. Universidad de Santiago de Compostela.
- Mergaert, K.; Vanderhaegen, B. y Verstraete, W. (1992). "Applicability and trends of anaerobic pretreatment of municipal wastewater". *Water Research*, 26, 1025-1033.
- Metcalf & Eddy (1995). "Ingeniería de aguas residuales, tratamiento, vertido y reutilización". Volumen II, 4ª. Edición, Edit. MacGraw-Hill, España.
- Miron, Y.; Zeeman, G.; Van Lier, J.B. y Lettinga, G. (2000). "The role of sludge retention time in the hidrolisis and acidification of lipids, carbohydrates and proteins during digestion of primary sludge in CSTR systems". *Water Research*, 34 (5), 1705-1713.

- Monroy, O.; Noyola, A.; Raminez, F. y Guiot, J.P. (1988). "Anaerobic digestion of water hyacinth as a highly efficient treatment process for developing countries". Proceed. of 5th Int. Symp. on Anaerobic Digestion, Bologna, Italy, 747-757.
- Otterpohl, R. (2001). "Design of highly efficient source control sanitation and practical experiences". En "Decentralised sanitation and reuse. Concepts, systems and implementation". Integrated Environmental Technology Series. IWA Publishing, 164-180.
- Peña, M. y Valencia, E. (1998). "Reuso e irrigación de aguas residuales domésticas tratadas: una alternativa sostenible para el manejo integral del recurso hídrico". Presentado en "Seminario-Taller saneamiento básico y sostenibilidad", Agua y sostenibilidad, 1-12 de Junio de 1998. Universidad del Valle, Santiago de Cali, Colombia.
- Rebac, S.; Van Lier, J.B.; Lens, P.; Stams, A.J.; Dekkers, F.; Swinkels, K.T. y Lettinga, G. (1999). "Psychrophilic anaerobic treatment of low strength wastewater". Water Science and Technology, 39 (5), 203-210.
- Rodríguez Flores, R.G. (1997). "Desarrollo de tecnología UASB de doble etapa (UASB-DE)- Tratamiento anaerobio de agua residual urbana". Tesis doctoral. Departamento de Ingeniería Química. Universidad de Valladolid.
- Ruiz, I.; Soto, M.; Veiga, M.C.; Ligeró, P. Vega, A. y Blázquez, R. (1998). "Performance of and biomass characterisation in a UASB reactor treating domestic wastewater at ambient temperature". Water SA, 24 (3), 215-221.
- Ruíz, I.; Suarez, M.; Vega, A.; Blázquez, R. y Soto, M. (Enero 1999). "Evaluación de digestores anaerobios de lecho de lodos UASB". Ingeniería Química. 147-154.
- Sanz, I. y Fdz-Polanco, F. (1990). "Low temperature treatment of municipal sewage in anaerobic fluidized bed reactors". Water Science and Technology, 24 (4), 463-469.
- Sayed, S. y Fergala, M.A (1995). "Two- Stage UASB concept for treatment of domestic sewage including sludge stabilization process". Water Science and Technology, 32 (11), 55-63.
- Schelinkhout, A. y Collazos, C.J. (1992). "Full-scale application of the UASB technology for sewage treatment". Water Science and Technology, 25 (7), 159-166.
- Schelinkhout, A., (1993). "UASB technology for sewage treatment: experience with a full scale plant and its applicability in Egypt". Water Science and Technology, 27 (9), 173-180.
- Seghezzi, L.; Zeeman, G.; Van Lier, J.B.; Hamelers, H.V.M. y Lettinga, G. (1998). "A review: The anaerobic treatment of sewage in UASB and EGSB reactores". Bioresource Technology, 65, 175-190.
- Singh, K.S. y Viraraghavan, T. (1999). "Performance of a UASB reactor at 6 to 32°C in municipal wastewater treatment". Water Quality Research, 35 (1), 113-124.

- Soto, M. (1994). "Tratamiento de augas residuais". En "Os Resíduos na Galiza. Impacto ambiental e alternativas de tratamento". Edit. Bahía, A Coruña, 135-197.
- Sousa, J.T.; Van Haandel, A.C. y Guimarães, A.A. (2001). "Post-treatment of anaerobic effluents in constructed wetland systems". *Water Science and Technology*, 44 (4), 213-219.
- Uemura, S. y Harada, H. (2000). "Treatment of sewage by a UASB reactor under moderate to low temperature conditions". *Bioresource Technology*, 72 (3), 275-282.
- Van der Last, A.R. y Lettinga G. (1992). "Anaerobic treatment of domestic sewage under moderate climatic (Duth) conditions using upflow reactors at increased superficial velocities". *Water Science and Technology*, 25 (2), 167-178.
- Van Haandel, A y Lettinga, G. (1994). "Tratamento anaerobio de esgotos – Um Manual para regioes de clima quente". EpGraf, Campina Grande – PB, Brasil.
- Van Lier, J.B.; Rebac, S. y Lettinga, G. (1997). "High-rate anaerobic wastewater treatment under psychrophilic and thermophilic conditions". *Water Science and Technology*, 35 (10), 199-206.
- Vieira, S.M. y Souza, M.E. (1986). " Development of technology for the use of the UASB reactor in domestic sewage treatment". *Water Science and Technology*, 18 (12), 109-121.
- Vieira, S.M. y García, A.D. (1992). "Sewage treatment by UASB reactor. Operation results and recommendations for design and utilization". *Water Science and Technology*, 25 (7), 143-157.
- Vieira, S.M.; Carvalho, J .L.; Barijan, F.P. y Rech, C.M. (1994). "Application of the UASB technology for sewage treatment in a small community at Sumare, Sao Paulo State". *Water Science and Technology*, 30 (12), 203-210.
- Von Sperling, M.; Freire, V.H. y Chernicharo, C.A. (2001). "Performance evaluation of a UASB- activated sludge system treating municipal wastewater". *Water Science and Technology*, 43 (11), 323-328.
- Wang, K. (1994). "Integrated anaerobic and aerobic treatment of sewage". Tesis Doctoral, Departamento de Biotecnología, Universidad de Wageningen, Holanda.
- Wilderer, P.A. (2001). "Decentralized versus centralized wastewater management". En "Decentralised Sanitation and Reuse. Concepts, systems and implementation". *Integrated Enviromental Technology Series*. IWA Publishing, 39-54.
- Zeeman, G. y Lettinga, G. (1999). "The role of anaerobic digestion of domestic sewage in closing the water and nutrient cycle at community level". *Water Science and Technology*, 39 (5), 187-194.
- Zeeman, G. (2003). "The role of anaerobic treatment at community and house on-site treatment of domestic-waste(water)". Lecture of International Anaerobic sewage course,

IHE Delft and Agricultural University of Wageningen, The Netherlands, 19-23 May 2003.

- Zehnder, A.J. y Stum, W. (1988). "Geochemistry and biogeochemistry of anaerobic Habitats". En "Biology of Anaerobic Microorganisms", Wiley, New York, 1-38.

CAPÍTULO 2

MATERIAL Y MÉTODOS

2.- MATERIAL Y MÉTODOS

2.1.- DETERMINACIONES ANALITICAS

2.1.1.- Determinación de pH

Para la determinación de pH se ha utilizado un medidor pH/mV Crison MicropHmetro 2002 con compensación de temperatura. Realizándose diariamente calibrados con soluciones tampón de pH 4,00 y 7,00 a 20 °C.

2.1.2.- Determinación de sólidos

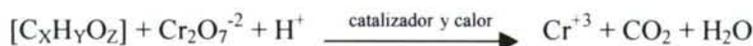
Los sólidos totales engloban a los sólidos totales en suspensión, ó porción de sólidos totales retenidos por un filtro, y los sólidos disueltos totales ó porción que atraviesa el filtro.

Los sólidos volátiles son aquellos que, habiendo sido determinados como sólidos totales por evaporación de la muestra a 105°C (usando una estufa), se pierden en el calcinado de la muestra a 550°C (usando una mufla). Aunque la determinación de sólidos volátiles no distingue exactamente entre materia orgánica e inorgánica porque la pérdida de peso por ignición no se limita al material orgánico, sino que incluye también pérdida por descomposición o volatilización de algunas sales minerales, generalmente se considera que la mayor parte de los sólidos volátiles son de naturaleza orgánica.

Los sólidos se determinaron según el método descrito en Standard Methods (1995). Hablamos siempre de SST y SSV, sólidos en suspensión totales y sólidos en suspensión volátiles respectivamente. Se filtra un volumen conocido de la muestra sobre filtros de fibra de vidrio de 4,7 cm de diámetro y de 1,2 micras de poro previamente calcinados y pesados (4,4 micras de poro en el caso de la determinación de sólidos del manto de lodo de los reactores anaerobios investigados). Después de secarlos durante dos horas en la estufa a 105°C, por diferencia de pesada se calculan los SST. Para la determinación de los SSV se calcina el filtro durante media hora a 550 °C, y se calcula la pérdida de peso, obteniéndose así los SSV.

2.1.3.- Determinación de DQO

La demanda química de oxígeno (DQO) es uno de los parámetros más utilizados para cuantificar el contenido en materia orgánica de las aguas residuales, expresado como equivalentes de oxígeno. La cantidad de oxígeno necesaria para oxidar la materia orgánica contenida en un agua se mide utilizando un agente oxidante fuerte (dicromato potásico), en medio ácido. El ensayo debe realizarse a temperatura elevada (148°C). Para facilitar la oxidación de ciertas clases de compuestos orgánicos se necesita un catalizador (sulfato de plata). Puesto que algunos compuestos inorgánicos interfieren en el ensayo (haluros, nitritos), se tendrá cuidado en eliminarlos previamente. La reacción principal, utilizando dicromato como agente oxidante, puede representarse de un modo general por la siguiente ecuación:



La DQO se determinó utilizando el método semi-micro descrito en Standard Methods, 1995. Se oxida la muestra con dicromato potásico en medio ácido, con ácido sulfúrico, durante dos horas a 150 °C (usando un digestor de DQO) utilizando como catalizador sulfato de plata, y sulfato de mercurio para eliminar posibles interferencias de cloruros. Después de la digestión se valora el dicromato potásico en exceso con sulfato ferroso amónico (FAS). Junto con las muestras se prepara un blanco de referencia con agua destilada.

El sulfato ferroso amónico se valora con un patrón de dicromato potásico semanalmente puesto que su concentración varía con el tiempo.

La DQO soluble se hace de igual forma que la DQO total pero previamente la muestra se filtra sobre un filtro de fibra de vidrio de 1,2 micras de poro.

2.1.4.- Determinación de DBO

La demanda de oxígeno de las aguas residuales es resultado de tres tipos de materiales: a) compuestos orgánicos carbónicos, utilizables como fuente de alimentación por organismos aerobios; b) compuestos químicos reductores (ion ferroso, sulfito, sulfuro) y c) nitrógeno oxidable, derivado de la presencia de nitritos, amoníaco, y en general compuestos orgánicos nitrogenados que sirven como alimento para bacterias específicas (Nitrosomonas y Nitrobacter). Este tipo de oxidación (nitrificación) se puede llegar a evitar mediante la adición de un inhibidor químico (tiourea, azul de metileno, etc). En el período de determinar la DBO, los organismos capaces de llevar a cabo la nitrificación no se encuentran en cantidad suficiente para que su demanda sea significativa.

La demanda bioquímica de oxígeno (DBO) se usa como una medida de la cantidad de oxígeno requerido para la oxidación de la materia orgánica biodegradable presente en la muestra de agua y como resultado de la acción de oxidación bioquímica aerobia. En la práctica la DBO se refiere a 5 días, por lo cual se conoce como DBO₅.

Se han utilizado dos métodos para determinar la DBO₅: - Método respirométrico (manométrico) (método incluido en la 20th edición del Standard Methods) y - Método Oxitop[®].

Método respirométrico (manométrico)

Se incuba la muestra en un recinto hermético, manteniéndose constantemente agitada en presencia de una atmósfera de aire. Se controlan los cambios gaseosos, eliminando el CO₂ que se produce y midiendo el consumo de aire. Se puede registrar bien sea una depresión o bien la cantidad de oxígeno que se suministra para restablecer la presión inicial. Con este método puede trazarse una curva de consumo de oxígeno en función del tiempo.

Una muestra específica de agua residual se introduce en una de las botellas que están conectadas a un manómetro de mercurio sellado por una cara. Sobre la muestra en la botella se encuentra una cantidad de aire que contiene aproximadamente un 21% de oxígeno.

En el curso del análisis las bacterias consumen el oxígeno disuelto en la muestra que es continuamente reemplazado por oxígeno nuevo procedente del volumen gaseoso de la muestra.

La oxidación de las sustancias orgánicas conduce a la formación de CO₂ que se desplaza al área gaseosa, rompiéndose entonces el equilibrio gaseoso, moderado por la reacción química, con una pequeña cantidad de sosa introducida en el tapón de la botella, lo que produce una bajada de presión en la botella y se registra en el manómetro. El respectivo valor de DBO es leído en mg/l. En el transcurso del análisis (5 días) la muestra se agita continuamente con agitadores magnéticos, lo que asegura un intercambio constante de gas.

Se debe tener en cuenta que la DBO de una muestra depende de su contenido en sustancias orgánicas. La escala de unidades está diseñada para un rango medio de 0-350 mg/l. Sin embargo, cambiando la cantidad de muestra, es posible ajustar el rango de medida a lo requerido (tabla 2.1). Se suele estimar una DBO que suele ser algo menos de la mitad de la DQO.

En caso de necesitar agua de dilución, esta se prepara añadiendo 1 ml de las siguientes disoluciones por cada litro de agua destilada y se debe guardar a una temperatura lo más cercana a 20 °C:

- Disolución amortiguadora de fosfatos.
- Disolución de sulfato de magnesio.
- Disolución de cloruro férrico.
- Disolución cloruro cálcico.

Los materiales usados en este método son: - Conjunto agitador, - Manómetro de mercurio con columnas de lectura en la parte frontal del aparato, - Botella de vidrio color ámbar de 500 ml, - Agitadores magnéticos, - Contenedor de álcali, tapón y conexión del tubo de goma, - Incubadora a 20 °C.

Tabla 2.1: Volumen de muestra necesario para un valor estimado de DBO

Rango de medida	ml de muestra	Factor de corrección
0-35 mg/l	428 ml	1
0-70 mg/l	360 ml	2
0-175 mg/l	244 ml	5
0-350 mg/l	157 ml	10
0-700 mg/l	94 ml	20
0-1400 mg/l	57 ml	40

Por último el valor de DBO se calcula de la siguiente forma:

$$\text{Valor leído al 5º día} \times \text{factor de corrección} = \text{DBO}_5 \text{ (mg/l)}$$

Método Oxitop®

El método Oxitop® es básicamente igual al descrito anteriormente, pero en este caso se utiliza un sistema distinto al manómetro de mercurio para cuantificar la caída de presión en la botella de la muestra a analizar.

La forma de preparar la analítica es igual en el caso anterior, pero el sistema empleado para determinar la caída de presión es el Oxitop®, un sistema digital, que se enrosca en la botella de vidrio. Al cabo de cinco días, se multiplica la lectura que se indica en el Oxitop® por el factor de corrección utilizado (tabla 2.1), obteniendo el valor de DBO en mg/l.

2.1.5.- Determinación de grasas en lodos

El método empleado para la determinación de grasas consistió en una extracción líquido-líquido con éter de petróleo de un determinado volumen de muestra.

Primeramente se prepara un lodo de concentración conocida a partir del lodo del cuál queremos saber la cantidad de grasas (en nuestro caso se preparó un lodo de 1 g/l). De esta muestra preparada se toma un volumen conocido (500ml) y se baja el pH a un valor inferior a 2, posteriormente se lleva a un embudo de decantación. Se añaden 30 ml de éter de petróleo y se agita fuertemente. Se deja reposar y una vez separada la fase acuosa de la orgánica, se recoge ésta última en un balón previamente pesado. Se realizan 2 extracciones más (con 30 ml de éter cada una) y se toman las fases orgánicas en el balón pesado. Posteriormente, se realiza una filtración y lavado con éter de petróleo de las emulsiones que se pudieron haber formado en la fase orgánica. A la disolución orgánica filtrada se le añade un par de cucharadas de sulfato sódico anhidro (para eliminar completamente el agua que pueda contener la fase orgánica). Finalmente, se lleva el balón con la fase orgánica filtrada del sulfato sódico, a un rotavapor donde se concentra y después se deja en un desecador hasta peso constante. Para terminar, se calcula el contenido de grasas por diferencia de pesada y se hace referencia a la muestra inicialmente preparada, expresando el resultado final en porcentaje peso/peso de grasas/SSViniciales.

2.1.6.- Análisis de compuestos inorgánicos

2.1.6.1.- Determinación de nitrato

El nitrato se presenta generalmente como trazas en el agua de superficie, pero se pueden alcanzar niveles elevados en aguas subterráneas. En cantidades excesivas, contribuye a una enfermedad infantil denominada metahemoglobinemia. El nitrato se encuentra presente en pequeñas cantidades en las aguas residuales urbanas, pero en el efluente de las plantas de tratamiento biológico nitrificante, el nitrato puede encontrarse en concentraciones de hasta 30 mg/l.

Su determinación se realizó por espectrofotometría utilizando un espectrofotómetro DR./3000. El nitrato se determinó por formación de un colorante marrón que se obtiene después de añadir un reactivo denominado Nitraver 5 (reactivo comercial) (método simplificado de la técnica de reducción de cadmio, Water Analysis Handbook).

En la determinación de todas las especies inorgánicas se filtra la muestra a través de filtros de membrana de celulosa de 0,45 micras de poro, para evitar posibles interferencias con otros sólidos presentes. Para el caso de los nitratos se añade el reactivo Nitraver 5, se agita y se deja reposar la muestra. Posteriormente se mide la absorbancia a una longitud de onda de 500 nm (se ajusta la absorbancia a 0 con un blanco).

El espectrofotómetro contiene un calibrado interno por lo que el resultado se da en mg/l de nitrógeno como nitrato, resultado que multiplicado por 4,4 (relación entre pesos moleculares) nos da mg/l de NO_3^- .

2.1.6.2.- Determinación de fosfato

El fósforo se encuentra en las aguas naturales y residuales casi exclusivamente en forma de fosfato, éste cuando está en grandes cantidades puede resultar perjudicial para el medio acuático y la calidad del agua, originado el fenómeno conocido como eutrofización.

Para la determinación de fosfato se utilizó la reacción del fosfato con el molibdato amónico produciéndose ácido fosfomolibdico (Standard Methods, 1995). Posteriormente, la acción del cloruro estañoso reduce éste ácido a azul de molibdeno (Mb^{+3}). Éste, como su nombre indica, posee una coloración azul intensa que es directamente proporcional a la concentración de fosfato presente en el agua, dentro de unos rangos.

A 25 ml de muestra (filtrada a 0,45 micras) se añade 1 ml de molibdato amónico, se agita y se añaden 3 gotas de cloruro estañoso y se esperan 10 minutos exactos, tiempo necesario para la reacción y así obtener la máxima intensidad de color. Y se mide la absorbancia a 690 nm con referencia a un blanco.

Los valores de concentración se obtienen de una recta de calibrado de Absorbancia frente a concentración. Según este procedimiento se midieron únicamente ortofosfatos, en caso de medir el fósforo total se debe realizar una digestión inicial de la muestra.

En la figura 2.1 se muestran la recta de calibrado correspondiente al fosfato.

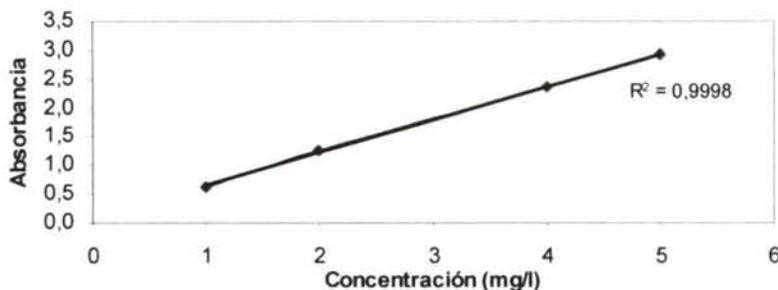


Figura 2.1: Recta de calibrado de fosfato

2.1.6.3.- Determinación de amonio

El amonio es el típico indicador de contaminación del agua. La presencia de amonio indica una degradación incompleta de la materia orgánica. Se produce en gran parte por desaminación de los compuestos orgánicos nitrogenados y por hidrólisis de la urea y puede ocasionar el desarrollo de ciertos gérmenes que den gustos desagradables.

La determinación se llevó a cabo con el reactivo de Nessler (Standard Methods, 1995). Este método no es del todo adecuado para aguas residuales, pero trabajando con cuidado da resultados satisfactorios. El amonio se determinó espectrofotométricamente por la formación de un color amarillento que se obtiene después de añadir el reactivo de Nessler (que contiene: $HgCl_2$, KI , $NaOH$). En caso de enturbiarse la celda de reacción se debe diluir la muestra hasta que el líquido sea totalmente transparente.

Como en los casos anteriores se utilizó el espectrofotómetro DR/3000 y se midió la absorbancia a 425 nm. A la muestra se le añade 3 gotas de un estabilizador mineral, 3 gotas de alcohol polivinílico y 1 ml de reactivo de Nessler. Se agita, se deja reposar y se mide la absorbancia con referencia a un blanco de agua destilada.

El aparato nos da la medida en mg/l de nitrógeno como amonio (calibrado interno), y multiplicando este valor por 1,29 (relación de pesos moleculares) se obtienen mg/l de NH_4^+ .

2.1.7.- Determinación de ácidos grasos volátiles (AGV)

El análisis de la composición de ácidos grasos volátiles: acético, propanoico y butanoico, se realizó por cromatografía mediante un cromatógrafo de gases de marca Hewlett Packard 5890 serie II.

La cromatografía es una técnica de separación que utiliza las diferentes velocidades de migración de los componentes de una mezcla por contacto de dos fases inmiscibles: fase estacionaria y fase móvil. La perfección de la separación depende de la distribución de los componentes entre la fase móvil y la fase estacionaria. En la determinación se usó como fase móvil N_2 y como fase estacionaria un líquido polar: Nukol que impregna el tubo de la columna cromatográfica de grosor 0,25 micras y con unas dimensiones de 30 m x 0.25 mm. La inyección de la muestra se realizó con un inyector automático Hewlett-Packard 7673.

El cromatógrafo está dotado de un detector de ionización de llama (FID). Este detector consiste en una llama de H_2 que ioniza los compuestos de la mezcla, formando una corriente iónica, esta corriente así formada es recogida en un electrodo cilíndrico. Los ácidos son identificados por el tiempo de salida siendo el orden siguiente: acético, propanoico y por último butanoico.

Las muestras son previamente filtradas sobre filtros de fibra de vidrio de 1,2 micras de poro, o bien se puede centrifugar la muestra durante 5 minutos a 15000 r.p.m., tomando posteriormente el sobrenadante para realizar el análisis de AGV. Se añade un 1 % de H_3PO_4 a la muestra para evitar la formación de colas en los picos obtenidos en los cromatogramas.

El análisis cuantitativo de los AGV se hizo usando la técnica del patrón externo, en la cual se crea una curva de calibrado de área frente a concentración. Las rectas de calibrado se muestran en la figura 2.2.

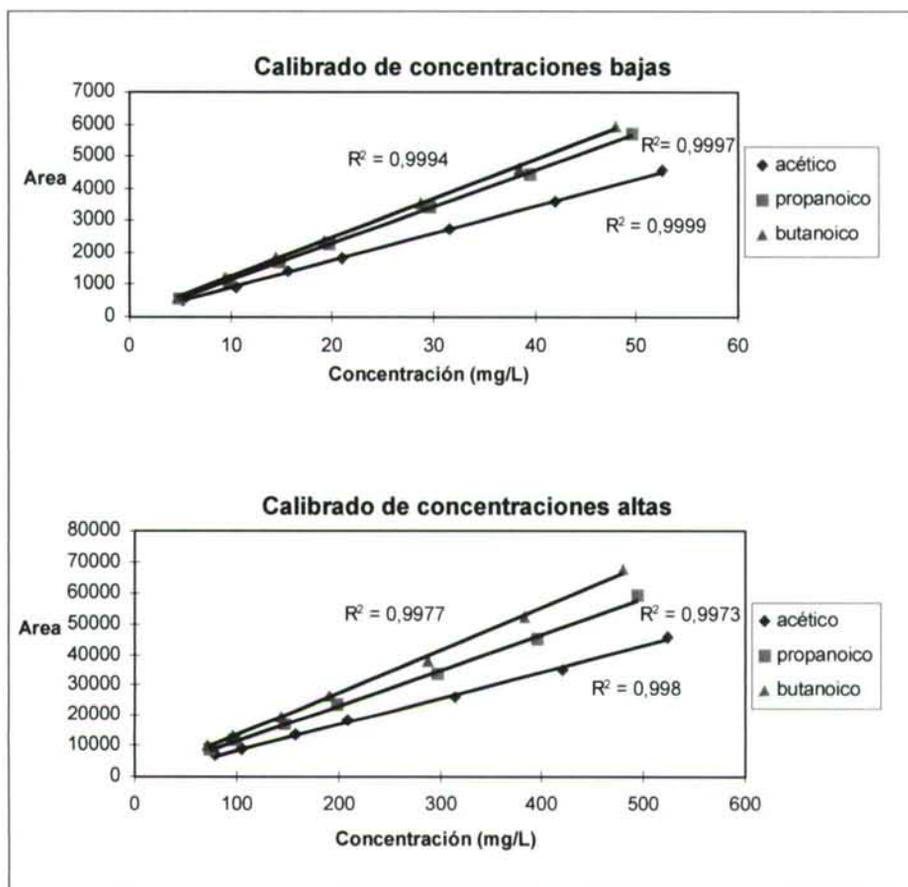


Figura 2.2: Rectas de calibrado de AGV para altas y bajas concentraciones

2.1.8.- Determinación de biogás

La determinación de la composición de biogás se realizó por cromatografía de gases, utilizando un cromatógrafo Hewlett Packard serie II.

En este caso se usó como fase móvil He y como fase estacionaria un sólido de huecos moleculares Porapak Q W80/100, de dimensiones 2m x 1/8". Los distintos componentes del gas salen según su retención y el orden de salida es: N₂/O₂, CH₄, CO₂, y por último H₂S.

Como detector se utilizó un detector de conductividad térmica (TCD) que se basa en la diferencia de conductividad térmica (cantidad de calor transmitida por unidad de tiempo entre el gas portador y la muestra, situados a la distancia unidad y con una diferencia de temperatura entre ellos de 1 °C) entre el He y la muestra.

El análisis cuantitativo se realizó por el método del patrón externo, utilizando como patrón un gas de la siguiente composición: 66 % de CH₄, 30 % de CO₂, 2 % de N₂ y 2 % de H₂S. Se realizó una recta de calibrado de área frente a volumen de los distintos gases (figura 2.3), es decir, CH₄, CO₂ y H₂S.

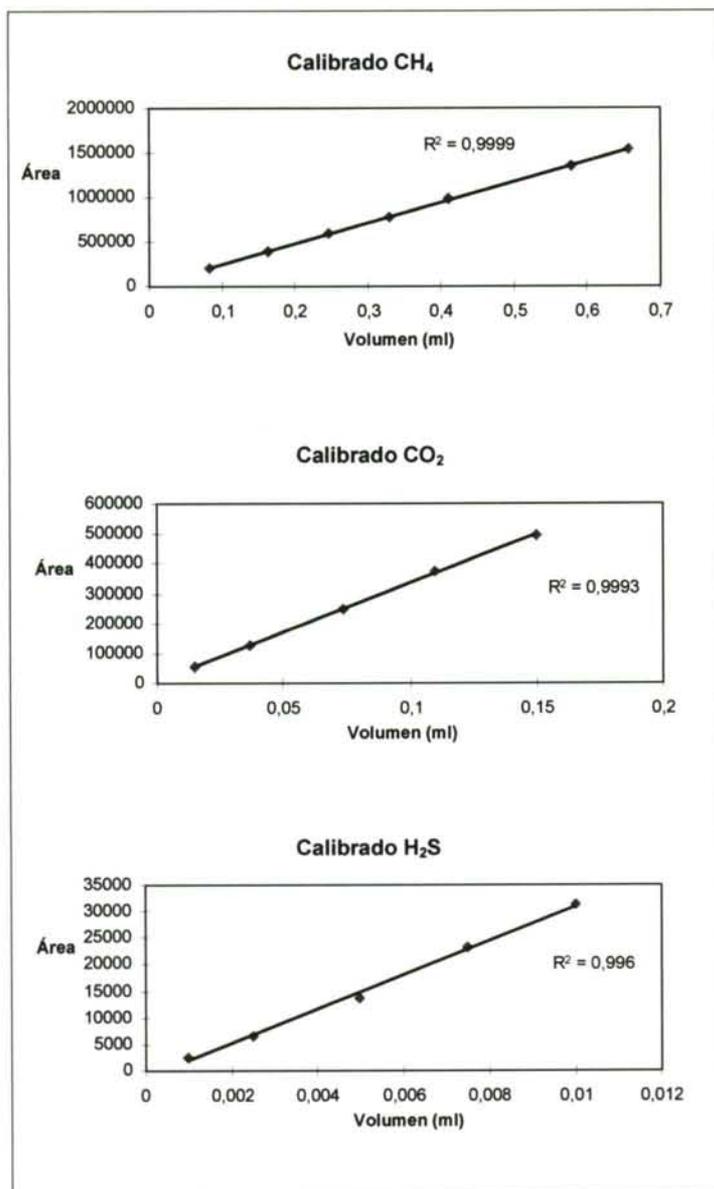


Figura 2.3: Rectas de Calibrado para los componentes del biogás

2.1.8.1.- Solubilidad del metano en el efluente de un reactor anaerobio

Hay que tener en cuenta que el metano producido en un reactor anaerobio se pierde una parte considerable en la corriente del efluente, esto es debido a la solubilidad del metano en el agua. La cantidad de metano que se escapa por el efluente puede ser cuantificada de una forma teórica siguiendo la Ley de Henry. De esta forma la solubilidad del metano en el agua depende de la constante de Henry (que a su vez depende de la temperatura, tabla 2.2), de la presión parcial del metano en el gas y de la presión total. A continuación se exponen los cálculos realizados para cuantificar el metano disuelto en el efluente.

$$p = H \cdot x, \quad y = 55.56 \frac{x}{1-x}$$

Donde:

p: presión parcial de metano en la fase gas (atm).

H: constante de Henry (en función de la temperatura- tabla 2.2-).

x: fracción molar de metano en agua. $x = \text{moles de CH}_4 / \text{moles totales}$.

y: moles de CH₄/litro de agua.

55,56: moles de agua en 1 litro de agua (1 kg).

Una vez calculados los moles de metano que hay en 1 litro de agua (y), usando la ley de gases ideales podemos calcular los litros de metano que hay en un litro de agua, así tenemos: $PV = nRT$, donde:

P: presión total (1 atm).

V: litros de CH₄/litro de agua (parámetro que se quiere calcular).

n: moles de CH₄/litro de agua (y).

R: constante de los gases ideales (0,082 atm l/mol K).

T: temperatura (K).

Una vez calculados los litros de metano por litro de agua (V), se puede calcular el caudal diario de metano en el efluente conociendo el caudal de alimentación del reactor (que es igual al caudal del efluente). De esta forma, usando la siguiente ecuación global se puede calcular el caudal diario de metano en el efluente (l_{CH_4}/d) según: % de CH₄ en el gas (x_{CH_4}), temperatura (T, K), caudal efluente (Q, l/d) y presión total (P, atm):

$$Q_{CH_4, eflu} = 55.56 \frac{RT}{P_T} \frac{x_{CH_4}}{H - x_{CH_4}} Q$$

Tabla 2.2: Constantes de Henry para el metano a distintas temperaturas (Perry y Chilton, 1973)

Tª (°C)	0	5	10	15	20	25	30	35	40
$10^{-4} \times H$ (atm·l/mol)	2,24	2,59	2,97	3,37	3,76	4,13	4,49	4,86	5,20

Usando estos datos y ecuaciones teóricas se pueden elaborar unas gráficas donde se representa el porcentaje de CH₄ generado en el efluente y en el gas a partir de la DQO convertida en metano. Como se indicó anteriormente este porcentaje depende de la composición de CH₄ en el biogás y de la temperatura (que influye en la constante de Henry).

Hay que indicar que la DQO convertida en metano no equivale directamente a la eliminada en el efluente, debido a que ésta última es la empleada en la formación de biomasa, AGV y CH₄. Por lo tanto la DQO eliminada en el efluente siempre será significativamente superior a la DQO convertida en metano.

En la figura 2.4 se muestran los gráficos correspondientes a un biogás de 60 y 80 % de metano y a una temperatura de 13° y 20°C, y en la tabla 2.3 se muestra la solubilidad del

metano según el porcentaje en el gas y a 13° y 20°C. La solubilidad, que nos indica la saturación de metano en el agua, aumenta con el porcentaje de metano en el gas y al disminuir la temperatura.

Tabla 2.3: Solubilidad del metano por litro de agua (eflu: efluente) según la composición del biogás

Saturación (Ley de Henry)		
Composición metano en biogás	Solubilidad (mlCH ₄ /leflu)	
	13°	20°
50%	20,3	17,8
60%	24,4	21,3
70%	28,4	24,9
80%	32,5	28,4

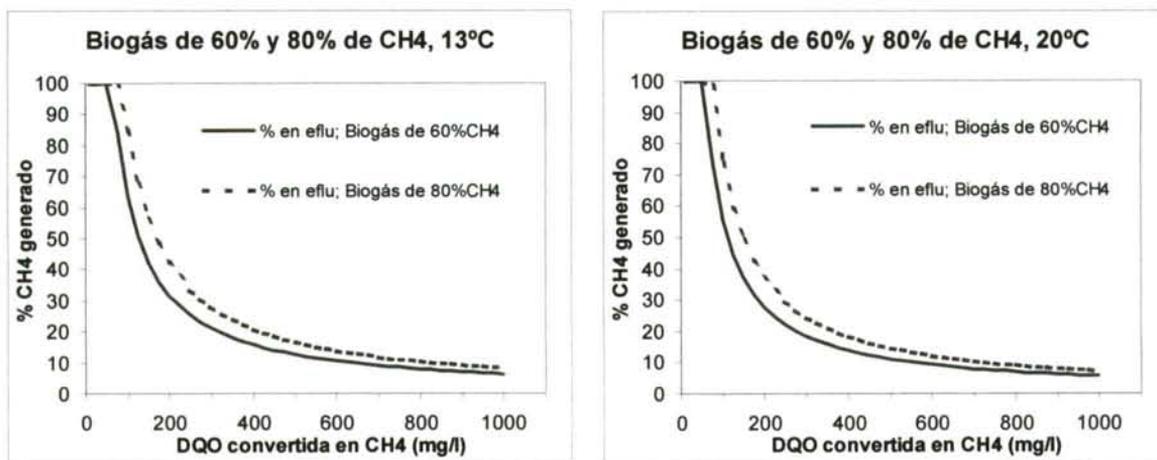


Figura 2.4: Gráficos teóricos del % de metano generado que se escapa disuelto en el efluente de un digester anaerobio en función de la DQO convertida en metano. Eflu: fase líquida (efluente)

2.1.9.- Determinación de metales, contaminantes orgánicos y microbiológicos

La determinación de metales, contaminantes orgánicos y microbiológicos se llevó a cabo en el Laboratorio Central de Labaqua S.A. en Santiago de Compostela (antiguo Laboratorio Central de Aquagest S.A.)

2.1.9.1.- Determinación de metales

Los metales han sido determinados por espectroscopía de absorción atómica. La técnica de absorción atómica se basa en la absorción de radiación que se produce cuando una radiación de características determinadas atraviesa un vapor atómico que contiene el elemento que se desea cuantificar. Es una técnica limpia donde el número de interferencias que se producen se pueden minimizar de forma suficientemente efectiva. Existen cuatro técnicas diferentes dentro de la absorción atómica:

> **Técnica de llama:** La atomización de la muestra se consigue usando una llama de aire-acetileno de temperatura aproximada de 2300 °C oxidante, excepto en el caso del cromo que se usa llama reductora. En algunos casos se usa llama de acetileno-protóxido de nitrógeno de temperatura aproximada de 2800 °C. Las fuentes de radiación que se usan son lámparas de cátodo hueco mono y multielemento dependiendo del caso. La medida se efectúa mediante aspiración directa de la muestra acidificada.

> **Técnica de hidruros:** La atomización se produce sobre una muestra que se ha sometido a una reducción previa usando como reductor NaBH_4 . La muestra y patrones se encuentran acidificados y el reductor basificado. La reacción se produce en una celda anterior a la de medida, hasta donde es trasladada en corriente de argón. Las fuentes de radiación son lámparas de cátodo hueco.

> **Técnica de emisión:** Es similar a la de absorción, pero no se utiliza lámpara, se usa la propia llama como fuente de radiación.

> **Técnica de atomización electrotérmica (cámara de grafito):** Se usa una cámara de grafito para la atomización de la muestra antes de proceder a la medida. Las fuentes de radiación son lámparas de cátodo hueco. Las muestras y los patrones están acidificados.

Equipo y material

- Espectrofotómetro AAS 3100 de Perkin Elmer, con un corrector de deuterio y equipado con software de la misma casa AA Lab Benchtop.
- Generador de hidruros: MHS-10 de la misma casa y controlado por el citado software.
- Nebulizador de alta sensibilidad, equipado con una bola de impacto.
- Cámara de atomización electrotérmica HGA-600 con un muestreador automático AS-60 y también controlada por el programa citado.
- Lámparas de cátodo hueco mono o multielemento adecuadas para cada elemento.
- Vasos de reacción para la formación de hidruros y pipetas automáticas calibradas.

Reactivos

- ⇒ Los patrones que se usan para la elaboración de las curvas de calibrado son todos de la suficiente calidad y se les exige certificado de composición de acuerdo con las normas ISO vigentes.
- ⇒ El agua que se usa para la elaboración de los patrones es agua de calidad Milli-Q.
- ⇒ Los gases que se utilizan son Acetileno C-26 y Argón C-50.
- ⇒ El aire que se utiliza se capta mediante un compresor y se limpia a través de un filtro Wilkerson de dos etapas.
- ⇒ Los ácidos que se usan para preparar las muestras son ácido nítrico del 65 % y ácido clorhídrico del 30 % de calidad Suprapur u otro de similares características.

Cálculos

Los cálculos se realizan de acuerdo con la Ley de Lambert-Beer. Se usa un número determinado de patrones de concentración conocida, se elabora la curva de calibrado y

posteriormente el propio programa interpola los resultados de las muestras. Cada 10 muestras se realiza un ajuste de la pendiente de la curva de calibrado con un patrón adecuado.

En tabla 2.4 se exponen la longitud de onda (λ) y la técnica aplicada para la determinación de los metales analizados, con sus límites de detección.

Tabla 2.4: Longitud de onda y técnicas aplicadas en el análisis de metales

Metal	λ (nm)	Límite de detección ($\mu\text{g/l}$)	Técnica aplicada
Li	670,8	-	Emisión
Hg	253,7	-	Hidruros
Fe	248,3	4,44	Cámara de grafito
Cu	324,8	2,68	Cámara de grafito
Pb	283,3	13,95	Cámara de grafito
Ni	232,0	4,5	Cámara de grafito
Cd	228,8	2,16	Cámara de grafito
Cr	357,9	1,75	Cámara de grafito
Zn	213,9	6,97	Cámara de grafito

2.1.9.2.- Determinación de microcontaminantes orgánicos: Pesticidas organofosforados y organoclorados

Los pesticidas organofosforados y organoclorados se determinaron por extracción en fase sólida y cromatografía de gases con detector de nitrógeno-fósforo (NPD) y de captura electrónica (ECD), respectivamente.

Los compuestos se extraen del agua haciendo pasar una determinada cantidad de la misma por un cartucho que contiene un adsorbente, que puede ser de dos tipos:

- Cartuchos de 6 ml. que contienen 500 mg de fase sólida C_{18} .
- Cartuchos de 10 ml. con 500 mm de fase sólida de fibra de vidrio y C_{18} .

Los compuestos retenidos se eluyen con una pequeña cantidad de acetato de etilo que se concentra a 100 μl (1000 en el caso de organoclorados). Se analiza el extracto junto al patrón interno empleando un cromatógrafo de gases equipado con el detector correspondiente.

En caso de almacenar los extractos, se deben guardar en nevera (4°C) y deben analizarse antes de transcurrir 30 días.

Equipo y material

- Cromatógrafo de gases HP 5890A Series II, equipado con detector de nitrógeno-fósforo o con detector de captura electrónica e inyector de líquidos con multimuestreador.
- Bomba de vacío Millipore.XX55 100 00
- Cartuchos de extracción AccuBOND C-18 SPE Ref. 188-1356 de 500 mg y 6 ml de J&W o similares.
- Distribuidor de vacío para extracción en fase sólida Visiprep.
- Recolectores de muestra Visiprep de alto volumen.

- Viales de distinto tamaño para el tratamiento de las muestras.
- Columna DB-5 (J & W Scientific) de 30m * 0,25mm de i.d.* 0,25 µm de relleno o una de similares características (organofosforados)
- Columna DB-624 (J & W Scientific) de 30m * 0,25mm de i.d.* 1,8 µm de relleno o similar (organoclorados)

Reactivos

- Agua r.a. (milli-Q®).
- Acetato de etilo
- Metanol
- Iso-octano
- Nitrógeno C-50 y C-45
- Helio GC
- Hidrógeno C-50
- Disoluciones patrón de los pesticidas a determinar.
- Patrón interno: trifenilfosfato, disolución de 1 ng/µl en iso-octano (organofosforados) y pentacloronitrobenzono, disolución de 300 pg/ml
- Patrón surrogate para ajustar la fuerza iónica: 1,3-Dimetil-2-nitrobenzono, disolución diluida de 10 µg/ml en iso-octano (organofosforados) y decaclorobifenil, disolución diluida de 3,32 µg/ml en iso-octano (organoclorados).

Realización de la determinación

Previa a la extracción debe acondicionarse cada cartucho pasando dos veces seguidas 2 ml de metanol por cada cartucho a un flujo aproximado de 10 ml/min y también 10 ml de agua milli-Q®.

Para la extracción de los pesticidas de la muestra se utiliza un aparato Visiprep, equipado con muestreadores Visiprep y conectando todo el sistema la bomba de vacío Millipore. Se hace pasar por cada cartucho un volumen de 500 ml de muestra, a los que se han añadido 20 µl de “surrogate” de la disolución de 10 µg/ml (50 µl de la disolución de 3,32 µg/ml en caso de organoclorados) y 10 ml de metanol. El flujo de la muestra a través del cartucho debe ser de unos 10 ml/min.

Se seca el cartucho en corriente de nitrógeno C-45 durante un mínimo de 5 minutos o hasta que se observe que no queda agua.

Posteriormente se eluye el cartucho con 6 ml (2*3ml) de acetato de etilo con un flujo aproximado de 2 ml/min añadiendo una punta de espátula de tiosulfato sódico anhidro, para eliminar los posibles restos de agua dejándose en contacto con la muestra un mínimo de 30 minutos. Se concentra el eluido en corriente de nitrógeno C-45 hasta un volumen final de 1 ml, se añade 10 µl del patrón interno en cada caso y se inyecta en el cromatógrafo en las condiciones que se describen a continuación:

- ◆ Programa para fosforados: 70°C (1 min) a 150°C a 20°C/min y hasta 285°C (10 min) a 4°C/min.
- ◆ Programa para clorados: 70°C (1 min) a 150°C a 20°C/min y hasta 300°C (16 min) a 3°C/min.

- ◆ Gas portador y “make up”: Helio con presiones en cabeza de: 100 Kpa para fosforados y 150 Kpa para clorados y nitrógeno a 40 ml/min respectivamente.
- ◆ Tª del inyector y detector: 250°C y 300°C respectivamente.
- ◆ Inyección de 3 µl modo splitless para fosforados y de 1 µl para clorados.

Cálculos

La identificación de los pesticidas se hace por comparación entre el tiempo de retención de los picos en el cromatograma de la muestra y los picos de la disolución patrón inyectada el mismo día.

La cuantificación se realiza conforme a la fórmula:

$$C = A * \frac{ng_p}{A_p} * R * F_{si} * F_{dil}$$

donde:

- C= concentración del compuesto en la muestra en ng/l.
- A= área del compuesto a analizar en la muestra problema.
- Ng_p= nanogramos del analito en el patrón
- A_p= Area del analito en el cromatograma del patrón.
- R= Recuperación en tanto por uno del analito.
- F_{dil}= Factor de dilución. En nuestro caso es 100 para fosforados y 500 para clorados, teniendo en cuenta los volúmenes finales del extracto, de inyección y de muestra de partida.
- F_{si}= factor del estándar interno. Este factor se define de acuerdo con la fórmula:

$$F_{si} = \frac{ng_p * SI_p}{ng * SI}$$

donde:

- SI_p ng= nanogramos de estándar interno patrón.
- SI ng= nanogramos de estándar interno en la muestra.

2.1.9.3.- Determinación de contaminantes microbiológicos

a) Determinación de coliformes totales y estreptococos fecales

La determinación de coliformes totales y estreptococos fecales se ha realizado por filtración de membrana. Al realizarse la filtración a través de membranas cuyo diámetro de poro no permite el paso de microorganismos, los contaminantes microbiológicos que puedan existir en la fracción de agua filtrada quedan retenidos sobre la superficie del filtro. Al incubar estos filtros sobre medios selectivos de crecimiento de los mismos, a la temperatura adecuada, se producirá un crecimiento de colonias. Cada colonia significa la presencia de cada grupo microbiológico en la fracción de muestra filtrada.

Equipo y material

- Puntas de pipeta estériles
- Micropipeta neumática

- Probetas estériles
- Placas Petri estériles con el medio preparado
- Rampa filtración
- Embudos estériles
- Equipo filtración (bomba, matraces y gomas)
- Pinzas
- Estufa $37 \pm 1^\circ\text{C}$
- Lámpara de alcohol
- Membranas Millipore de $0,45 \pm 0,02 \mu\text{m}$ de tamaño de poro estériles.
- Cabina de extracción.

Reactivos

- Medio de cultivo Coli ID de bioMérieux u otro de similares características para coliformes totales.
- Medio de cultivo según ISO 7899/2. Generalmente Slanetz-Bartley u otro validado para estreptococos fecales.
- Metanol
- Agua peptonada
- Agua milli-Q

Realización de la determinación

La determinación se realiza en la sala de microbiología. Lo primero que se hace es encender la lámpara de alcohol para lograr un ambiente estéril en la misma. Una vez que se ha conseguido ésta, se sitúan los filtros de acero inoxidable en la rampa de filtración. Sobre estos filtros se sitúan las membranas y finalmente se ajustan los embudos de filtración. Una vez que se tiene la rampa en condiciones, se llenan los cartuchos con agua de las muestras y con un volumen conocido (generalmente 100 ml) y se procede a la filtración.

Una vez filtrado todo el volumen se toma la membrana con las pinzas y se sitúa en la placa que contiene el medio. Una vez realizada esta operación se traslada la placa a la estufa a $37 \pm 1^\circ\text{C}$, se coloca invertida y se incuba durante 24 ± 2 horas.

En la parte de atrás de cada placa se anotará el número de la muestra a la cual corresponde.

Cálculos

En el medio Coli ID las colonias de coliformes totales aparecen de color azul y/o violeta (en otros medios cromogénicos deben consultarse las especificaciones del fabricante). En el medio Slanetz-Bartley (si se usa otro medio deben consultarse las especificaciones del mismo), las colonias de estreptococos fecales aparecen de color rojo. Cada colonia observada equivale a una célula bacteriana en la muestra original de agua. Al utilizar un volumen de filtración de 100 ml, el número de colonias corresponde a 100 ml de agua.

Para un recuento correcto de colonias en caso afirmativo, no deben contarse más de 300 colonias, procediendo en estos casos a la realización de las diluciones oportunas.

En el caso en el que se hayan realizado diluciones, el número de colonias se multiplicará por el factor de dilución empleado según la fórmula que se indica:

$$C = (\text{n}^\circ \text{ de colonias} / \text{ml de muestra filtrada}) \cdot 100$$

Donde C es el número de colonias por 100 ml.

b) Determinación de Clostridium Sulfito Reductores

La técnica que se ha empleado, se basa en contar el número de colonias de bacterias esporuladas y con capacidad sulfito-reductora desarrolladas en el medio de cultivo adecuado.

Se han utilizado dos métodos, uno de incubación anaerobia en frascos ya preparados y otro mediante filtración de membrana e incubación posterior en anaerobiosis.

En el caso de aguas brutas se procederá a una dilución del agua de la muestra con agua milli-Q para lograr el crecimiento de un número de colonias fácilmente recontables.

Equipo y material

- Tubos de ensayo de 50 ó 100 ml. esterilizados
- Pipeta de 20 ml.
- Gradilla
- Frascos de incubación con el medio preparado.
- Estufa 37 ± 1 °C
- Cabina
- Placa calefactora

Reactivos

- Medio SPS Agar parafinado de Microkit o similar para siembra
- Agua milli-Q.
- Medio adecuado para determinación de clostridios: agar m-cp o similar para filtración de membrana.

Realización de la determinación

Método de incubación

Los frascos conteniendo el medio SPS y la parafina se introducen en un baño maría sobre una placa calefactora, donde se mantienen hasta su licuación. Una vez licuados se calienta un tubo de ensayo estéril conteniendo 20 ml de muestra a baño maría durante 3 minutos (contados desde que el agua esté hirviendo). Ya en la cabina que se encuentra en la sala de microbiología o en presencia de una lámpara de alcohol se añade el contenido del tubo, en caliente, en el frasco conteniendo el medio y la parafina con medio. Se homogeneiza y se deja solidificar la mezcla. Se traslada el frasco a una estufa donde se incuba a 37 ± 1 °C durante 48 ± 2 horas.

Método de filtración de membrana

Se realiza como en el caso de coliformes totales, *Escherichia coli* y estreptococos fecales, pero una vez realizada la filtración se traslada la placa a la estufa a $37 \pm 1^\circ\text{C}$ y se incuba en anaerobiosis durante 48 ± 2 horas.

Cálculos

En el caso de la siembra con medio SPS, las colonias de clostridios sulfito reductores aparecen de color negro, debido a la formación de sulfuro de hierro por reducción de sulfito. Sólo se deben contar las colonias esporuladas, sin tener en cuenta las puntiformes. Cada colonia observada equivale a una célula bacteriana en la muestra original de agua. Al utilizar un volumen de incubación de 20 ml, el número de colonias corresponde a 20 ml de agua. Se realizará una primera lectura a las 24 horas y, si a las 48 horas no pudiese realizarse el recuento por la confluencia de colonias, se dará el resultado de las 24 horas como aproximado.

Para un recuento correcto de colonias en caso afirmativo, no deben contarse más de 20 colonias, procediendo en estos casos a la realización de las diluciones oportunas.

En el medio agar m-cp las colonias que han crecido deben someterse a los vapores de amoníaco, considerándose clostridios las que cambian de color y se tornan violetas.

Para un recuento correcto de colonias en caso afirmativo, no deben contarse más de 300 colonias, procediendo en estos casos a la realización de las diluciones oportunas.

En el caso en el que se hayan realizado diluciones, el número de colonias se multiplicará por el factor de dilución empleado según la fórmula que se indica:

$$C = \frac{\text{n}^\circ \text{ de colonias color violeta}}{\text{ml de muestra filtrada o sembrada}} * 20$$

Donde C es el número de colonias por 20 ml.

Calidad y verificación del medio

Los medios de cultivo que se han usado para efectuar la determinación se les ha exigido un certificado de fabricación en el que se especifique que cepas se han usado para testarlo y las condiciones finales del producto: apariencia, pH y color así como número de lote y fecha de caducidad.

2.2.- METODOLOGÍA DE ENSAYOS BIOLÓGICOS

2.2.1.- Ensayos de actividad metanogénica

Siendo en general la etapa metanogénica la etapa más importante para culminar el proceso anaerobio, el test de actividad metanogénica es un método idóneo para estudiar la capacidad del lodo para llevar a cabo dicha etapa.

Estos ensayos permiten determinar la actividad metanogénica específica del lodo anaerobio, siendo una estimación del contenido de bacterias metanogénicas en el mismo.

La velocidad de carga orgánica máxima que debe aplicarse a un reactor anaerobio puede ser estimada conocida la cantidad total de lodo en el reactor y su actividad metanogénica. En la tabla 2.5 se puede observar la actividad metanogénica de lodo anaerobio de distintas procedencias (Field et al., 1988). Un control periódico de la actividad del lodo permite detectar tempranamente el deterioro del lodo debido a toxicidad, deficiencia de nutrientes, acumulación de sólidos, etc.

En todos los bioensayos anaerobios se suministran nutrientes esenciales para el crecimiento bacteriano con el fin de evitar una deficiencia de nutrientes y así conseguir las condiciones óptimas para calcular la actividad máxima. La composición de la disolución de nutrientes utilizada se detalla en la tabla 2.6.

Tabla 2.5: Actividad metanogénica aproximada y concentración de SSV de lodos anaerobios de varias fuentes

Fuente (o tipo):	Actividad metanogénica ¹ gDQO _{CH4} /gSSV*d	Concentración ² gSSV/l
Lodo granular	0,500 a 1,500	70 a 120
Lodo Doméstico digerido	0,020 a 0,200	15 a 40
Estiércol Digerido	0,020 a 0,080	20 a 80
Tanque séptico	0,010 a 0,070	10 a 50
Lagunas anaerobias	0,030	30
Estiércol Fresco	0,001 a 0,020	30 a 140
Fango del Río	0,002 a 0,005	20 a 50

¹ Asumiendo una temperatura de 30 °C. ² Concentración de lodo.

Tabla 2.6: Composición de la solución de macro-nutrientes, micro-nutrientes y reductora utilizada en el laboratorio

Macro-nutrientes:			
NH ₄ Cl	170 g/l	CaCl ₂ .2H ₂ O	8 g/l.
KH ₂ PO ₄	37 g/l	MgSO ₄ .4H ₂ O	9 g/l.
Micro-nutrientes:			
FeCl ₃ .4H ₂ O	2000 mg/l	(NH ₄) ₆ Mo ₇ O ₂₄ .4H ₂ O	90 mg/l.
CoCl ₂ .6H ₂ O	2000 mg/l	Na ₂ SeO ₃ .5H ₂ O	100 mg/l.
MnCl ₂ .4H ₂ O	500 mg/l	NiCl ₂ .6H ₂ O	50 mg/l.
CuCl ₂ .2H ₂ O	30 mg/l	EDTA	1000 mg/l.
ZnCl ₂	50 mg/l	HCl 36%	1 mg/l.
H ₃ BO ₃	50 mg/l	Resazurin	500 mg/l.
Disolución de Sulfuro*:			
Na ₂ S.9H ₂ O	50 g/l.		

* La disolución de sulfuro, utilizada para tener un carácter reductor en el ensayo, debe ser preparada fresca antes de ser utilizada.

2.2.2.- Ensayos de Acidificación del agua residual

Se han llevado a cabo ensayos de acidificación del influente y efluentes de los sistemas anaerobios estudiados para comprobar el potencial de acidificación de cada corriente. De esta forma, se puede conocer si el sistema opera al límite de la capacidad de acidificación posible o por el contrario se podría mejorar la acidificación del sistema cambiando las condiciones de operación del mismo.

Para la realización de estos ensayos se han utilizado viales opacos de 126 ml (descritos a continuación en el método metanogénico cromatográfico), dispuestos de un tapón de rosca con septum. El volumen de muestra de agua utilizado en el ensayo fue de 80 ml.

El ensayo se realiza añadiendo el volumen de muestra a analizar y las disoluciones de nutrientes (1ml/l) y solución reductora (2 ml/l). Posteriormente, se hace pasar N_2 por la fase gas para extraer todo el aire del interior del vial, garantizando así las condiciones anaerobias. Durante el ensayo, se realiza un seguimiento de la producción de AGV, retirando muestra de los viales (0,5-0,7 ml) con una jeringa cada 2 o 3 días y analizándolos tal como se indicó anteriormente (apartado 2.1.7). De esta forma se obtiene la curva de producción de AGV frente al tiempo del ensayo.

A partir de los resultados del ensayo se puede conocer la capacidad de acidificación del sistema y hacer los cambios oportunos en las condiciones de operación para mejorar la acidificación si es el caso.

2.2.3.- Ensayos de biodegradación de lodo anaerobio

Los ensayos de biodegradación nos permiten conocer la estabilidad de un cierto lodo anaerobio, es decir, si el lodo está muy mineralizado (estabilizado) o por el contrario tiene una alta cantidad de materia orgánica biodegradable (grasas, AGV, etc.) capaz de convertirse en metano.

Estos ensayos se realizan de la misma forma y utilizando los mismos métodos que los ensayos de actividad metanogénica, con la diferencia de que en los ensayos de biodegradación no se añade ningún sustrato, puesto que el propio lodo es el sustrato que se va transformando en metano. Durante el ensayo se puede realizar un seguimiento de los SST, SSV, DQOs y AGV que se van eliminando a lo largo del tiempo del ensayo, pero el valor final de biodegradación se indica como el porcentaje de los SSV eliminados con respecto a los que había inicialmente en el ensayo.

Por otra parte, el resultado de biodegradación también se puede indicar por la relación del volumen de metano total producido en el ensayo y los gramos de SSV utilizados inicialmente en el ensayo ($ml CH_4/gSSV$ ó $gDQO_{CH_4}/gDQO_{SSV}$).

Cabe citar que en los ensayos metanogénicos (añadiendo sustrato), se puede conocer este valor de biodegradación restando al volumen total de metano, el metano producido por los AGV añadidos en el ensayo como sustrato, o calculando la concentración remanente del lodo tras el ensayo. Aunque la adición de un sustrato externo (que actuará como co-sustrato) puede influir en el resultado, esta influencia no es en general muy significativa.

2.2.4.- Métodos de ensayos. Procedimiento y cálculos

Método de desplazamiento de líquido alcalino

En la mayor parte de los ensayos realizados, la metodología elegida para calcular la actividad metanogénica ha sido el sistema de desplazamiento de disolución alcalina. Los ensayos se llevan a cabo en viales de 500 ml y se mantienen en cámaras o en baños termostatzados según la temperatura a la que se quieren realizar. Los viales ó digestores se conectan a un sistema de desplazamiento de líquido para medir el gas producido. En la figura 2.5 se muestra un esquema del sistema empleado para la determinación de la actividad metanogénica.

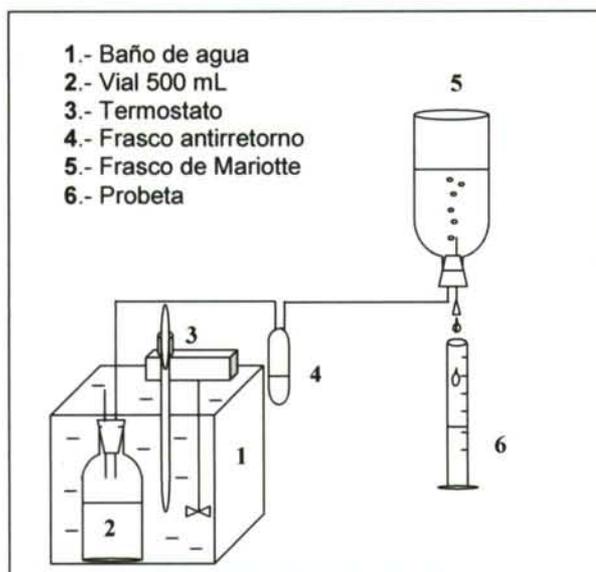


Figura 2.5: Esquema del ensayo de actividad metanogénica en discontinuo

El gas que se produce en el vial se hace borbotear pasándolo por un frasco invertido (frasco Mariotte) lleno de una disolución de NaOH con una concentración de 25 g/l. De esta forma el CO₂ contenido en el gas es absorbido en el medio básico dando lugar a carbonato, y sólo el metano consigue alcanzar el espacio libre del recipiente, desplazando un volumen equivalente de líquido. El metano producido se calcula midiendo el volumen de líquido desplazado en la probeta. La disolución de sosa deberá ser reemplazada si su pH es inferior a 12.

Método cromatográfico

Otro método utilizado para determinar la actividad metanogénica de un lodo es midiendo el enriquecimiento en metano de la fase gas del vial utilizado, a través de cromatografía gaseosa.

Se utilizan viales opacos de volumen total 126 ml, usándose un volumen de 50 ml para la fase líquida. Los viales se cierran con tapón de rosca (que contiene un septum para poder coger muestra de gas), que cierra herméticamente el vial, evitando la fuga de gas. Al igual que

en el método anterior los viales se colocan en cámaras o en baños a la temperatura a la que se realiza el ensayo.

Asumiendo comportamiento ideal en la fase gas, condiciones atmosféricas al inicio del ensayo y que la composición de nitrógeno en la fase gas se mantiene constante e igual que al inicio de preparación del ensayo ($x_{N_2}^0$), la producción de metano puede ser calculada según la siguiente ecuación (Soto et al., 1993):

$$V_{CH_4} = V \cdot x_{N_2}^0 \cdot x_{CH_4} \cdot (1 - x_{CH_4} - x_{CO_2})^{-1};$$

Donde x es la fracción molar y V es el volumen de la fase gas que hay en el vial (76 ml). La producción neta de nitrógeno se considera despreciable en relación a la producción de metano. La determinación del biogás producido en los viales se detalla en el apartado 2.1.8.

Procedimiento y cálculos

En la mayor parte de los ensayos realizados se ha utilizado como sustrato una disolución de ácido acético de 100 g/l, pero también se usó una mezcla de AGV de 100:25:25 g/l de acético, propanoico y butanoico respectivamente, ambas neutralizadas con NaOH a pH 7, para estudiar el efecto de la composición del sustrato en la actividad metanogénica de un mismo lodo (capítulo 8).

En los viales se añade un volumen determinado de la disolución de sustrato para obtener una concentración de 1 g/l en el ensayo, aunque en algunos ensayos se usó una concentración de sustrato de 2 g/l, para observar el efecto de la concentración de sustrato (capítulo 8).

Además en el ensayo se añaden 2 ml/l de una disolución de $Na_2S \cdot 9H_2O$ de 50 g/l para mantener un medio reductor. También se añaden 1 ml/l de las disoluciones de macro-nutrientes y micro-nutrientes antes descritas.

Para llevar a cabo el ensayo se siguieron los siguientes pasos:

- 1) Se calculan los SSV de la muestra de lodos a la que se determina la actividad metanogénica, para poder conocer la cantidad de lodo que se introduce en el vial.
- 2) Se introduce el volumen de lodo correspondiente en el vial y se añade agua destilada hasta aproximarse al volumen total, posteriormente se añaden los volúmenes correspondientes de nutrientes, Na_2S y sustrato.
- 3) Se neutraliza a pH 7 y seguidamente se enrasa el volumen hasta 450 ml con agua destilada.
- 4) Se cierra el vial y se borbotea N_2 en la fase gas hasta sacar todo el aire (algo más de 1 minuto).
- 5) Se introduce el vial en el baño termostatizado.
- 6) Se anota o se calcula, según el método empleado, el volumen de metano periódicamente (cada 1-2-3 días, según la velocidad de producción de metano),

para obtener la curva de producción (volumen de metano frente a tiempo del ensayo) y de ella obtener la actividad específica máxima.

Para expresar el metano en forma de DQO se utiliza un factor de conversión que depende de la temperatura, la presión y el grado de saturación con vapor de agua. En la tabla 2.7 aparecen los factores en función de la temperatura, del metano seco y húmedo a presión constante de una atmósfera.

Tabla 2.7: Factores de conversión para calcular la DQO contenida en el metano (Presión = 1 atm)

Temperatura (°C)	ml CH ₄ gas equivalente a 1 g de DQO	
	CH ₄ seco	CH ₄ húmedo
10	363	367
15	369	376
20	376	385
25	382	394
30	388	405
35	395	418
40	401	433
45	408	450
50	414	471

Para calcular la actividad metanogénica específica ha de definirse el período de tiempo en el que se ha observado la máxima velocidad de producción de metano. El período considerado debe ser lo suficientemente extenso como para corresponder a una utilización de al menos 50 % del substrato adicionado.

La pendiente máxima calculada durante el período de actividad es igual a la velocidad de producción de metano (R), en ml CH₄/día. Una vez conocida "R", la expresión siguiente permite calcular la actividad metanogénica específica (ACT) en g DQO_{CH₄}/g SSV·d:

$$ACT = (R) / (FC \cdot V \cdot SSV)$$

donde:

R: velocidad de producción de CH₄ en ml CH₄/d.

FC: factor de conversión en mlCH₄/gDQO (en función de la temperatura del ensayo)(tabla 2.7).

V_{ens}: volumen efectivo de líquido en el vial digestor en litros.

SSV: concentración de lodo en g SSV/l.

2.3.- DISTRIBUCIÓN DE TIEMPO DE RESIDENCIA

2.3.1.-Comportamiento real/ideal de un reactor

En los reactores reales se suelen producir alejamientos del comportamiento ideal, para cuya determinación se realizan estudios ingenieriles. Algunos casos que ocurren en los reactores reales son:

- a) No todas las moléculas o elementos de fluido que pasan por el reactor permanecen en él igual tiempo.
- b) Pueden existir “zonas muertas” en las que el fluido no se renueva.
- c) Parte de la corriente de alimentación puede pasar directamente a la salida, sin ponerse en contacto con la biomasa.

En definitiva se tiene un flujo no ideal. La primera aproximación al flujo existente en un reactor es considerarlo como flujo en pistón o mezcla completa, que representan los dos extremos ideales de flujo (siendo el flujo en pistón el más óptimo en nuestro caso). Sin embargo, el flujo real en el reactor se aparta de esa idealidad, y ello supone una disminución en la eficacia del reactor, por lo que es necesario conocer este efecto.

Otro nivel de aproximación consiste en hacer uso de la información sobre el grado de mezcla en el reactor, que determina la Distribución de Tiempo de Residencia (DTR) en el sistema. Con esta información se elabora un determinado modelo de flujo que describe el sistema.

A continuación se presentan los principios teóricos de estas determinaciones (Levenspiel, 1981 y 1986 y Santamaría et al., 1999).

2.3.2.- Función de Distribución de Tiempo de Residencia

El tiempo de residencia de las moléculas en el reactor es simplemente el tiempo que éstas permanecen en él. Así únicamente en un reactor de flujo en pistón ideal todas las moléculas tienen el mismo tiempo de residencia, mientras que para cualquier otro tipo de reactor, las moléculas o partículas de la alimentación permanecerán en él diferentes tiempos; es decir, en estos casos tendremos una distribución de tiempos de residencia de las partículas en el reactor.

Así, en un reactor continuo de mezcla completa, las moléculas de la alimentación, al introducirse en él, se mezclan uniformemente con el contenido del reactor en todo su volumen y, dado que existe un flujo continuo, unas saldrán de inmediato mientras que otras permanecerán largo tiempo dentro. Por supuesto, la mayoría de las partículas abandonan el reactor tras un período de tiempo próximo al tiempo medio de residencia.

La Distribución de Tiempo de Residencia (DTR) de un reactor será característica del tipo de mezcla que en él se produce. Así, en un reactor en flujo en pistón no existe mezcla axial (lateral), mientras en uno de mezcla completa ésta es máxima, y sus DTR son totalmente diferentes. La DTR de un reactor no ideal permitirá su caracterización.

Medida de la DTR

La DTR se determina experimentalmente introduciendo moléculas de una sustancia químicamente inerte (trazador) en el reactor a un tiempo dado, y midiendo la concentración de esta sustancia en la corriente de salida en función del tiempo (C_t). El trazador debe ser una sustancia con propiedades físicas similares a la alimentación del reactor y completamente soluble, para que su flujo sea semejante al de ésta y se distribuya bien en ella. No debe adsorberse en las paredes del reactor u otras superficies y debe ser fácilmente detectable (Absorción Atómica).

La introducción del trazador al sistema puede realizarse de diversas formas: - una entrada en pulso, - en escalón, - periódica o al azar. El primer método es el más usado y fácil de interpretar.

Entrada en pulso. Función $E(t)$

Una cantidad M se introduce instantáneamente (en la práctica, en el menor tiempo posible) en la alimentación del reactor. Se mide la concentración de trazador a la salida del reactor como función del tiempo transcurrido desde el momento de introducir el pulso. Esta curva concentración-tiempo se denomina curva $C(t)$.

La cantidad de trazador que abandona el reactor en un intervalo de tiempo dt , siendo " Q " el caudal volumétrico, será:

$$dM = C(t) \cdot Q \cdot dt$$

Si se integra entre $t = 0$ y $t = \infty$, se obtiene la masa total de trazador introducida en el pulso, puesto que tarde o temprano acaba saliendo todo él.

Para condiciones de caudal volumétrico constante, se deduce que el área bajo la curva $C(t)$ es igual al cociente M/Q .

$$M = Q \int_0^{\infty} C(t) dt$$

$$M/Q = \text{Área bajo la curva } C(t).$$

También se puede calcular a partir de la curva C el tiempo medio de residencia de las moléculas de trazador en el reactor (t_m). Para este tiempo t_m , un 50% de la cantidad M introducida al reactor lo habrá abandonado, y restará el otro 50% por salir. Este tiempo medio (t_m) es igual al tiempo de residencia hidráulico del reactor (TRH) en el caso de flujo ideal, pero pueden ser diferentes en la práctica.

$$\text{TRH} = V/Q.$$

$$t_m = \frac{\int_0^{\infty} t C(t) dt}{\int_0^{\infty} C(t) dt} = \frac{\sum_{i=1}^{\infty} t_i C(t_i) \Delta t_i}{\sum_{i=1}^{\infty} C(t_i) \Delta t_i}$$

Así, a partir de la curva $C_{(t)}$ obtenida experimentalmente, se tienen ecuaciones que relacionan las tres magnitudes M , V y Q . Por ello, conocidas una de esas magnitudes pueden determinarse las otras dos a partir de este experimento estímulo-respuesta. Si se conocen más de una magnitud, se pueden hacer ensayos de consistencia con los resultados obtenidos. En la figura 2.6 se esquematizan las curvas de entrada y salida con un ensayo genérico con entrada en pulso.

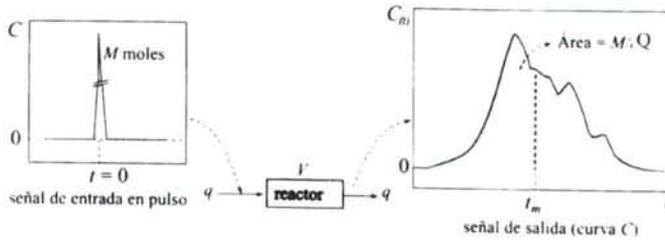


Figura 2.6: Esquema del ensayo de flujo con introducción de trazador en pulso

A partir de la curva C , dividiendo los valores de concentración de trazador a cada tiempo, $C_{(t)}$, entre el área total bajo la curva, se obtiene una nueva curva que se denomina $E_{(t)}$. Ésta se podría obtener dividiendo $C_{(t)}$ por el valor de M/Q . Sin embargo, este puede no coincidir con el valor del área, por lo que en la práctica se divide por el valor experimental del área (A) bajo la curva $C_{(t)}$ (calculada, por ejemplo, por el método de Simpsons), ya que el objetivo es normalizar la función y el área bajo la curva $E_{(t)}$ debe ser la unidad. Así, el valor de la curva $E_{(t)}$ para un tiempo t viene definido como:

$$E_{(t)} = C_{(t)} / (A).$$

La cantidad de $E_{(t)}$ tiene dimensiones de tiempo⁻¹ y se la conoce como "función de distribución de tiempo de residencia". Es una función con la misma forma que la curva C , pero representa una distribución normalizada; esto es, el área bajo la curva es igual a la unidad.

En función de una escala de tiempos adimensionales, tomados como $\theta = t/TRH$, se define la función adimensional $E_{(\theta)}$ según:

$$E_{(\theta)} = TRH \cdot E_{(t)} ; \quad \theta_m = t_m/TRH$$

Usando esta función, puede compararse directamente el tipo de flujo en reactores de tamaño diferentes, así como las curvas obtenidas en experimentos con diferentes cantidades de trazador.

En la figura 2.7 se muestran las distintas curvas que se obtienen con la experiencia de estímulo-respuesta.

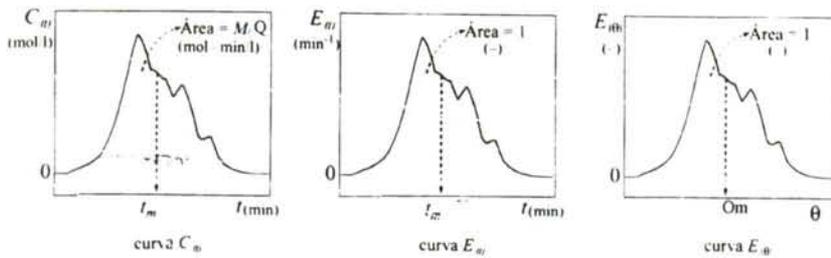


Figura 2.7: Diferentes curvas de respuesta para una señal en pulso

El tiempo medio de residencia en el reactor se calcula a partir de cualquiera de las curvas $C(t)$, $E(t)$, $E(\theta)$, aunque suele ser más útil el estudio de la curva $E(t)$ por su carácter de distribución normalizada. Por lo tanto el t_m se calcula de la siguiente forma:

$$t_m = \frac{\int_0^{\infty} tE_{(t)} dt}{\int_0^{\infty} E_{(t)} dt} = \int_0^{\infty} tE_{(t)} dt = \sum_{i=1}^{\infty} tE_{(t)} \Delta t$$

Comúnmente se comparan las curvas DTR usando dos parámetros como criterio de comparación, en lugar de toda la distribución. El primero es el tiempo medio de residencia y el segundo se toma respecto al tiempo medio y se denomina varianza " σ^2 " (o cuadrado de la desviación estándar). La varianza es una indicación de la amplitud o dispersión de la distribución: a valores mayores, más amplitud. El cálculo de la varianza se realiza de la siguiente manera:

$$\sigma^2 = \int_0^{\infty} t^2 E_{(t)} dt - t_m^2 = \sum_{i=1}^{\infty} t^2 E_{(t)} \Delta t - t_m^2$$

Las principales dificultades de la técnica de trazador en pulso consisten en conseguir este tipo de entrada, pues la inyección debe realizarse de forma homogénea en los diferentes segmentos de flujo del reactor, en un periodo de tiempo muy corto en comparación con el tiempo de residencia y de manera que la dispersión entre el punto de inyección y la entrada al reactor sea despreciable. Si todo esto puede lograrse, la técnica es sencilla y directa para la obtención de la DTR.

2.3.3.- Experiencia del trazador (estímulo-respuesta)

En este trabajo se han utilizado como trazador disoluciones de LiCl de 91 y 224,5 g/l, equivalente a 15 y 37 g/l de Li, respectivamente. Procediendo de esta forma, se introduce un pulso de 1 litro por la alimentación del reactor, de la manera más rápida y homogénea posible. Para recoger las muestras de Li se utiliza un tomamuestras automático que se programa según la periodicidad con la que se deben recoger las muestras. El volumen de muestra recogida es de 500 ml, pero previamente las muestras son aciduladas con 5 ml de HNO₃ (volumen que se añade previamente en los frascos de muestreo) para ser almacenadas en nevera hasta el momento de ser analizadas. La concentración de Li se determina por absorción atómica.

Para calcular el tiempo que tiene que durar el ensayo y la periodicidad con la que hay que tomar las muestras tenemos que conocer el valor del caudal volumétrico alimentado al reactor. Así mismo, la interpretación de los resultados requiere que éste permanezca constante durante todo el ensayo. En función de este caudal calculamos el TRH, y el ensayo durará aproximadamente 3 o 4 veces dicho tiempo. Así en función de la duración del ensayo se cogerán muestras cada hora, cada 2 horas, ó cada 3 horas, etc.

2.3.4.- Modelos de flujo

Existen modelos que describen el flujo real del reactor. En estos modelos se calculan unos parámetros que nos reflejan la no idealidad del flujo en el reactor. Se van a tratar modelos de un solo parámetro.

De esta forma existen modelos de un parámetro que identifican el flujo del reactor real como una desviación de un reactor ideal de flujo en pistón. Estos modelos son el modelo de tanques en serie y el modelo de flujo en pistón con dispersión.

2.3.4.1.- Modelo de tanques en serie

En este modelo se toma el reactor no ideal como si fuera una batería de reactores continuos de mezcla completa en serie, todos del mismo tamaño. El parámetro ajustable que nos indica la desviación de la idealidad es en este caso el número de tanques en serie N .

De una forma general, aplicando balances de materia en cada uno de los N reactores en serie que se consideraran, se elabora una ecuación que nos muestra la función de distribución de tiempos de residencia para una serie de N reactores de igual volumen:

$$E_{(t)} = \frac{t^{N-1} e^{-t/t_{mi}}}{(N-1)! t_{mi}^N}$$

Donde t_{mi} es el tiempo de residencia medio en cada uno de los reactores considerados.

Dado que $V = NV_i$ donde V es el volumen total del reactor a considerar y V_i es el volumen de cada uno de los N reactores teóricos en serie, el tiempo medio de residencia en la serie será $t_m = V/Q = NV_i/Q = Nt_{mi}$, (nótese que a efectos de esta deducción consideramos que $t_m = V/Q = \text{TRH}$, ya que el sistema se compone de N reactores de flujo ideal) con lo que la curva $E_{(t)}$ puede referirse al tiempo adimensional $\theta = t/t_m = t/(Nt_{mi})$, resultando:

$$E_{\theta} = t_m E_{(t)} = \frac{N(N\theta)^{N-1}}{(N-1)!} e^{-N\theta}$$

Estas ecuaciones nos proporcionan la función de distribución de tiempos de residencia para una serie de N tanques de mezcla perfecta. En la figura 2.8 se presentan distintas DTR para diferentes valores de N , apreciándose como al aumentar N , el sistema se aproxima al comportamiento de flujo en pistón ideal.

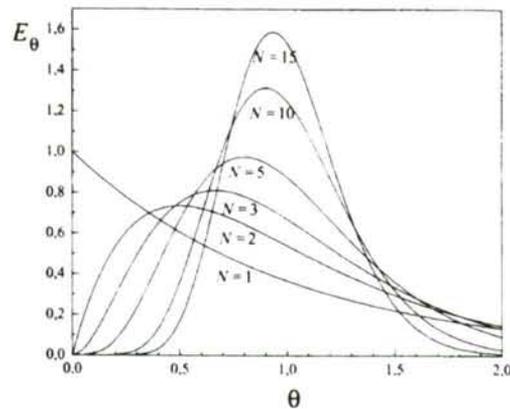


Figura 2.8: Curvas $E_{(\theta)}$ correspondientes a diferentes números de tanques en serie

El cálculo de la varianza de la curva $E_{(\theta)}$ obtenida experimentalmente en el reactor de flujo no ideal permite calcular el número de tanques en serie que origina una DTR parecida.

2.3.4.2.- Modelo de flujo en pistón

En este modelo la desviación del flujo pistón ideal se cuantifica mediante un parámetro que se denomina “módulo de dispersión”. El modelo describe de forma aceptable el flujo en reactores como lechos de relleno o tuberías largas de flujo laminar; es decir, en aquellos casos no muy alejados del comportamiento de flujo en pistón.

El modelo considera que, además del transporte de materia por flujo neto en dirección axial y de forma simultánea a éste, se produce una dispersión axial de materia. Esta dispersión se describe de forma análoga a una difusión según la Ley de Fick. De esta manera, cada componente de flujo, además del flujo neto con caudal (uSC), experimenta un transporte con caudal $[-DS(dC/dx)]$ en dirección axial debido a difusión molecular y turbulenta. Se denomina S la sección transversal del reactor, u la velocidad superficial, D coeficiente efectivo de dispersión axial (m^2/s) que engloba todas las contribuciones a la retromezcla del fluido que circula en la dirección x , y siendo C la concentración de materia.

Si se supone una entrada en trazador en pulso en el modelo de reactor propuesto, la dispersión produce un ensanchamiento de esta señal original, tanto mayor cuanto más tiempo ha permanecido en el reactor (mayor longitud x recorrida). Este efecto se presenta en la figura 2.9.

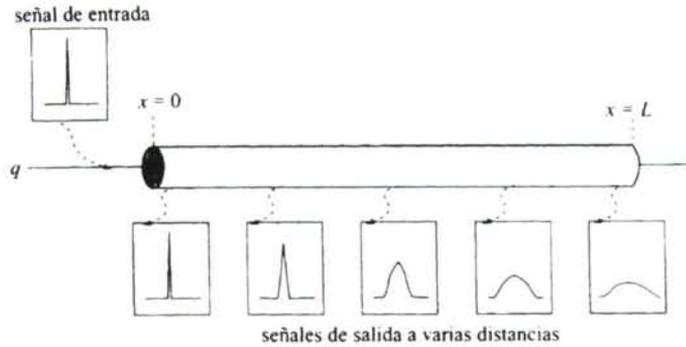


Figura 2.9: Esquema de la dispersión de la señal de trazador en el reactor

El flujo molar de trazador vendrá determinado por los dos efectos: convección y dispersión, y se puede expresar como:

$$F_{\text{trazador}} = [-DS(dC/dx)] + uSC$$

Poniendo en forma adimensional la ecuación diferencial de la Ley de Fick:

$$\frac{\partial C}{\partial \theta} = \left(\frac{D}{uL} \right) \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} - \frac{\partial C}{\partial z}$$

Donde C es concentración (g/l), u es velocidad lineal (m/s), t es tiempo, L es longitud de reactor, z es x/L y D es el coeficiente de dispersión (m²/s).

De esta forma se llega a un parámetro adimensional **D/uL** que mide el grado de dispersión axial y que se denomina módulo de dispersión, donde D es el coeficiente efectivo de dispersión axial (m²/s), u es la velocidad superficial (m/s) y L es la longitud del reactor (m).

Valores pequeños de este módulo indicarán un comportamiento similar al flujo en pistón, mientras que valores elevados supondrán un alejamiento al flujo en pistón y por tanto un comportamiento más próximo a mezcla completa.

Por lo tanto si:

$D/uL \longrightarrow 0$ (dispersión despreciable), se tiende a flujo en pistón.

$D/uL \longrightarrow \infty$ (dispersión grande), se tiende a flujo en mezcla completa.

El cálculo de este parámetro se hace a partir de la varianza adimensional:

$$\sigma_{\theta}^2 = \frac{\sigma^2}{t_m^2} = 2 \left(\frac{D}{uL} \right)$$

Si imponemos una pulsación ideal a un flujo en circulación, la difusión modifica esta pulsación como se indica en la figura 2.9. Para grados de dispersión pequeños (si D/uL es pequeño) la curva del trazador no cambia significativamente de forma a su paso por el punto de medida (durante el tiempo que se está midiendo).

Cuando la curva del trazador de la figura 2.9 cambia significativamente de forma durante el tiempo que pasa por el punto de medida, la curva es asimétrica y presenta una ligera cola (sería el caso en que la dispersión D/uL es significativa). En la figura 2.10 se muestran distintas curvas E_θ (que es igual a C_θ) según el grado de dispersión, mostrándose los límites en los que tenemos reactores en flujo en pistón ó reactores de mezcla completa.

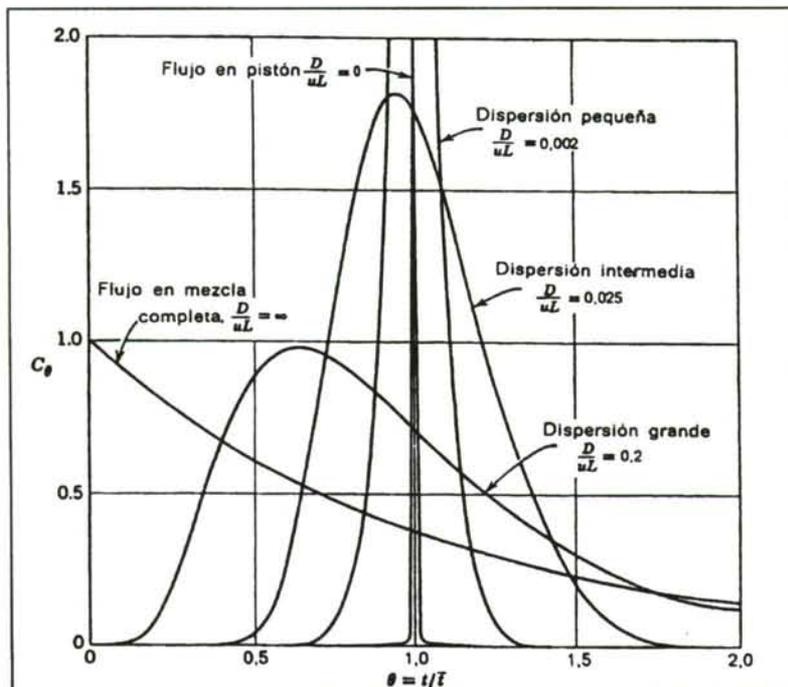


Figura 2.10: Curvas de concentración del pulso en recipientes cerrados para distintas intensidades de mezcla predichas por el modelo de dispersión

2.3.5.- Determinación de DTR en digestores anaerobios. Ejemplos

Existen distintos trabajos donde se han aplicado determinaciones de DTR para conocer el modelo de flujo, existencia de caminos preferenciales, volúmenes muertos, mala distribución del influente, etc.

Uno de estos trabajos fue realizado por Soto, 1990, realizando DTR a un filtro anaerobio de flujo ascendente (en rango termófilo y mesófilo), con el que se realizó un tratamiento del efluente del procesado del mejillón. Estos filtros se llenaron con anillos Rasching de PVC ondulado y presentaban unas dimensiones de 48,9 cm de altura, 5 cm de diámetro, 0,92 l de volumen y 94% de porosidad.

La experiencia de determinación de la DTR en termófilo se realizó a una velocidad de carga orgánica baja (7,7 kgDQO/m³ día) y un TRH de 2,62 días. La curva adimensional se ajusta a un sistema de tanques en serie para N entre 1 y 2. El tiempo del trazador resulta ligeramente inferior al TRH, resultando un volumen activo del 85%. Se determinó que el porcentaje de volumen de líquido decantable fue del 75%, por lo que del 25% del volumen del filtro ocupado por la biomasa húmeda, el trazador penetraba únicamente en un 10%. Esto se explica por la existencia de zonas de biomasa sin acceso al sustrato o por una importante resistencia a la transferencia de materia desde el seno del líquido al interior de la biopelícula. Por otra parte no se encontraron efectos de caminos preferenciales o de recirculaciones internas.

En rango mesófilo se realizaron cuatro experiencias mediante la técnica de trazador en pulso. La 1ª experiencia mostró un comportamiento de reactor en mezcla completa con una parte inicial de flujo en pistón. La proporción del filtro en flujo en pistón se fue reduciendo desde la 1ª experiencia hasta la 3ª. Lo más significativo fue la reducción del volumen activo del filtro como consecuencia de un proceso de desestabilización, pasando desde un 83% (1ª experiencia) hasta un 5% (3ª experiencia).

El volumen de líquido decantable del filtro fue muy reducido, por lo que casi un 90% del volumen del filtro se encontraba ocupado por biomasa húmeda, por lo que durante la 1ª experiencia, el trazador penetraba en el interior de los flóculos (puesto que el volumen activo era del 83%). Mientras que durante la 2ª y 3ª experiencia, donde el volumen de líquido decantable permaneció constante, el trazador no tenía acceso al interior de la biomasa, puesto que el volumen activo se redujo, 37% para la 2ª y 5% para la 3ª. Esto se debió al período de desestabilización que ocurrió.

La 4ª experiencia se realizó sin recirculación, mostrándose un comportamiento de reactor tubular de flujo en pistón (D/uL en torno a 0.03).

Otra aplicación de determinación de tiempos de residencia fue realizada por Pan, 1991. En este trabajo se realizaron DTR sobre dos reactores similares de película fijada en flujo descendente (DSFF), con los que se estudiaba la influencia de la relación de nutrientes sobre el crecimiento microbiano y la eficacia de depuración. Se trabajaron con dos digestores D1 y D2 de las siguientes características: -D1: 0,94 l de volumen y 61% de porosidad; D2: 0,91 l de volumen y 58% de porosidad. Se utilizó un relleno de arcilla roja cocida a una temperatura de 1200°C. Los reactores se encontraban termostatzados a $37 \pm 1^\circ\text{C}$.

Se hicieron dos experiencias de DTR en cada digestor, una con y otra sin recirculación. Se observó que en cuanto al modelo de flujo se obtuvieron mayores dispersiones en las experiencias con recirculación, obteniéndose D/uL más altos y N más bajos que en la experiencia sin recirculación. Por otra parte, se obtuvo mayor porcentaje de volumen muerto en las experiencias sin recirculación que en las de recirculación. Así, en caso del digestor D1 se produjo una reducción del 50% en el porcentaje de volumen muerto existente cuando se recirculaba, siendo esta reducción aún mayor en el caso del digestor D2. Estos resultados indican los beneficios de la utilización de un cierto grado de recirculación cuando se trabaja con este tipo de reactores.

Por último cabe citar que, Morgan-Sagastume et al., 1997, realizaron experiencias de DTR a reactores UASB de laboratorio y planta piloto para medir y evaluar la influencia, en el comportamiento hidráulico del reactor, de la posición del sistema colector de biogás

(separador gas/sólido/líquido), la presencia de lodo anaerobio granular y la colocación del sistema de distribución del influente en la parte baja del reactor.

Se realizaron 11 experiencias de DTR en el UASB de laboratorio (15,2 l) a 15,2 minutos de TRH y 4 experiencias en el UASB de planta piloto (840 l) a 5,8 h de TRH. Los resultados mostraron que si el sistema colector de biogás se coloca en una posición baja (lo más próximo al manto de lodo), desciende la fracción de volumen muerto y se obtiene un mejor funcionamiento del decantador. Por otra parte, se aprecia que con el modelo de tanques en serie se obtiene mayor fracción de volumen muerto que con el modelo de flujo en pistón.

2.4.- PERFILES DE LODO, PURGA, CONTROL DEL CAUDAL DE ALIMENTACIÓN Y BALANCES DE MATERIA EN LOS REACTORES INVESTIGADOS

Perfiles del manto de lodo

En la operación de un reactor anaerobio es muy importante hacer un buen seguimiento de la cantidad de biomasa que tiene el reactor. Uno de los parámetros más importantes para obtener unos rendimientos de depuración óptimos, es el contenido de lodo, puesto que contiene la masa bacteriana que elimina la materia orgánica que lleva el agua residual.

Para hacer este seguimiento se tomaron muestras representativas de lodo del reactor a distintas alturas. Estas muestras se recogieron de las puertas laterales que presenta el reactor, haciéndose una purga de la tubería suficiente como para que la muestra tomada sea representativa de la altura a la que se encuentra dicha tubería.

Una vez tomadas las muestras, se determinaron en el laboratorio los SST y SSV en cada una de las puertas, obteniéndose así el perfil de sólidos en gSSV/l a distintas alturas del reactor. Una vez conocida la concentración de sólidos a cada altura, realizando una ponderación del volumen que representa cada puerta en el reactor con respecto al volumen activo, se calculó la concentración media de lodo en el interior del reactor (X_R -gSSV/l-).

Hay que indicar que en el cálculo de X_R se pudieron cometer errores, puesto que la toma de muestra de lodo en cada puerta puede no ser representativa de todo el volumen de reactor que representa tal puerta en el cálculo de la concentración media (X_R). Estos errores serán mayores cuanto menos uniforme sea el perfil de lodos. De esta forma, podemos suponer que la X_R calculada para perfiles donde el manto de lodo estuviera concentrado en 1 o 2 puertas pudo estar sobrevalorada o infravalorada.

Purga de lodo en exceso

Aunque la producción de lodo en el tratamiento anaerobio sea escasa comparada con la producción en el aerobio, tras largos períodos de tratamiento se deben realizar purgas de lodo (hablamos de régimen estacionario). Claramente la frecuencia con la que se hagan estas purgas dependerá del caudal utilizado, de la carga orgánica del agua residual, TRS de operación, decantación del manto de lodo, etc. Estas purgas se realizaron conectando una manguera a la toma de muestra de donde se retira el lodo en exceso (normalmente la P4), vertiéndolo a una alcantarilla que está dirigida a pie de planta. Al hacer la purga se midió el caudal, se tomaron dos o tres muestras de la purga (para determinar concentraciones) y se

anotó el tiempo de purga. Estas mediciones fueron necesarias para posteriormente hacer los balances de materia.

Control del caudal de alimentación

El caudal de entrada a los reactores se controló por medio de válvulas colocadas en la entrada al reactor (caudales más bajos cuanto más cerrada esté la válvula), este control es muy difícil si no se coloca una purga en forma de T a la salida de la bomba de alimentación, de manera que descienda considerablemente el flujo que llega a la válvula de entrada al reactor (figura 2.11). Con la purga colocada a la salida de la bomba, la válvula puede permanecer a mitad de giro (según sea el caudal a operar) y no estar casi completamente cerrada (caso de no tener purga y operar a caudales muy bajos), evitándose así obturaciones de la misma que lleva a grandes oscilaciones en el caudal de entrada al reactor.

Por lo tanto, el control del caudal de alimentación se realizó diariamente a través de la válvula de la purga en forma de T y la válvula de entrada al reactor. Con este sistema se realizó un correcto y constante control del caudal durante todo el período de investigación.

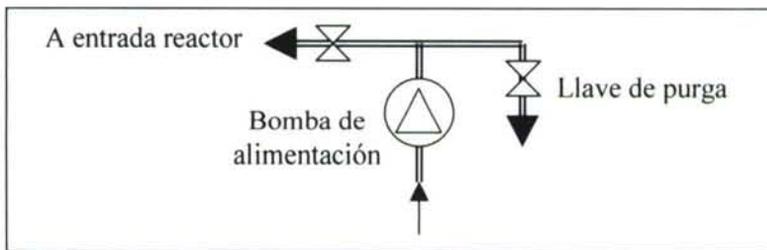


Figura 2.11: Esquema de purga en la bomba de alimentación

Balances de materia: DQO y SSV

Para cada período de operación de las diversas etapas realizadas en este trabajo se ha realizado un balance de masa en kg de DQO, según la siguiente ecuación:

$$DQO_i = DQO_e + DQO_{CH_4} + DQO_{lodo\ purgado} + DQO_{lodo\ acumulado} + DQO_p$$

Donde:

- DQO_i y DQO_e se refieren a la DQO total de entrada en el influente (i) y de salida en el efluente (e). Se calculan como el sumatorio de todos los valores diarios de DQO multiplicado por el caudal (Q) obtenidos a lo largo del período en cuestión, expresando el resultado final en kg de DQO.

- DQO_{CH_4} es la cantidad total de metano (gas y disuelto en el efluente) en kg de DQO a lo largo de todo el período. Al igual que en el caso anterior se calcula como el sumatorio de los valores diarios de caudal de metano gas y disuelto (calculado como se indica en apartado 2.1.8.1) multiplicados por el valor de conversión a DQO que depende de la temperatura (tabla 2.7).

- DQO lodo purgado son los kg de DQO correspondientes a la biomasa eliminada en las purgas realizadas durante todo el período. Para su cálculo es necesario conocer la masa de sólidos eliminados (dato de purga) y la relación de DQO/SSV, que se determinará experimentalmente.

- DQO lodo acumulado corresponde a los kg de DQO de la biomasa acumulada en el reactor entre el inicio y el final del período en el que se hace el balance de masa. Este término puede ser positivo ó negativo. Para su cálculo es necesario conocer el valor promedio de la concentración de lodo en el reactor al inicio y al final del período y, al igual que en DQO lodo purgado un valor experimental de DQO/SSV.

- DQOp son las pérdidas de DQO por otros procesos químicos o biológicos. Aunque la DQO es una propiedad conservativa, además del metano pueden existir otros productos finales que contienen DQO y no son determinados, tales como los compuestos no oxigenados de S y N principalmente. Este término incluye por tanto el efecto de procesos tales como la sulfatoreducción y la nitrificación-desnitrificación.

En el caso de un balance de SSV en kg, los términos de la ecuación son los siguientes:

$$SSVi = SSVe + SSV_{\text{lodo purgado}} + SSV_{\text{lodo acumulado}} + SSV_{\text{hidrolizados}}$$

De forma que los términos: SSVi, SSVe, SSV lodo purgado y SSV lodo acumulado se calculan de la misma forma que en el balance de DQO, teniendo en cuenta que se trabaja con SSV en vez de DQO. Por otra parte, los kg de SSV hidrolizados se obtienen en el balance restando los SSVe, SSV lodo purgado y SSV lodo acumulado a los SSVi, pudiéndose calcular el porcentaje de hidrólisis en el período en cuestión.

Por tanto, mientras que la DQO es considerada una propiedad conservativa, este no es el caso de los SSV, ya que son destruidos durante el proceso.

2.5.- CÁLCULO DEL TIEMPO DE RESIDENCIA DE SÓLIDOS

El tiempo de residencia ó retención de sólidos (TRS) se define como el tiempo promedio que las diferentes partículas de sólidos, que bien pueden entrar al digestor con la corriente del influente o generarse en el sistema, permanecen en el interior del digestor. Este concepto engloba tanto los sólidos activos, biomasa, como los sólidos inertes. Se han determinado tanto los SST como los SSV. Cualquiera de estos parámetros se puede utilizar para determinar el TRS. Se han usado las mediciones de SSV, ya que de esta forma excluimos la posible interferencia de los sólidos en suspensión inorgánicos.

El tiempo de residencia de sólidos puede calcularse como el cociente entre la masa total de lodo en el reactor, M_x (como SSV) y la velocidad de producción de lodo, F_{PL} (Henze et al, 1995):

$$TRS = M_x / F_{PL}$$

Donde M_x se obtiene como el producto de la concentración de lodo en el digestor por el volumen de digestor,

$$M_x = V_R \cdot X_R$$

Mientras que para calcular F_{PL} , que se define como la suma de la velocidad de entrada de lodo al digestor con la corriente del influente ($Q_{vi}X_i$) y la velocidad de generación de biomasa en el interior del digestor ($r_X V_R$), será necesario la aplicación de un balance de masa, de la siguiente forma:

$$F_{PL} = Q_{vi}X_i + r_X V_R = Q_{ve}X_e + Q_{vp}X_p + A$$

Donde A indica la cantidad de lodo que en un determinado período de tiempo se acumula en el digestor, cuando el comportamiento del mismo no es de estado estacionario en cuanto a flujo de lodo; Q_{ve} es el caudal del efluente, X_e la concentración de lodo en el efluente; Q_{vp} el caudal de la corriente de purga y X_p la concentración de lodo en la corriente de purga.

Por lo tanto, la velocidad de producción de lodo se calcula como la suma de lodo que se pierde por el efluente y el lodo que se retira del digestor en la purga, corregido en su caso por la variación de la cantidad de lodo en el interior del sistema.

Debido a que las purgas no son continuas, el sistema opera en estado no estacionario respecto al flujo de lodo. Por lo tanto, las ecuaciones anteriores se podrán aplicar a un determinado período de operación, haciendo uso de la concentración promedio de lodo en el digestor durante ese período, y de la velocidad promedio de generación de lodo. Es decir,

$$TRS = X_R V_R / (Q_{ve}X_e + Q_{vp}X_p + A)$$

Donde X y Q_v son valores promedios para cada período, a partir de diferentes medidas puntuales realizadas, y A es la acumulación de lodo por unidad de tiempo en el interior del digestor durante ese período. Por tanto,

$$\begin{aligned} X &= \Sigma(X\Delta t)_i / \Sigma\Delta t_i \\ Q_v &= \Sigma(Q_v\Delta t)_i / \Sigma\Delta t_i \\ A &= V_R (X_{R\text{final}} - X_{R\text{inicial}}) / \Sigma\Delta t_i \end{aligned}$$

Donde Δt_i es el intervalo de tiempo entre medidas consecutivas de una misma variable dentro de un período de operación más amplio dado por $\Sigma\Delta t_i$ para el que se calcula la propiedad promedio.

La producción de lodo en exceso (F_{PLE}) en el proceso viene dada, para cada período, por la suma del lodo purgado más el lodo acumulado en el digestor:

$$F_{PLE} = Q_{vp}X_p + A$$

El término de acumulación de lodo (A) no se debe tener en cuenta en el cálculo del TRS. Se considera que si la acumulación es positiva indica que la purga de lodo ha sido insuficiente por lo que se obtendrá un TRS alto, el hecho de considerar A llevaría a un TRS menor que el real. En caso contrario, si A es negativa indica que la purga o los SSV del efluente fueron elevados y se obtendrá un TRS bajo, el hecho de considerar A nos llevaría a un TRS mayor que el real.

En el caso de estar en estado estacionario, la acumulación sería 0 y el TRS calculado por la ecuación del balance de masa coincide con el denominado TRS_{min} (Elmitwalli et al.,

2002), y se incluye el concepto de TRS_{max} , en el que no se tiene en cuenta los sólidos que salen en el efluente.

Por este razonamiento, se ha considerado que la acumulación de lodo no se debe tener en cuenta en el cálculo del TRS, calculándose éste según las siguientes ecuaciones (Elmitwalli et al., 2002):

$$TRS_{max} = (V_R \cdot X_R) / (Q_{vp} \cdot X_p)$$

$$TRS_{min} = (V_R \cdot X_R) / [(Q_{vp} \cdot X_p) + (Q_{ve} \cdot X_e)]$$

donde, V_R es el volumen del digestor (m^3); X_R es la concentración media de lodo en el digestor ($kgSSV/m^3$); Q_{vp} es el flujo de lodo purgado (m^3/d); X_p es la concentración de lodo purgado ($kgSSV/m^3$); Q_{ve} es el caudal del efluente (que será igual al del influente -estado estacionario-) (m^3/d) y X_e es la concentración de SSV en efluente ($kgSSV/m^3$).

En el cálculo del TRS_{max} , se supone que los SSV del efluente forman parte de los SSV del influente con un tiempo de residencia igual al TRH, mientras que en el cálculo del TRS_{min} , se supone que los SSV del efluente tienen el mismo TRS que el lodo purgado. El TRS real estará entre el TRS_{max} y TRS_{min} .

2.6.- CARACTERÍSTICAS DEL ARU TRATADA EN ESTE TRABAJO

El agua residual tratada en esta investigación ha sido la perteneciente a la zona de Santiago de Compostela y alrededores que se centraliza en el colector que llega a la EDAR Silvouta. El agua residual se ha caracterizado por ser de carga orgánica débil o muy débil según la época del año, como consecuencia de la alta pluviosidad registrada en la zona y a la entrada de aguas subterráneas (manantiales, infiltración por terreno, etc.) a la red de alcantarillado de las aguas residuales. En la tabla 2.8 se indican los valores medios de los parámetros analizados, así mismo como el valor máximo y mínimo.

Tabla 2.8: Valores medios, mínimos y máximos de los parámetros analizados del agua residual tratada durante la operación de la planta piloto (T° en $^\circ C$, resto en mg/l excepto pH)

	T°	pH	DBO_5	DQO_t	DQO_5	SST	SSV	PO_4^{-3}	NH_4^+	NO_3^-
Media*	17,3±2,8	7,43±0,3	186±78	323±124	115±41	200±90	167±72	4±3	21±10	17±15
Mínimo	11,5	4,89	4	34	17	19	19	0	1	0
Máximo	22,9	9,46	470	1012	280	841	622	27	70	196

*media ± desviación estándar

Por otra parte en la figura 2.12 y 2.13 se muestran el seguimiento de los parámetros analizados, así como la pluviometría mensual de la zona, durante todo el período de este trabajo, abarcando cuatro años y medio aproximadamente (desde Julio de 1999 hasta Octubre de 2003). Los datos de pluviometría (l/m^2) proceden de la red de estaciones de meteorología de la Consellería de Medio ambiente.

Hay que indicar que a pesar de que el agua residual tratada ha sido catalogada como un efluente residual urbano o doméstico, tuvo una cierta contribución de efluentes residuales industriales, debido a la actividad de industrias, tales como papeleras, industrias alimentarias,

industrias electrónicas, así como el hospital clínico que descargaban sus efluentes residuales a los colectores del agua residual urbana.

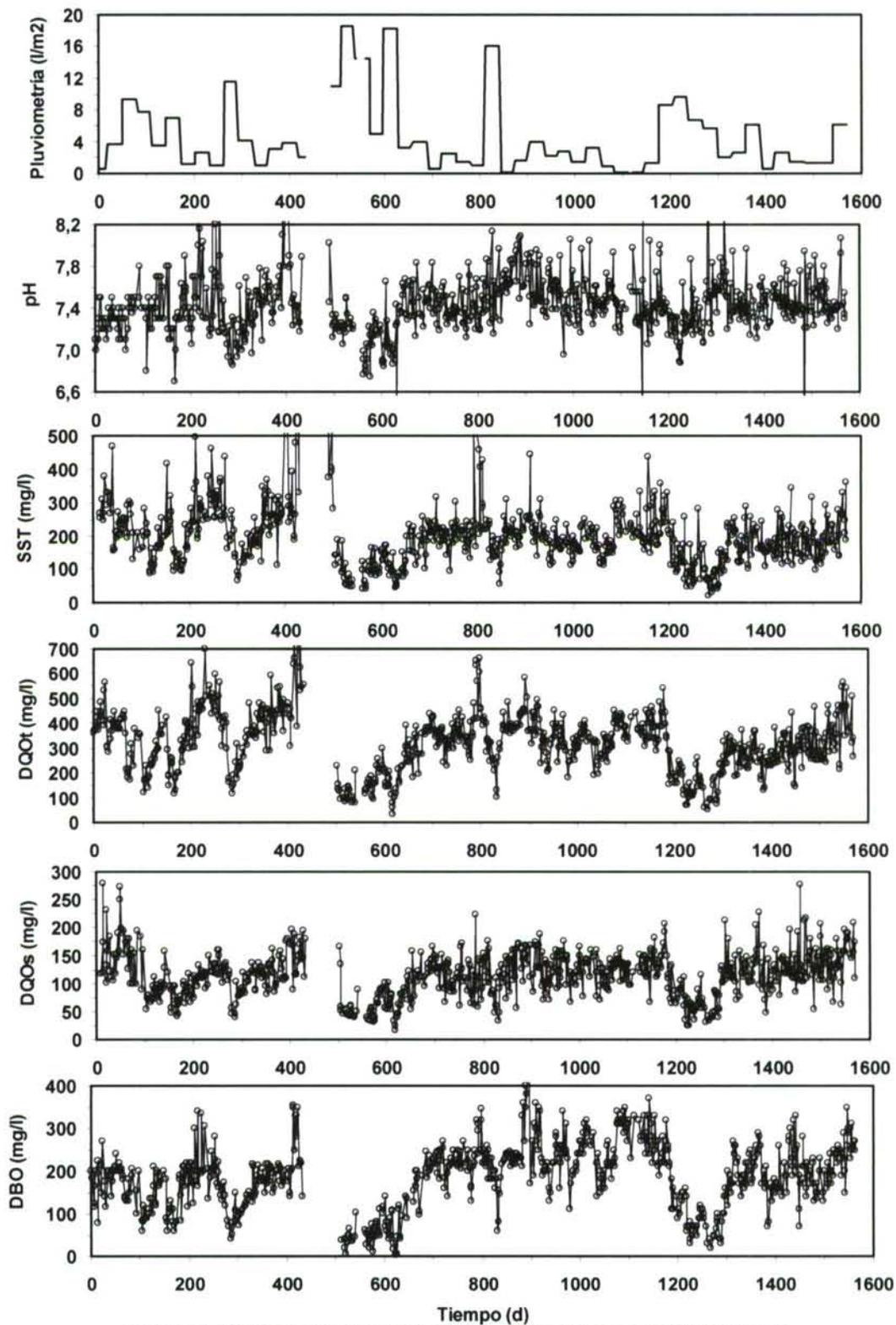


Figura 2.12: Seguimiento de los parámetros del agua residual tratada

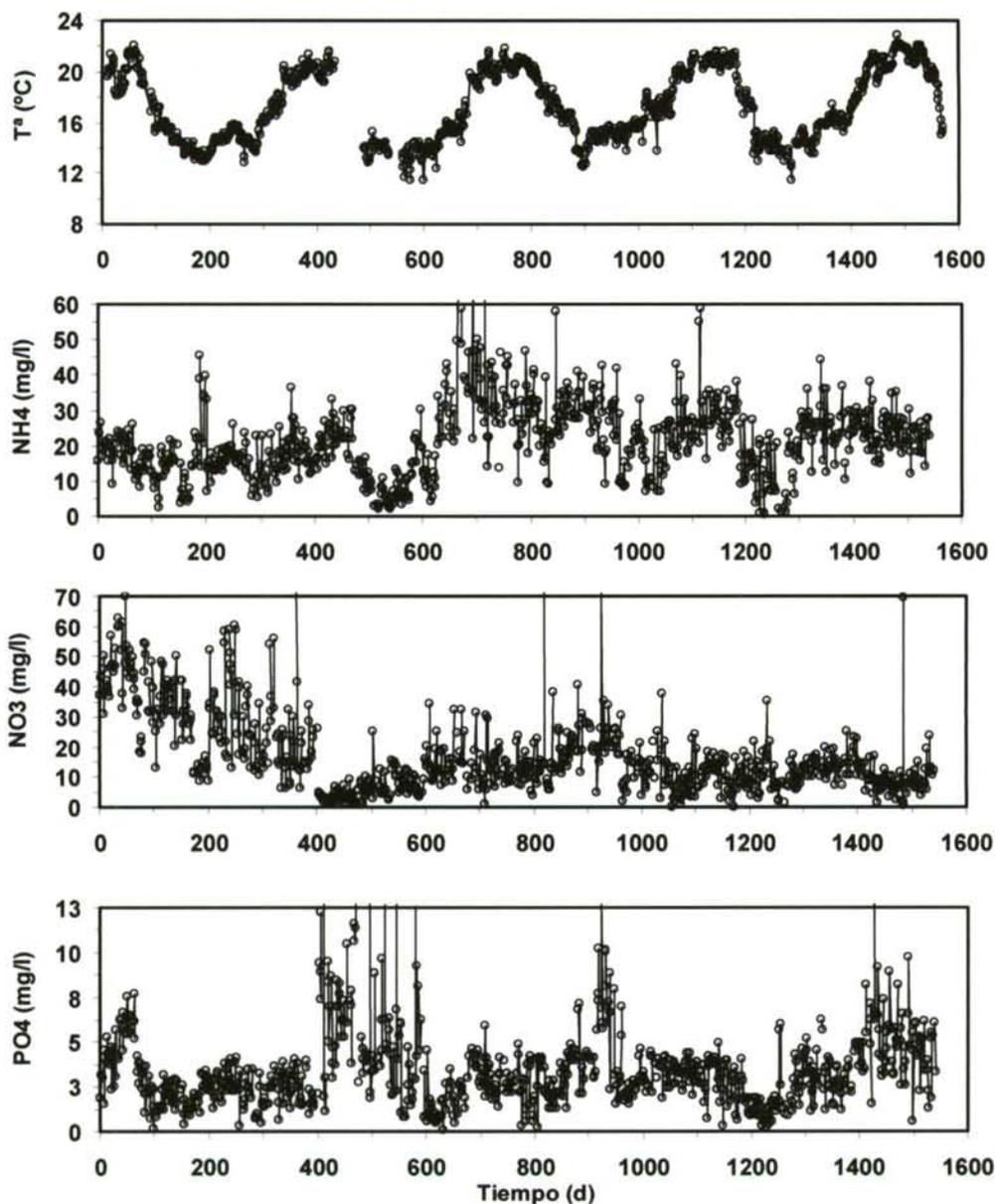


Figura 2.13: Seguimiento de los parámetros del agua residual tratada

En la figura 2.14 se indican las correlaciones de los parámetros de SST, DQOs y DBO con la DQOt del agua residual tratada durante todo el período de investigación. Se observa como las DQOt altas (por encima de 500 mg/l) son debidas a la presencia de altas concentraciones de SST, puesto que la DQOs y DBO se mantienen más o menos constantes. Las altas concentraciones de SST pudieron ser debidas a vertidos esporádicos de una papelera próxima a la depuradora.

Por otra parte, tanto en la figura 2.14 como en la 2.15 se observan como a valores inferiores de 400 mg/l de DQOt, existe cierta correlación lineal con los parámetros mencionados anteriormente.

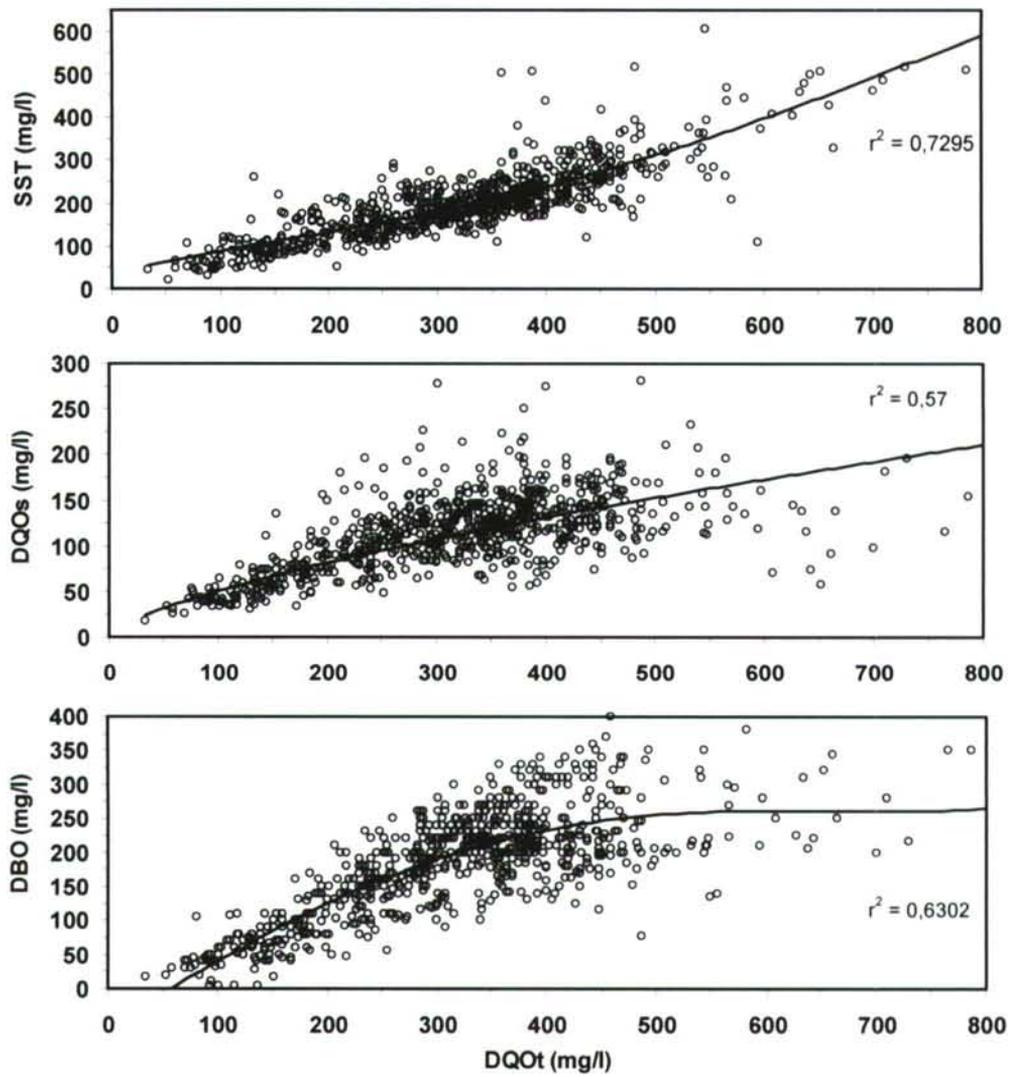


Figura 2.14: Relaciones entre SST, DQOs y DBO con la DQOt del agua residual tratada

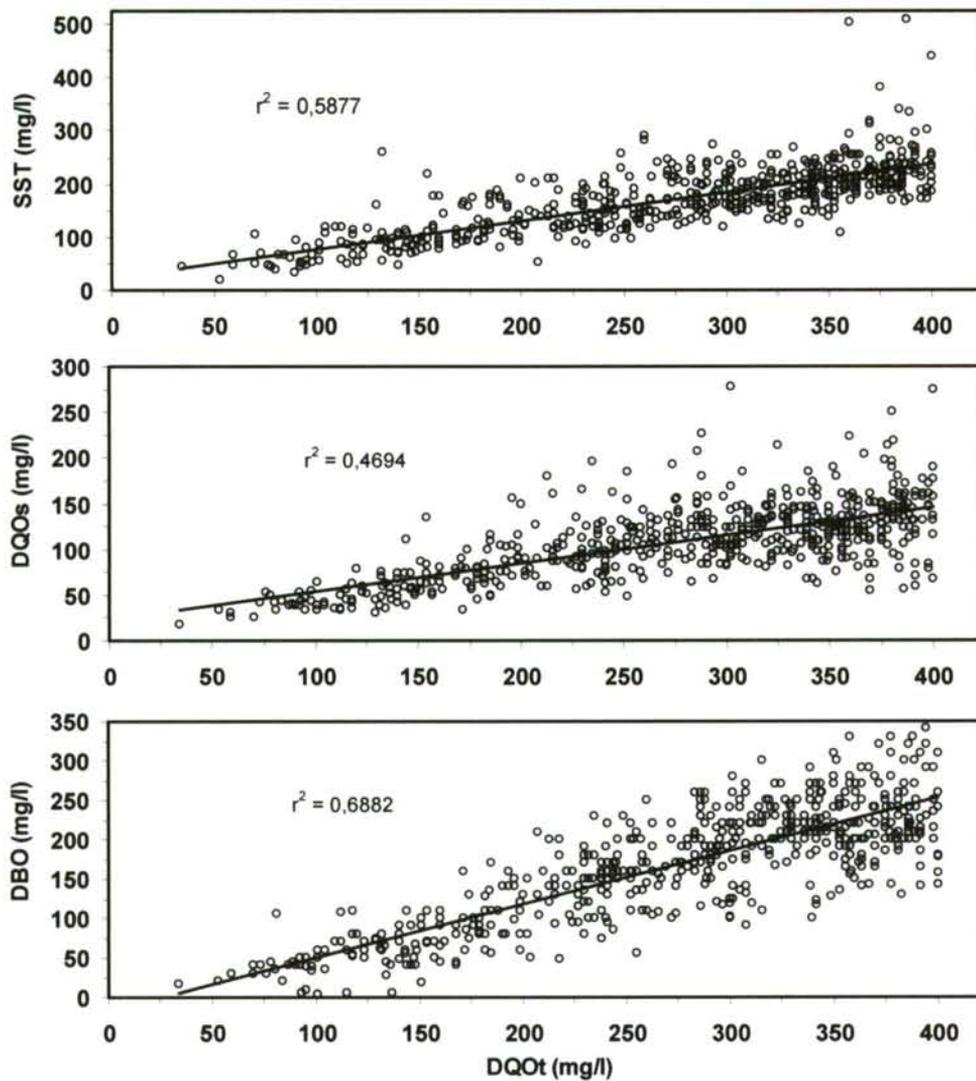


Figura 2.15: Relaciones lineales entre SST, DQOs y DBO con la DQOt del agua residual tratada hasta un valor de 400 mg/l

2.7.- AGRADECIMIENTOS

En este apartado se quiere agradecer la colaboración del equipo del Laboratorio Central de Labaqua S.A. de Santiago de Compostela (anteriormente Laboratorio Central de Aquagest S.A.), así como también la ayuda aportada por parte del equipo de operarios de EDAR Silvouta en el mantenimiento, modificaciones e instalaciones de la planta piloto.

2.8.- REFERENCIAS

- Elmitwalli, T.; Sklyar, V.; Zeeman, G. y Lettinga, G. (2002). "Low temperature pre-treatment of domestic sewage in an anaerobic hybrid and an anaerobic filter reactor". *Bioresource Technology*, 88 (3), 233-241.
- Field, J.; Sierra, R. y Lettinga, G. (1988). "Ensayos anaerobios". Actas 4º Seminario de Depuración Anaerobia de aguas residuales. Valladolid, 23-25 Noviembre, 52-81.
- Henze, H.; Harremoës, P; Jansens, J. y Arvin, E. (1995). "Wastewater treatment". Springer-Verlag, New York.
- Levenspiel, O. (1981). "Ingeniería de las reacciones químicas". Edit. Reverté, España.
- Levenspiel, O. (1986). "El omnilibro de los reactores químicos". Edit. Reverté, España.
- Morgan-Sagastume, J.M.; Jiménez, B. y Noyola A. (1997). "Tracer studies in a laboratory and pilot scale UASB reactor". *Environmental Technology*, 18, 817-825.
- Pan, L.M. (1991). "Tratamiento de efluentes de industrias lácteas en reactores anaerobios de alta carga: influencia de la relación C/N/P y del equipo". Tesis Doctoral. Dpto. de Enxeñaría Química. Universidade de Santiago de Compostela.
- Perry, R.M. y Chilton, C.M. (1973). "Methane Solubility in Water". Table 3-138. *Chemical Engineer's Handbook*. 5th Edition.
- Santamaría, J.M.; Herguido, J.; Menéndez, M.A. y Monzón, A. (1999). "Ingeniería de reactores". Edit. Síntesis, España.
- Soto, M. (1990). "Depuración de efluentes residuais da industria de procesado de produtos marinhos mediante um filtro anaerobio". Tesis Doctoral. Departamento de Enxeñaría Química, Universidade de Santiago de Compostela.
- 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.
- Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, (1995). 19th. Edition, American Public Health Association/American Water Works Association/ Water Environment Federation, Washington D.C., USA.
- Water Analysis Handbook. Hach Company. 3rd Edition. Colorado 1997.

CAPÍTULO 3

ALTERNATIVAS DE PUESTA EN MARCHA DE UN REACTOR UASB EN PLANTA PILOTO TRATANDO ARU

3.- ALTERNATIVAS DE PUESTA EN MARCHA DE UN REACTOR UASB EN PLANTA PILOTO TRATANDO ARU A BAJA TEMPERATURA

3.1.- RESUMEN

Se han llevado a cabo tres puestas en marcha distintas (A, B y C) de un digestor de lecho de lodos de flujo ascendente (UASB), tratando aguas residuales muy diluidas a una temperatura que osciló entre 13,7 y 20,5 °C. El volumen activo del digestor en planta piloto utilizado fue de 25,5 m³ y se instaló en la depuradora de ARU de A Silvouta de Santiago de Compostela.

La puesta en marcha A (120 días de operación) se realizó sin inóculo, siendo la temperatura del influente de 20 a 17°C y una DQOt de 330 mg/l de media. Al término de esta puesta en marcha, el digestor alcanzó una eliminación de 75-85% en SST, 54-58% en DQOt y 63-73% en DBO, operando a un TRH de 10-11 h y tratando un influente de 13,5-15°C de temperatura y 240-340 mg/l de DQOt.

Para la puesta en marcha B se utilizó lodo digerido y se operó con una DQOt del influente de 136 mg/l y 13,7°C de media. En estas condiciones, la concentración de lodo en el digestor descendió continuamente, llegando a 4 gSSV/l después de 90 días de operación. Después de este período, la eficacia del digestor fue de 58%, 41% y 54% de eliminación de SST, DQOt y DBO, respectivamente, operando a un TRH de 11 h y con un influente de 14°C y 169 mg/l de DQOt.

En la puesta en marcha C, se usó un lodo adaptado hidráulicamente como inóculo. Este manto de lodo se desarrolló y se estabilizó rápidamente, alcanzando una alta retención de SS en pocas semanas. Sin embargo, la eliminación de DQOt y DBO se mantuvo baja durante todo el período de operación, a pesar de tratar un influente de 20,5°C. Después de la puesta en marcha, la eficacia del digestor fue de 82%, 47% y 49% de eliminación de SST, DQOt y DBO, respectivamente, operando a un TRH de 4,7 h. Cabe citar que una acumulación de 75 mg/l de AGV en el efluente del digestor, indica que la etapa metanogénica fue la limitante.

Para TRH superiores a 6 h, el TRS mínimo osciló entre 44 y 126 días y la producción de lodo en exceso fue baja, consiguiéndose una hidrólisis del 60% al 100% de los SSV retenidos en el digestor. A TRH menores (4,7 h), se necesitó purgar el lodo en exceso y el TRS mínimo fue menor (31 d). La actividad metanogénica del lodo retenido fue baja, sobre 0,04-0,05 gDQO_{CH4}/gSSV·d (experiencias B y C), siendo la etapa metanogénica la conversión anaerobia limitante.

3.2.- INTRODUCCIÓN

Desarrollos recientes del proceso anaerobio en el tratamiento de ARU deben su éxito al concepto del reactor UASB. El coste de construcción, instalación y operación de reactores anaerobios son inferiores a los sistemas aerobios convencionales, debido a que el reactor no requiere equipamiento extra para el control y mantenimiento del proceso. De hecho, si las condiciones ambientales dentro del reactor son adecuadas, los procesos anaerobios son la mayoría de las veces auto-controlados. Además, la producción de lodo en exceso es mínima y los

balances de energía son bastante favorables debido a la producción de metano, incluso cuando se requiere calentamiento del sistema (Foresti, 2001).

Teniendo en cuenta el acuerdo con lo estipulado en la Directiva Europea 91/271/CE, es necesario la construcción de nuevos sistemas de tratamiento en algunos países, basados en métodos de tratamiento eficaces y económicos. Por lo tanto, las anteriores ventajas mencionadas de los digestores anaerobios indican una alta probabilidad de implantación de la digestión anaerobia en países en vía de desarrollo.

Durante la última década, diferentes tecnologías anaerobias han sido aplicadas al tratamiento de efluentes de baja carga orgánica, tales como las ARU y algunos efluentes industriales, dando lugar a buenas eficacias de tratamiento a bajos o muy bajos TRH. La principal aplicación de la digestión anaerobia en el tratamiento de ARU consiste en la utilización de digestores metanogénicos de una sola etapa para la eliminación de la materia orgánica (Lettinga et al., 1993; Ruiz et al., 1998; Foresti, 2001).

Hay algunos ejemplos de aplicaciones de digestores UASB a gran escala tratando ARU en países tropicales, donde la temperatura del agua residual está por encima de 25°C, como en Brasil (Florencio et al., 2001), Colombia (Schellinkhout y Collazos, 1992) o India (Kalker et al., 1999). Por lo tanto, la digestión anaerobia puede ser considerada como una alternativa tecnológica consolidada en estos países. En el caso de países de clima frío o templado se necesita más investigación, especialmente en lo que respecta a la puesta en marcha de digestores anaerobios de escala piloto o industrial.

Dado que hay serias dificultades en conseguir suficiente biomasa granular, los digestores UASB tienen que ser inoculados con lodo floculento de baja actividad y decantación, aunque la puesta en marcha sin inoculación puede ser otra alternativa. La puesta en marcha sin inóculo fue considerada viable en un período de 6-12 semanas a un TRH sobre 6 h y a temperaturas superiores a 20°C (Lettinga et al., 1993). Por otra parte, Kalogo et al. (2001) mostraron que 14 semanas son necesarias para la puesta en marcha de un UASB sin inóculo tratando agua residual bruta a 29°C. Hay que indicar que no hay experiencias con digestores UASB operando a temperaturas ambientes inferiores a 18-20°C.

Esta investigación se llevó a cabo en un digestor UASB a escala piloto (semi-industrial) tratando ARU. Los principales objetivos fueron: 1) investigar la viabilidad de la puesta en marcha del digestor UASB con o sin inóculo, 2) estudiar el efecto de la carga orgánica del influente y la temperatura en la puesta en marcha y eficacia del digestor y, 3) cuantificar la cantidad y actividad metanogénica del lodo retenido en el reactor.

3.3.-MATERIAL Y MÉTODOS

3.3.1.- Planta piloto

Un cilindro metálico existente de 2,5 m de diámetro y 7,1 m de altura total fue adaptado y se usó como digestor UASB (up flow anaerobic sludge bed). La distribución y las dimensiones del digestor están especificadas en la figura 3.1. El agua residual fue dirigida al fondo del digestor a través de una tubería de PVC de 3 pulgadas y distribuida a través de cuatro puntos de entrada, como se indica en la figura 3.1. Por otra parte, el efluente del digestor sale por otra

tubería de PVC de 3 pulgadas y se canaliza hasta el mismo punto de la depuradora donde se recoge el influente.

Los volúmenes total y activo fueron de 34,9 y 25,5 m³, respectivamente. La velocidad ascensional fue función del TRH, siendo inferior a 1,1 m/h para TRH inferiores a 5 h. Cuatro puertas laterales permitieron tomar muestras del manto de lodo a distintas alturas: 0,10 m (P1), 1,25 m (P2), 2,50 m (P3) y 4,50 m (P4). En la parte superior del digestor se colocó un separador gas/sólido/líquido similar a los usados en digestores UASB (Lettinga et al., 1993). El flujo del influente fue determinado usando un medidor electromagnético modelo MS-1000 de Iberfluid. La producción de biogás (en fase gas) se determinó con un medidor electrónico modelo E-7000 de Iberfluid, mientras que el metano disuelto en el efluente fue calculado de acuerdo a la Ley de Henry (Perry y Chilton, 1973). El digestor estaba localizado en la planta depuradora de Santiago de compostela (EDAR Silvouta), y fue alimentado con agua residual doméstica bruta, después de eliminar grasas y arenas.

3.3.2.- Características de las puestas en marcha

El digestor se usó para dos puestas en marcha sucesivas (A y B) y un estudio de re-puesta en marcha (C). La puesta en marcha A se llevó a cabo sin inóculo. En la segunda experiencia (puesta en marcha B), se usó como inóculo un volumen de lodo de 10 m³ con una concentración de 35 gSSV/l y con una actividad metanogénica de 0,07 gDQO_{CH4}/gSSVd, este lodo procedía de un digestor estabilizador de lodo primario localizado en la planta depuradora de ARU de Pontevedra.

El inóculo de la puesta en marcha C fue un lodo desarrollado en el digestor UASB durante 50 días de operación en unas condiciones no definidas, a continuación de la puesta en marcha B. Después de este período, el digestor fue de nuevo puesto en marcha con un manto de lodo sobre 8 gSSV/l (actividad metanogénica de 0,04 gDQO_{CH4}/gSSVd) y operó a unas condiciones definidas (experiencia C). En comparación con la experiencia B, el inóculo usado en la puesta en marcha C podría ser considerado como lodo primario parcialmente estabilizado, pero adaptado al comportamiento hidráulico del reactor UASB.

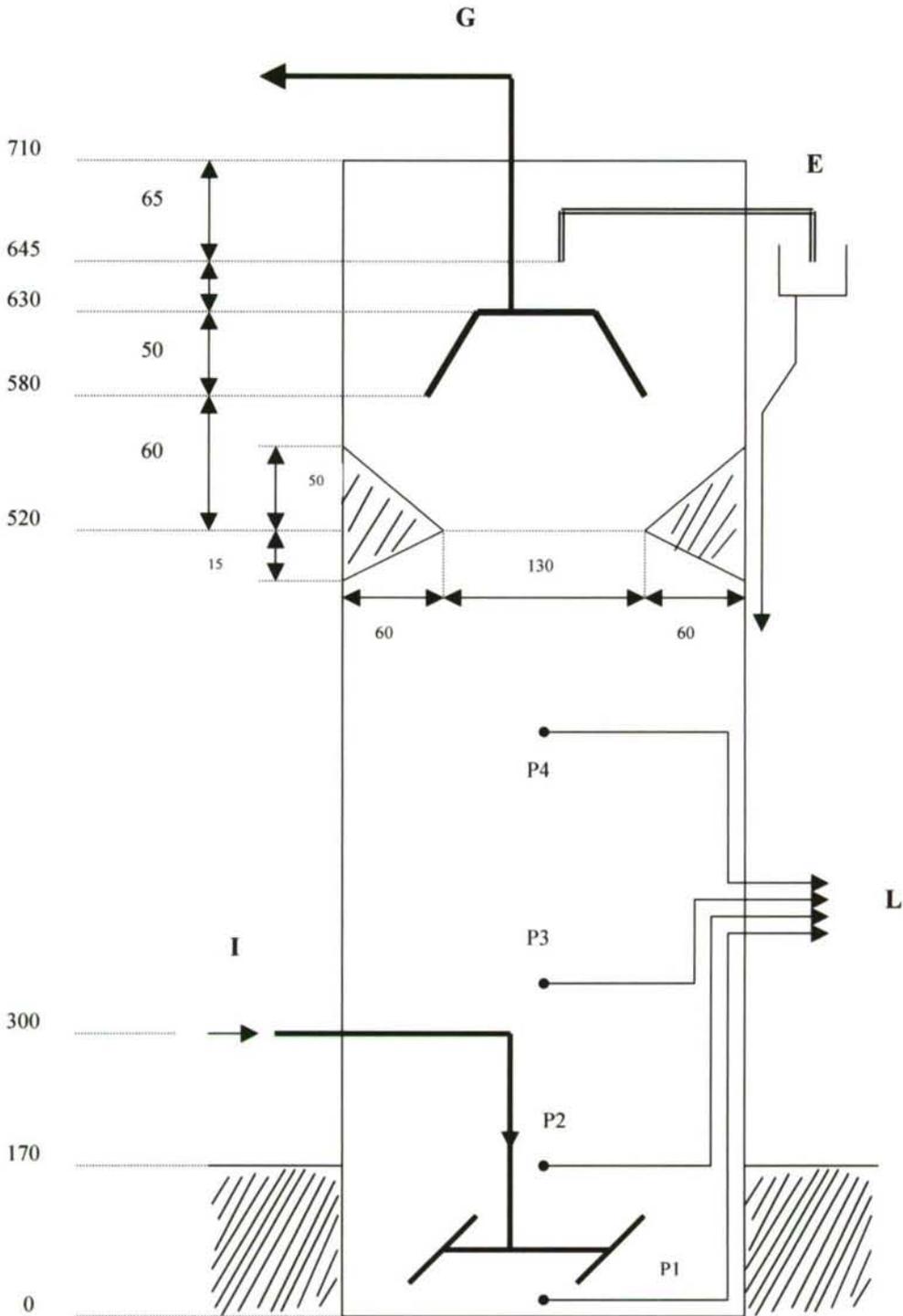


Figura 3.1: Esquema del digester UASB en planta piloto. I: Influyente, E: Efluente, G: Biogas, L: Lodo. Dimensiones en cm

3.3.3.- Métodos analíticos y ensayos biológicos

Muestras del influente y efluente del digestor fueron tomadas cada tres horas y posteriormente fueron combinadas para obtener una muestra compuesta diaria. Generalmente, este procedimiento se realizó cuatro días por semana. Los análisis realizados fueron los siguientes:

- Se analizó in situ los parámetros siguientes: pH, T^a, caudal de entrada y biogás.
- Se determinaron en el laboratorio de la planta depuradora de A Silvouta los siguientes parámetros: SST, DQOt y DBO.
- Se realizaron en el laboratorio del Área de Enxeñería Química da Universidade da Coruña otras determinaciones, tales como ensayos biológicos, AGV y composición de biogás.

Los métodos analíticos llevados a cabo se explicaron en el capítulo 2, pero en general se realizaron según Standard Methods (1995).

Los ensayos de actividad metanogénicos se llevaron a cabo en viales de 0,5 l. Un tubo de plástico conecta el vial a un frasco Mariotte invertido de 0,25 l, que contiene una disolución alcalina (2,5 % de NaOH), por lo que el CO₂ se absorbe en la disolución alcalina y el volumen generado de metano se mide como el volumen de líquido desplazado (Soto et al., 1993). Se utilizó ácido acético (1g/l) como sustrato. Este método de desplazamiento de líquido se describió con mayor detalle en el capítulo 2.

Al inicio de las puestas en marcha A y B, se realizaron experimentos de trazador en pulso, para determinar la distribución del tiempo de residencia (DTR). Para esto, se utilizó 1 litro de disolución de 92 y 224 g de LiCl, que corresponden a 15 y 37 g de Li, respectivamente. La disolución fue introducida, de forma instantánea, en la corriente del influente que entra en el digestor. Posteriormente, durante un período de tiempo más largo que 3 o 4 veces el TRH, se recogieron sucesivamente muestras del efluente para la determinación de su contenido en Li. Los experimentos de DTR se explicaron en detalle en el capítulo 2.

3.3.4.- Perfiles y purga del manto de lodo

El lodo en exceso superior al nivel de la puerta lateral más alta (P4) fue periódicamente purgado por gravedad a través de una manguera conectada a la mencionada puerta, determinándose el volumen y la concentración de SSV del lodo purgado en cada caso. El nivel del manto de lodo se comprobó una o dos veces por semana y se purgó cuando fue necesario para prevenir que el manto de lodo alcanzara el separador gas/sólido/líquido.

Para tener una buena operación del sistema es importante hacer un buen control del manto de lodo desarrollado en el reactor, para esto se determinó periódicamente el contenido y el perfil de biomasa en el interior del reactor. El tiempo de residencia de sólidos (TRS) se calculó como se indicó en el capítulo 2.

Dado que las características del agua residual tratada mostraron una fluctuación y variación continua, las condiciones de estado estacionario real no pueden ser estipuladas. De acuerdo con Elmitwalli et al. (1999), el estado estacionario se considera una vez alcanzado un tiempo de operación igual a 10 veces el nuevo TRH aplicado con un mínimo de 2 semanas. Este

criterio fue escasamente observado durante todos los períodos de operación mencionados anteriormente (A, B y C).

3.4.- RESULTADOS Y DISCUSIÓN

3.4.1.- Operación y condiciones de puestas en marcha

En la tabla 3.1 se muestran las condiciones de operación para los diferentes subperíodos de cada puesta en marcha. Las experiencias A y C se llevaron a cabo bajo condiciones de clima semi-seco, mientras que la experiencia B se realizó en condiciones de clima húmedo-frío, tratando aguas residuales muy diluidas. Las puestas en marcha A y B finalizan en condiciones de baja temperatura (sobre 14°C), por lo que un TRH de 10 h se consideró adecuado para la operación en estado estacionario, mientras que en el caso C (sobre 20°C) el objetivo de un TRH inferior (sobre 5 h) se llevó a cabo. Estas condiciones se llevaron a cabo en consideración con el criterio definido por Lettinga et al. (1993), que indican que la puesta en marcha de digestores UASB tratando ARU bruta a temperaturas superiores a 20°C se lleva a cabo adecuadamente sin usar ningún tipo de inóculo a un TRH alrededor de 6 h.

Tabla 3.1: Condiciones de operación de las puestas en marcha del digestor UASB

Experiencia	Período	Tiempo de operación (d)	T ^a (°C)	DQOt influente (mg/l)	TRH (h)	Velocidad ascensional (m/h)	TRS (d)	
							Max.	Min.
A	A _I	63 (1-63)	20,1	405	12,1	0,43		12,6
	A _{II}	58 (64-121)	17,7	247	13,4	0,39	∞*	
	A _{III}	32 (122-153)	14,9	337	11,1	0,47		88
	A _{IV}	37 (154-190)	13,7	243	10,2	0,51		
B	B _I	95 (1-95)	13,7	136	18,8	0,28	∞*	96,7
	B _{II}	54 (96-149)	14,0	169	10,9	0,48	∞*	57,4
C	C _I	42 (1-42)	18,8	367	15,4	0,34	∞*	125,8
	C _{II}	42 (43-84)	20,4	335	5,6	0,93	∞*	44,3
	C _{III}	28 (85-112)	20,5	325	4,7	1,11	65,4	30,9

*Al no realizarse purga de lodo

Figuras 3.2, 3.3 y 3.4 muestran la evolución de los parámetros característicos del influente y efluente, que son SST, DQOt y DBO, y la figura 3.5 muestra las respectivas eficacias de eliminación. Las concentraciones del influente fueron muy variables en las experiencias A y B, mientras que en el caso C fueron casi uniformes. Las concentraciones del efluente, sin embargo, fueron más uniformes en todos los casos.

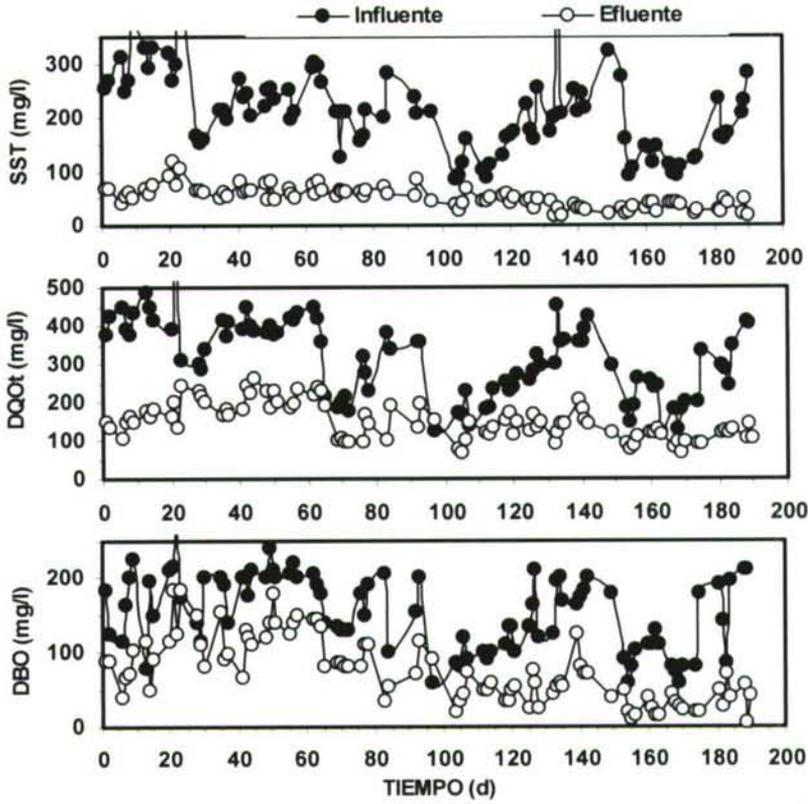


Figura 3.2: Características del influente y efluente en experiencia A

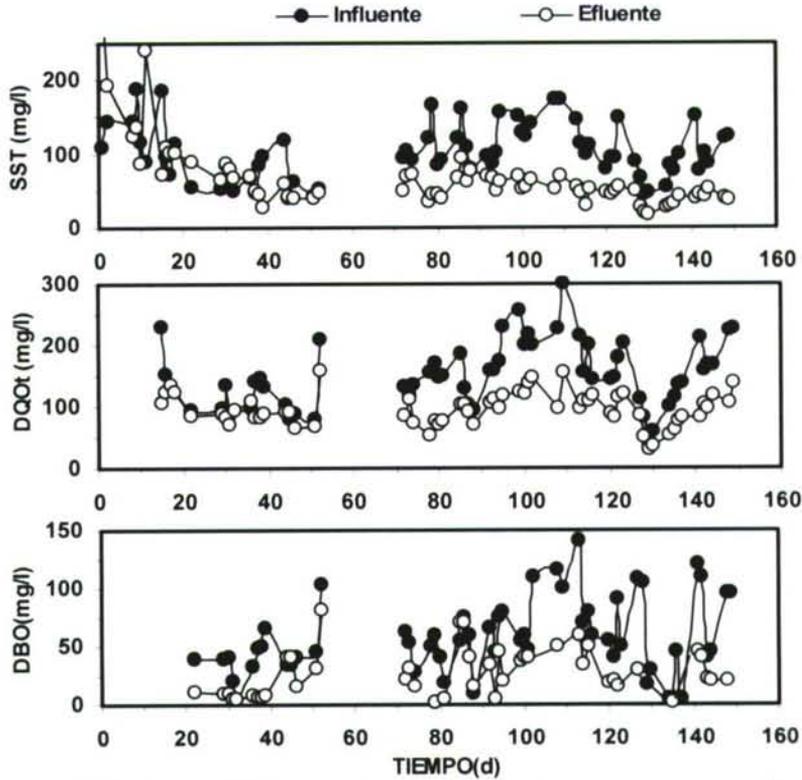


Figura 3.3: Características del influente y efluente en experiencia B

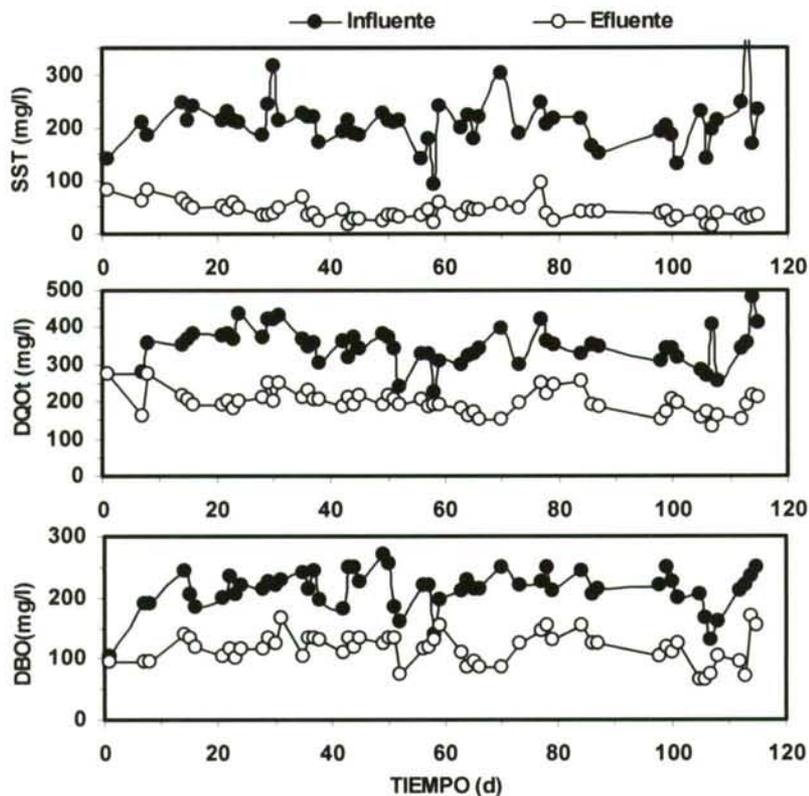


Figura 3.4: Características del influente y efluente en experiencia C

La evolución de la concentración de sólidos en suspensión (SST o SSV) en el efluente se consideró como el principal indicador de la puesta en marcha, ya que está directamente relacionado con el desarrollo del manto de lodo. En la experiencia A, donde no se usó inóculo, el manto de lodo tuvo un desarrollo gradual. Durante las primeras semanas, los SST del efluente variaron entre 60 y 100 mg/l, con valores esporádicamente más altos. Después de aproximadamente 90 días (13 semanas) los SST del efluente empezaron a descender y pasados 140 días (20 semanas) se mantuvieron en valores bajos, sobre 25-40 mg/l.

Un comportamiento similar se observó para los SST en la puesta en marcha B, pero en este caso, se aplicó inicialmente un TRH más alto (sobre 24 h durante las dos primeras semanas), para evitar pérdidas masivas del lodo inoculado en el efluente del digestor. Esto fue una consecuencia de la baja decantación del lodo digerido utilizado como inóculo. Posteriormente, la concentración de SST del efluente después de la puesta en marcha (período B_{II}) fue mayor que en el caso de la experiencia A, dando un valor medio de 45 mg/l, debido probablemente a la concentración más baja del manto de lodo estabilizado en el digestor (apartado 3.4.3).

En la experiencia C, la puesta en marcha se realizó con un lodo adaptado al comportamiento hidráulico del digestor UASB, evitando una pérdida significativa de lodo en el efluente. Por lo tanto, se consiguió alcanzar en pocas semanas una baja concentración de SST en el efluente y esta baja concentración (30-40 mg/l) se mantuvo a pesar de la reducción del TRH.

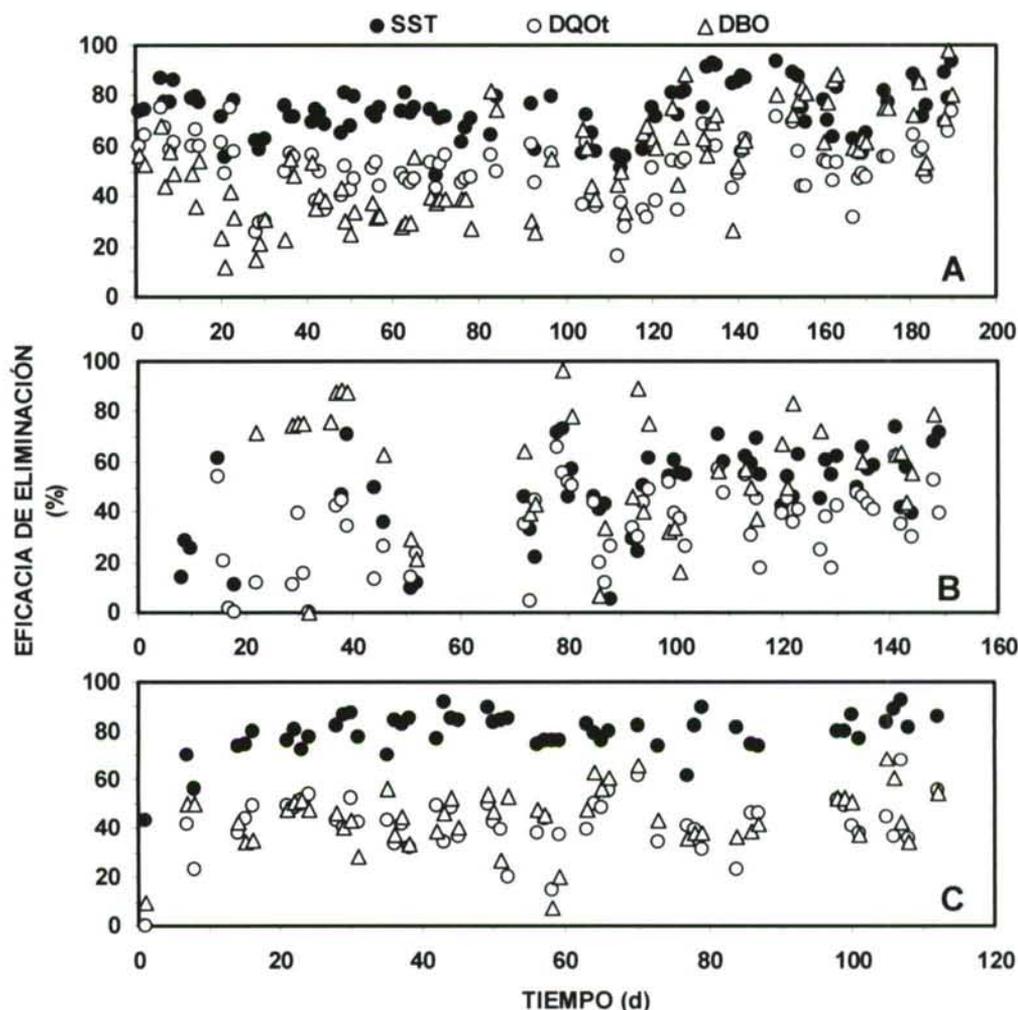


Figura 3.5: Eficacia de eliminación del digester UASB durante los casos A, B y C

La concentración de DBO del efluente y la eliminación de la misma indicaron diferentes comportamientos en cada puesta en marcha. En el caso A, la concentración de DBO del efluente fue alta al comienzo y descendió después de aproximadamente 90 días de operación, siguiendo una misma tendencia que los SST. Por lo tanto, en el caso A, el digester aumentó la capacidad del proceso de conversión biológica a través del tiempo. Por lo contrario, en el caso B, ambas concentraciones y eliminaciones de SST y DBO siguieron pautas opuestas, dado que al principio el digester eliminó la mayor parte de DBO disponible, pero esta capacidad descendió con el tiempo de operación. En el caso C, tanto la concentración de DBO en el efluente y la eliminación de la misma se mantuvieron mayoritariamente constantes durante el período de operación, indicando que no hubo mejora en el proceso biológico.

Por otra parte, el comportamiento de DQOt del efluente y la eliminación de DQOt durante las tres experiencias mantuvieron una clara relación con los perfiles de SST y DBO.

En las condiciones del caso A, la puesta en marcha sin inóculo se considera que se realizó con éxito, aunque se necesitó un tiempo aproximado de 120 días (17 semanas). Estos resultados concuerdan bien con los obtenidos por Kalogo et al. (2001), que indican una puesta en marcha

sobre 100 días para un UASB sin inóculo operando a 29°C. La puesta en marcha bajo las condiciones de la experiencia B (que es, con agua residual muy diluida con una DQOt inferior a 200 mg/l y baja temperatura), fue muy difícil de llevar a cabo a pesar de haber inoculado el digestor; las bajas características de decantación del lodo digerido usado como inóculo y la gran dilución del agua residual tratada obligaron a realizar una parada de alimentación del digestor desde el día 52 al día 72 de operación (figura 3.3). Una baja concentración del manto de lodo fue finalmente estabilizada sobre el día 74 de operación, como se indica posteriormente.

La producción de metano y la concentración de AGV en el efluente fueron monitorizadas solo durante el caso B y C, como se indica en la figura 3.6. El metano en fase gas fue inferior al 10% del metano total generado. Como consecuencia de la producción de metano y la baja DQOt del influente, la concentración de AGV en efluente en el caso B fue, por lo general, inferior a 5 mgDQO/l. En la experiencia C, el digestor mostró una capacidad de generación de metano similar a la del caso B (figura 3.6). Por lo tanto, como la concentración de la materia biodegradable del influente fue alta y los procesos de hidrólisis y acidificación progresaron adecuadamente, se acumularon hasta 90 mgDQO_{AGV}/l en el efluente del reactor, solo en forma de ácido acético. En este caso, la generación de metano a partir de ácido acético claramente fue la etapa limitante del proceso global; además, los resultados indican que el desarrollo de las bacterias metanogénicas no progresaron adecuadamente.

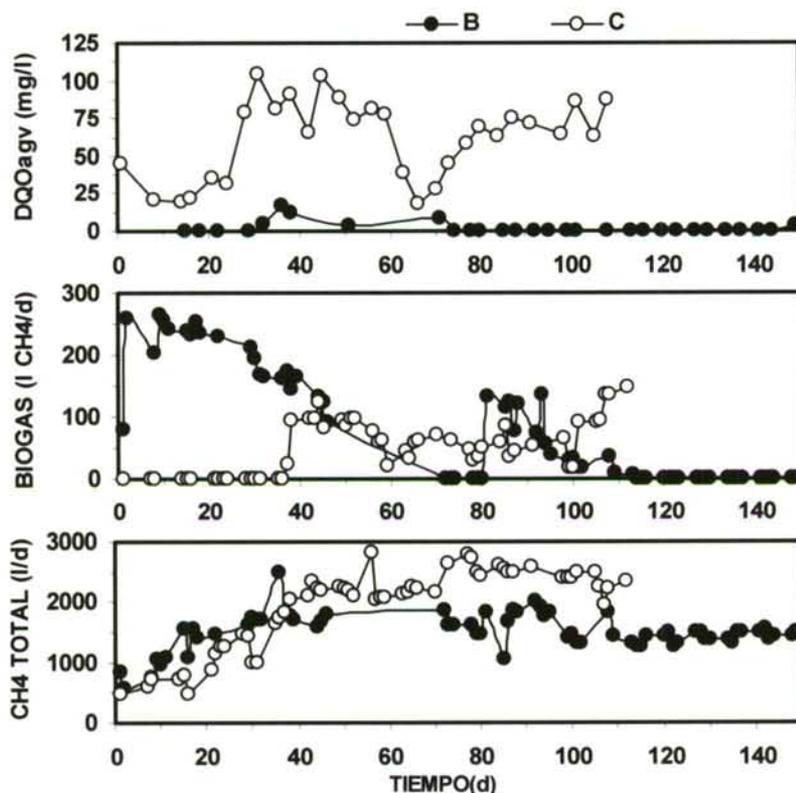


Figura 3.6: Generación de metano y AGV en efluente durante las experiencias B y C

3.4.2.- Análisis de la Distribución del Tiempo de Residencia en puesta en marcha A y B

Se realizaron dos experiencias de DTR para comprobar la distribución del influente a lo largo del digestor. Las experiencias se llevaron a cabo al inicio de las puestas en marcha A y B. En la tabla 3.2 se indican las características de cada una de la DTR realizadas y en la figura 3.7 se indican las curvas experimentales y se comparan con las curvas teóricas de $N=3$ y $N=4$ (N : número de tanques en serie), obtenidas por el modelo de tanques en serie (Levenspiel, 1981).

Los resultados obtenidos mostraron una correcta distribución del influente y la inexistencia de volúmenes muertos y caminos preferenciales, sobre todo en el caso B donde el volumen activo fue del 100%. En los cálculos de la DTR en puesta en marcha A se pudieron cometer errores como consecuencia de variaciones del caudal de alimentación durante la experiencia del trazador, al no tener un control exhaustivo sobre el caudal al inicio de la investigación.

Las curvas experimentales indicaron una dispersión axial (parámetro D/uL) intermedia-alta a unos TRH de 18,7 y 30 h, según se indica en la figura 2.10 del capítulo 2.

Tabla 3.2: Parámetros calculados en las DTR llevadas a cabo. TRH y Q_v son experimentales y t_{medio} es calculado. *Masa de Li introducido: 15 g en DTR-A y 37 g en DTR-B

Parámetros	DTR-puesta marcha A	DTR- puesta marcha B
X_R (gSSV/l)	2,8	18,5
Q_v (m ³ /h)	1,6	1,0
TRH (h)	18,7	30,0
Área Curva C_t	9,8	37,90
t medio (h)	12,7	32,9
θ medio	0,7	1,1
$M_{\text{teórica}}$ (g Li)*	15,6	37,9
% Li recuperado	104,0	102,4
σ^2 (h ²)	46,8	305,4
D/uL	0.145	0,141
N	3,4	3,6
V_{muerto} (m ³)	9,0	0(<0)
% V_{activo}	70,0	100

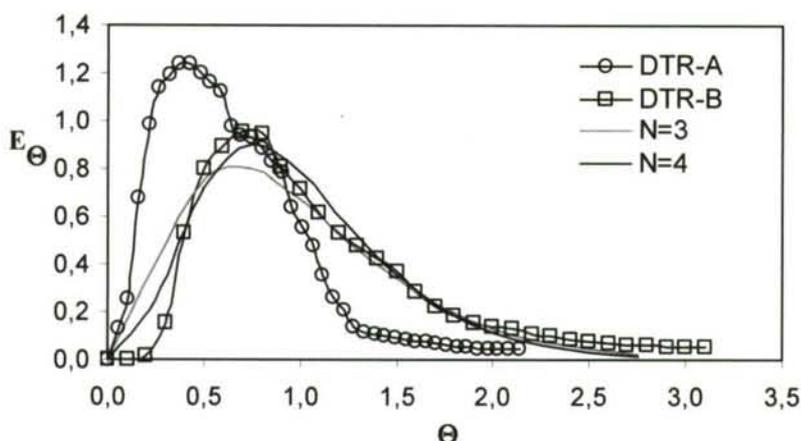


Figura 3.7: Curvas de DTR experimentales y curvas teóricas de N=3 y N=4

3.4.3.-Desarrollo del manto de lodo y actividad metanogénica

En la figura 3.8 se indican los perfiles de lodo a diferentes tiempos de operación del digestor y la tabla 3.3 resume las características del lodo. Durante la puesta en marcha A, el manto de lodo se desarrolló progresivamente durante el período de operación, aumentando la concentración de lodo de 0 a 2,8 gSSV/l en el día 65 y a 11,4 gSSV/l en el día 181 de operación. En el caso B, la concentración de lodo descendió de 15,7 gSSV/l (día 1) a 4 gSSV/l aproximadamente al final del período de operación, debido sobre todo al lavado de lodo por el efluente del digestor, a pesar del alto TRH aplicado durante la puesta en marcha B. Además, la carga orgánica tan diluída del influente influyó probablemente la concentración de lodo en el estado estacionario final. Por otra parte, durante la puesta en marcha C, los perfiles de lodo se mantienen más uniformes, como se puede observar en la figura 3.8.

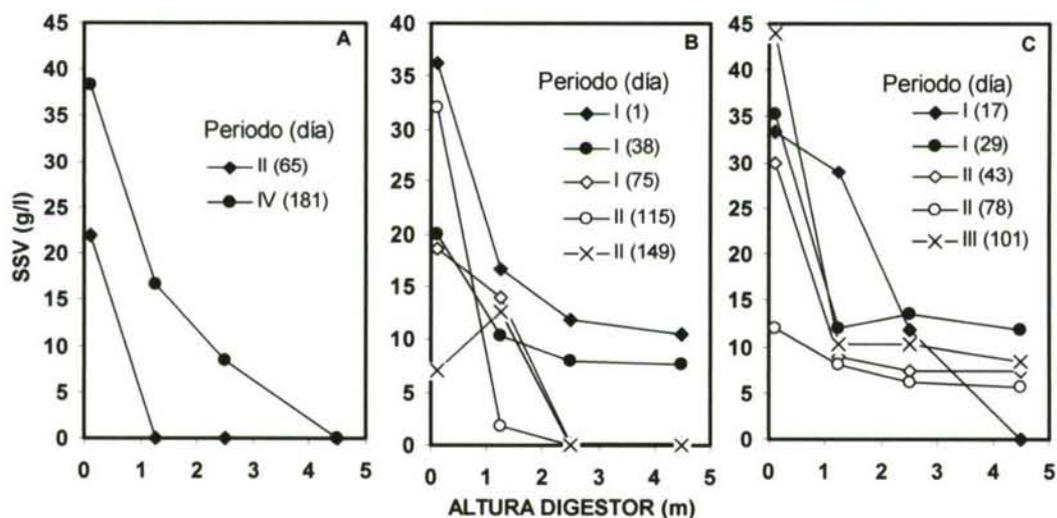


Figura 3.8: Perfiles de lodo en el digestor UASB en cada puesta en marcha

Tabla 3.3: Concentración y actividad metanogénica del lodo del digestor

Puestas en marcha	Periodo	Día	X_R (gSSV/l)	Actividad Metanogénica (gDQO _{CH4} /gSSV·d)
A	A _{II}	65	2,8	nd
	A _{IV}	181	11,4	nd
B	B _I	2	13,8	0,070
	B _I	38	10,0	nd
	B _I	75	5,7	nd
	B _{II}	115	4,6	0,055
	B _{II}	149	3,8	0,047
C	C _I	1	8,0	0,040
	C _I	17	14,4	nd
	C _{II}	43	10,6	0,031
	C _{II}	78	7,4	nd
	C _{III}	101	14,2	0,040

nd: no determinada

La actividad metanogénica mas alta medida fue la del lodo inoculado usado para la puesta en marcha B. Durante la experiencia B, la actividad metanogénica descendió progresivamente con el tiempo de operación, variando desde 0,07 a 0,047 gDQO_{CH4}/gSSV·d al final de la operación (tabla 3.3). En el experimento C, la actividad metanogénica del lodo retenido se mantuvo baja durante todo el período de operación (0,03-0,04 gDQO_{CH4}/gSSV·d).

Los TRS influyeron en el desarrollo del manto de lodo y la actividad del mismo. Las puestas en marcha se realizaron a un TRS mínimo de 88, 97 y 126 d, para las experiencias A, B y C, respectivamente (ver tabla 3.1). Estos son los TRS mínimos más altos que el digestor pudo alcanzar bajo estas condiciones, puesto que no se realizó purga de lodo durante los periodos de puesta en marcha. Sin embargo, el TRS real será superior a estos valores (será un valor entre el TRS mínimo y máximo, como se explicó en la sección de material y métodos).

A una temperatura de 15°C, Zeeman y Lettinga (1999) consideraron que un TRS de 100 d (considerado como TRS máximo) es necesario para retener suficiente actividad metanogénica en el digestor. En las experiencias llevadas a cabo, las temperaturas variaron desde 13°C a 21°C. Por lo tanto, estos valores de TRS fueron considerados suficientemente altos para poder desarrollarse las bacterias metanogénicas. Por lo tanto, en el experimento B, la gran dilución del agua residual limitó posiblemente el crecimiento de bacterias metanogénicas, provocando limitación de sustrato. En el experimento C, el descenso de actividad metanogénica observado durante el período de puesta en marcha (C_I) ocurrió a una relativa alta temperatura (18,8°C), alto TRS (126 d) y con un nivel significativo de AGV en el efluente (no hubo limitación de sustrato). En este caso, ocurrió posiblemente una inhibición metanogénica, como se llevó a cabo en anteriores tratamientos anaerobios de aguas residuales domésticas brutas y decantadas (bajo contenido de SST) (Uemura y Harada, 2000; Ruiz, 2004).

3.4.4.- Perfiles de AGV en el digestor UASB

La concentración de AGV a distintas alturas del digestor se determinó los días 1, 16, 115 y 149 durante la experiencia B y los días 8, 17, 43 y 78 durante el caso C. En la figura 3.9 se indican los valores medios de ácido acético y propanoico. Ambos ácidos constituyen más del 95% del total de AGV, puesto que el ácido butanoico apareció en muy bajas concentraciones solo en el lodo de las puertas P1 y P2. En general, la concentración de los tres AGV estuvo relacionada con la concentración de lodo en el digestor. En ambas experiencias, el ácido propanoico (y el butanoico cuando aparecía) descendió a cero a la altura de la P3 del digestor. El ácido acético permaneció a lo largo de todo el manto de lodo, bajando a valores de cero en el efluente de la experiencia B, pero no en la experiencia C. Estos resultados mostraron que el digestor tuvo suficiente capacidad para eliminar el ácido propanoico y butanoico generado en el proceso pero, como se indica anteriormente, no hubo suficiente capacidad acetoclástica.

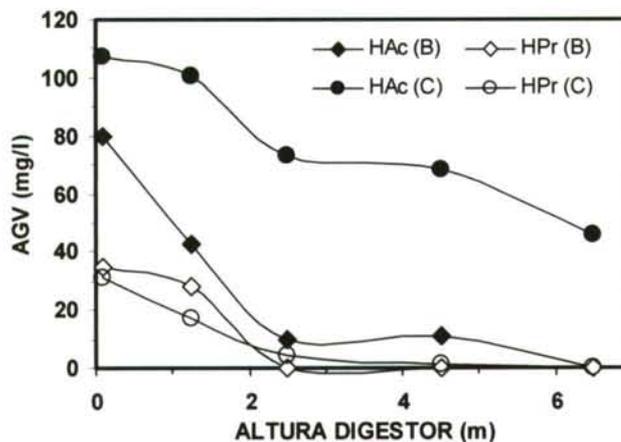


Figura 3.9: Perfiles de AGV en el interior del digestor (media de los valores medidos durante las experiencias B y C)

3.4.5.- Desarrollo durante la operación en estado estacionario

La operación del digestor UASB en un estado pseudo-estacionario después de la puesta en marcha se resume en la tabla 3.4. Estos resultados indican que la puesta en marcha A fue la mejor, con unas buenas eliminaciones orgánicas obtenidas a 10-11 h de TRH, 13-15°C de temperatura y 243-337 mg/l de DQOt del influente (ver períodos A_{III} y A_{IV} en tabla 3.4). En el período A_{III}, se alcanzaron eliminaciones de 85,3, 57,5 y 63,1% de SST, DQOt y DBO, respectivamente. En el período posterior A_{IV} la DQOt y temperatura del influente descendieron, dando lugar a un descenso en la eliminación de SST y DQOt, mientras que la eliminación de DBO todavía aumentó. Durante este experimento, no se realizaron análisis de AGV; sin embargo, teniendo en cuenta la baja carga orgánica del influente, los resultados obtenidos están probablemente próximos al límite de la eficacia del proceso anaerobio tratando ARU (Lettinga et al., 1993; Kalogo et al., 2001).

En el experimento B, la concentración de AGV en el efluente del digestor fue muy baja (figura 3.6), indicando que la eliminación del 54,1% de DBO (a 11 h de TRH, 14°C y 169 mgDQOt/l del influente) fue próxima al límite de la eficacia para este tipo de aguas residuales tan diluidas. Sin embargo, la concentración de SST del efluente fue mayor que en el caso A,

obteniéndose una baja eliminación de SST (58%). Esto podría estar relacionado con la menor concentración de lodo en el digestor y contribuyendo a una baja eliminación de DQOt (40%).

En el caso C, en los períodos C_{II} y C_{III}, el digestor alcanzó una alta eliminación de SST (81-82%) pero baja eliminación de DQOt y DBO (39-47% y 44-49% respectivamente). Esto fue debido a la baja actividad metanogénica del lodo desarrollado en el caso C, como se indica anteriormente. Aunque el digestor operó en unas condiciones favorables de temperatura (20,5°C) y carga orgánica del influente (335-325 mgDQOt/l y 221-199 mgDBO/l), y a un TRH recomendado de 4-6 h (Lettinga et al., 1993), cantidades significativas de AGV (sobre 75 mgDQO_{AGV}/l) permanecieron en el efluente del digestor. Estos resultados indican que, en las condiciones de este estudio, la metanogénesis fue la etapa limitante en el tratamiento anaerobio de aguas residuales urbanas.

Tabla 3.4: Operación en condiciones de estado estacionario

Experiencia Período	A		B	C	
	A _{III}	A _{IV}	B _{II}	C _{II}	C _{III}
TRH (h)	11,1	10,2	10,9	5,6	4,7
X _R (gSSV/l)	nd	11,4	4,2	7,4	14,2
T ^a (°C)	14,9	13,7	14,0	20,4	20,5
TRS _{min} (d)	88		57,4	44,3	30,9
Influente					
pH	7,48	7,33	7,10	7,40	7,39
SST	239	151	107	205	186
DQOt	337	243	169	335	325
DBO	166	119	68	221	199
Efluente					
pH	7,26	7,04	6,98	7,14	7,16
SST	33	33	44	39	33
DQOt	140	106	98	199	171
DBO	60	30	32	121	101
Eficacia de eliminación (%)					
SST	85,3	75,6	57,5	80,6	82,1
DQOt	57,5	53,7	40,4	39,4	46,6
DBO	63,1	72,9	54,1	44,0	48,6
Hidrólisis de SSV					
% SSV del influente	59,5		64,0	83,4	49,2
% SSV eliminados	75,2		>100	100	61,7

Concentraciones en mg/l

Los TRS mínimos en estado estacionario fueron más bajos que los alcanzados en las puestas en marcha, excepto para la puesta sin inóculo (A), donde ocurrió al contrario (tabla 3.1). Los valores obtenidos de TRS en estado estacionario resultan estar en función del producto $DQOt \cdot TRH$ o $SST \cdot TRH$, como se observan en la figura 3.10. Esta figura permite estimar un TRH mínimo en función de la carga del agua residual y el TRS necesario. Probablemente, esta correlación entre TRH y TRS fue característica del diseño de esta planta piloto, en particular de la velocidad ascensional del interior del digestor.

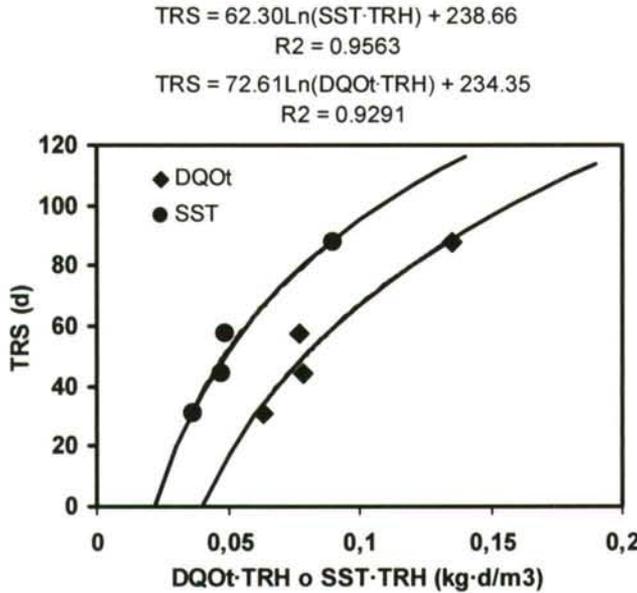


Figura 3.10: Correlación entre TRH y TRS

La hidrólisis de SSV del influente influye en los procesos de conversión y en el desarrollo del manto de lodo. En la experiencia A, se obtuvo un porcentaje de hidrólisis sobre el 86% de los SSV retenidos durante el período A_I y sobre 73% durante el período $A_{II}-A_{IV}$ (tabla 3.4). Durante el caso B, no se puede hacer distinción entre el lodo inoculado y los sólidos del influente en los balances de SSV. De esta forma, solo se calculó la hidrólisis durante el estado estacionario del manto de lodo entre los días 115 y 149 de operación, resultando próxima al 100% de los SSV retenidos. Finalmente, durante la experiencia C, se obtuvo un porcentaje de hidrólisis próximo al 100% durante el período C_{II} y sobre 62% durante el período C_{III} ; la principal diferencia entre los períodos C_{II} y C_{III} fue el TRS, que descendió de 44 a 31 d de TRS mínimo, respectivamente, aunque los cambios en las características del influente también pudieron contribuir a una menor hidrólisis durante el período C_{III} .

Estos cambios indicaron una alta capacidad de hidrólisis a temperaturas de 20° a 13°C. En general, la influencia simultánea de temperatura, TRH y TRS pueden explicar los porcentajes de hidrólisis obtenidos, que fueron relativamente altos. Los valores altos de hidrólisis se dieron a bajas temperaturas, cuando se aplicó un alto TRS. Estos valores de hidrólisis fueron siempre mayores que los logrados por Zeeman y Lettinga (1999) (25-50% de hidrólisis de los SST retenidos), siendo los valores probables para el tratamiento de ARU a bajas temperaturas. Los valores obtenidos en este estudio fueron también mayores que los indicados por Uemura y Harada (2000). Por otra parte, Ferreiro y Soto (2003) indicaron que la influencia de la temperatura en la hidrólisis de lodo primario fue menor que lo considerado inicialmente; por lo

tanto, de acuerdo con el presente estudio, velocidades significativas de hidrólisis se pueden obtener a temperaturas psicrófilas de 10° a 20°C.

3.5.- CONCLUSIONES

La puesta en marcha de digestores UASB fue viable con o sin inóculo. Las siguientes conclusiones se pueden extraer de las tres experiencias llevadas a cabo:

- a) La puesta en marcha de un UASB sin inóculo, operando con ARU de carga orgánica media-baja (330 mgDQOt/l) a 12 h de TRH y 20-18°C de temperatura, se llevó a cabo en 120 días aproximadamente.
- b) Con ARU extremadamente diluidas (136 mgDQOt/l) y a temperaturas inferiores a 14°C, el uso de lodo primario digerido como inóculo permitió la puesta en marcha en un período de 75 d. Sin embargo, se retuvo una baja concentración de lodo (sobre 4 gSSV/l), limitando la eficacia del proceso global como consecuencia de la baja retención de SST.
- c) Tratando ARU bruta de carga baja-media a 19°C y 15 h de TRH, el uso de un lodo adaptado hidráulicamente permite un rápido desarrollo del manto de lodo y una alta eliminación de SST en solo tres semanas. Sin embargo, la actividad metanogénica del lodo no mejoró y el ácido acético se acumuló en el efluente del digestor. La inhibición de las bacterias metanogénicas acetoclásticas por sustancias acumuladas en lodo o por acidificación podría explicar el pobre potencial metanogénico del digestor.

Ambas puestas en marcha sin inóculo (A) y con lodo primario digerido como inóculo (B) dieron lugar a una operación aceptable en estado estacionario del digestor UASB. La eliminación de SST fue en función de la concentración del manto de lodo y de la carga del influente, mientras que la eliminación de DBO dependió de la actividad metanogénica del manto de lodo, y la eliminación de DQOt fue en función de la eliminación de SST y DBO. Los mejores resultados, a 337 mg/l de DQOt del influente y a 15°C, fueron 85%, 58% y 63% de eliminación en SST, DQOt y DBO, respectivamente.

Para TRH mayores de 6 h, el TRS mínimo varió de 44 a 126 d y la producción de lodo en exceso fue muy baja, el porcentaje de hidrólisis varió de 62 a 100% con respecto a los SSV retenidos en el digestor.

3.6.- AGRADECIMIENTOS

Este trabajo fue financiado por fondos europeos, proyecto IFD 1997-0473, de la UE.

3.7.- REFERENCIAS

- Elmitwalli, T.; Zandvoort, M.H.; Zeeman, G.; Brunning, H. y Lettinga, G. (1999). "Low temperature treatment of domestic sewage in Upflow Anaerobic Sludge Blanket and Anaerobic Hybrid reactors". *Water Science and Technology*, 39 (5), 177-185.

- Ferreiro, N. y Soto, M. (2003). "Anaerobic Hydrolysis of Primary Sludge: Influence of Sludge Concentration and Temperature". *Water Science and Technology*, 47 (12), 239-246.
- Florencio, L.; Kato, M.T. y Morais, J.C. (2001). "Domestic sewage treatment in full-scale UASB plant at Mangueira, Recife, Pernambuco". *Water Science and Technology*, 44 (4), 71-77.
- Foresti, E. (2001). "Anaerobic treatment of domestic sewage: established technologies and perspectives". *Proceed. of the 9th Int. Symp. on Anaerobic Digestion, Antwerp*, 37-42.
- Kalker, T.J.; Maas, J.A. y Zwaag, R.R. (1999). "Transfer and acceptance of UASB technology for domestic wastewater: two case studies". *Water Science and Technology*, 39 (5), 219-225.
- Kalogo, Y.; Bouche, J.H. y Verstraete, W. (2001). "Physical and Biological performance of Self-inoculated UASB reactor treating raw domestic sewage". *Journal of Environmental Engineering*, 127 (2), 179-183.
- Lettinga, G.; de Man, A.; Van der Last, A.R.M.; Wiegant, W.; Van Knippenberg, K.; Frijns, J. y Van Buuren, J.C.L. (1993). "Anaerobic treatment of domestic sewage and wastewater". *Water Science and Technology*, 27 (9), 67-73.
- Levenspiel, O. (1981). "Ingeniería de las reacciones químicas". Edit. Reverté, España.
- Perry, R.M. y Chilton, C.M. (1973). "Methane solubility in water". Table 3-138. *Chemical Engineer's Handbook*. 5th Edition.
- Ruiz, I.; Soto, M.; Veiga, M.C.; Ligeró, P.; Vega, A. y Blázquez, R. (1998). "Performance of and biomass characterisation in a UASB reactor treating domestic wastewater at ambient temperature". *Water SA*, 24 (3), 215-221.
- Ruiz, I. (2004). "Domestic wastewater treatment in UASB digesters at ambient temperature". Tesis Doctoral, Departamento Química Física e Ingeniería Química I, Universidade da Coruña.
- Schellinkhout, A. y Collazos, C.J. (1992). "Full-scale application of the UASB technology for sewage treatment". *Water Science and Technology*, 25 (7), 159-166.
- 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.
- Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (1995). 19th. Edition, American Public Health Association/American Water Works Association/ Water Environment Federation, Washington D.C., USA.
- Uemura, S. y Harada, H. (2000). "Treatment of sewage by a UASB reactor under moderate to low temperature conditions". *Bioresource Technology*, 72 (3), 275-282.

- Zeeman, G. y Lettinga, G. (1999). "The role of anaerobic digestion of domestic sewage in closing the water and nutrient cycle at community level". *Water Science and Technology*, 39 (5), 187-194.

CAPÍTULO 4

DESARROLLO DE UN SISTEMA UASB- DIGESTOR TRATANDO AGUAS RESIDUALES URBANAS

4.- DESARROLLO DE UN SISTEMA UASB-DIGESTOR TRATANDO AGUAS RESIDUALES URBANAS

4.1.- RESUMEN

En el presente estudio se ha llevado a cabo el tratamiento anaerobio de aguas residuales domésticas brutas en una tecnología original que consistió en un reactor UASB (Up-flow Anaerobic Sludge Bed) combinado con un digestor de mezcla completa para la estabilización del lodo del UASB. La planta piloto denominada sistema UASB-Digestor se instaló en la depuradora de A Silvouta de Santiago de Compostela.

El principal objetivo del Digestor fue mejorar la biodegradación de los sólidos del influente retenidos en el reactor UASB a bajas temperaturas, y recircular el lodo para aumentar de esta forma su actividad metanogénica específica. El lodo se retiraba de la zona media del UASB entrando en la parte alta del Digestor y se recirculaba pasando del fondo del Digestor al fondo del UASB. La recirculación se realizó de una forma semi-automática. El caudal de lodo recirculado se seleccionó para establecer un TRH definido (16-27 d) en el Digestor. La temperatura del Digestor se mantuvo en un valor óptimo entre 25 y 35°C.

La eficacia en estado estacionario del UASB, a 6-8 h de TRH, 15-16°C de temperatura y con un influente de 330-360 mgDQOt/l fue de 79% de eliminación de SST, 52% de eliminación de DQOt y 60% de eliminación en DBO. La hidrólisis de los sólidos retenidos alcanzó el 85%, mientras que la producción de lodo en exceso fue de solo el 7% de la DQOt del influente. Con el presente estudio se logró un (pre)tratamiento anaerobio estable de aguas residuales diluidas, puesto que la concentración de lodo se mantuvo constante y la actividad metanogénica específica mostró un ligero aumento.

4.2.- INTRODUCCIÓN

El tratamiento anaerobio ha llegado a ser el método usado más común para el tratamiento de efluentes de media-alta carga. El coste de construcción, instalación y operación de reactores anaerobios son inferiores a los sistemas aerobios convencionales, debido a que el reactor no requiere equipamiento caro para el control y mantenimiento del proceso. Además, la producción de lodo en exceso es mínima y los balances de energía son bastante favorables debido a la producción de metano, incluso cuando se requiere calentamiento del sistema (Foresti, 2001). El reactor UASB es el sistema anaerobio de alta carga más ampliamente usado y con mejores resultados para el tratamiento de distintos tipos de aguas residuales industriales (de media a alta carga) y aguas residuales domésticas de baja carga (Lettinga et al., 1993; Ruiz et al., 1998; Foresti, 2001).

Existen aplicaciones a gran escala de reactores UASB tratando aguas residuales domésticas en países tropicales, donde el agua residual tiene una temperatura sobre 20°C, como por ejemplo en Brasil (Florencio et al., 2001), en Colombia (Schellinkhout y Collazos, 1992) o en India (Kalker et al., 1999). Por lo tanto, la digestión anaerobia puede ser considerada como una alternativa consolidada de tratamiento en países tropicales.

En regiones de clima moderado-frío (donde las aguas residuales tienen una temperatura entre 10° y 20°C), todavía se están desarrollando experiencias tan avanzadas con

tratamiento anaerobio. Algunos investigadores indicaron que el desarrollo de un sistema UASB monoetapa a baja temperatura (5-20°C) está altamente limitado por la hidrólisis de los sólidos atrapados en el mismo, los cuales se acumulan en el manto de lodo cuando se aplican altas cargas orgánicas (Zeeman y Lettinga, 1999). Consecuentemente, la cantidad de lodo en exceso irá incrementando dando lugar a tiempos de residencia de sólidos más bajos, los cuales limitan el crecimiento metanogénico, originando una pobre eliminación de DQOs y el deterioro de la estabilidad del lodo (Wang, 1994).

Otros resultados indican un buen desarrollo hidrolítico al tratar aguas residuales domésticas en digestores UASB a temperaturas entre 13° y 20°C (Álvarez et al., 2001, capítulo 3). Sin embargo, el desarrollo de la actividad metanogénica fue escaso y, cuando se usó inóculo, la actividad metanogénica específica descendió progresivamente con el tiempo de operación. Lo mismo ocurrió al tratar aguas residuales domésticas concentradas (Ruíz et al., 1998). El desplazamiento de las bacteria metanogénicas activas por sólidos inactivos retenidos es una de las causas del descenso de la actividad del lodo del UASB, y procesos de inhibición fueron también observados por otros investigadores (Uemura y Harada, 2000; Ruiz, 2004). Los fenómenos de inhibición fueron debidos mayoritariamente a materia biodegradable, como pueden ser grasas y ácidos grasos de cadena larga. En ambos casos, la digestión externa del lodo en exceso y la recirculación del lodo estabilizado al UASB podría ayudar a aumentar la actividad metanogénica, mejorando la eficacia global del sistema.

Los sólidos, que son atrapados por el manto de lodo del UASB, podrían llevarse a un digestor operando en condiciones óptimas donde podrían estabilizarse y después ser recirculados al UASB. Una experiencia previa de laboratorio indicó que las eficacias de eliminación se aumentaron sobre un 5% cuando el reactor UASB operó en combinación con un digestor de lodos de mezcla completa (Ruíz et al., 1998). En el digestor externo también apareció inhibición de bacterias metanogénicas, limitando el desarrollo del sistema, pero este problema podría resolverse por medio de una adecuada puesta en marcha y una alimentación estratégica.

En el presente trabajo se llevó a cabo el estudio en planta piloto del tratamiento anaerobio a baja temperatura de aguas residuales diluidas en un sistema UASB-Digestor. Los principales objetivos de esta investigación fueron mejorar la etapa metanogénica del reactor UASB, aumentar la eficacia global y reducir la cantidad de lodo purgado.

4.3.- MATERIAL Y MÉTODOS

4.3.1.- Sistema UASB-Digestor

Un cilindro metálico existente de 2,5 m de diámetro y 7,1 m de altura total fue adaptado y se usó como reactor UASB (figura 3.1 del capítulo 3). Los volúmenes total y activo fueron de 34,9 y 25,5 m³, respectivamente. En la parte superior del reactor se colocó un separador gas/sólido/líquido. El agua residual fue dirigida directamente al fondo del reactor y distribuida a través de cuatro puntos de entrada. Cuatro puertas laterales permitieron tomar muestras del manto de lodo a distintas alturas: 0,10 m (P1), 1,25 m (P2), 2,50 m (P3) y 4,50 m (P4). El flujo del influente fue determinado usando un medidor electromagnético modelo MS-1000 de Iberfluid. La producción de biogás se determinó con un medidor electrónico modelo E-7000 de Iberfluid.

Por otra parte, el Digestor de lodos consistió en un cilindro de polipropileno reforzado con fibra de vidrio con un diámetro de 2,4 m y una altura total de 6,1 m, siendo los volúmenes total y activo 27,6 y 20 m³, respectivamente. En la figura 4.1 se indica el esquema y las dimensiones del Digestor de lodos. El Digestor disponía de cinco puertas laterales localizadas a 0,3 m (P1), 1,0 m (P2), 2,0 m (P3), 3,0 m (P4) y 4,0 m (P5). Otras características del Digestor como el sistema de distribución del influente y el separador G/S/L fueron similares al reactor UASB.

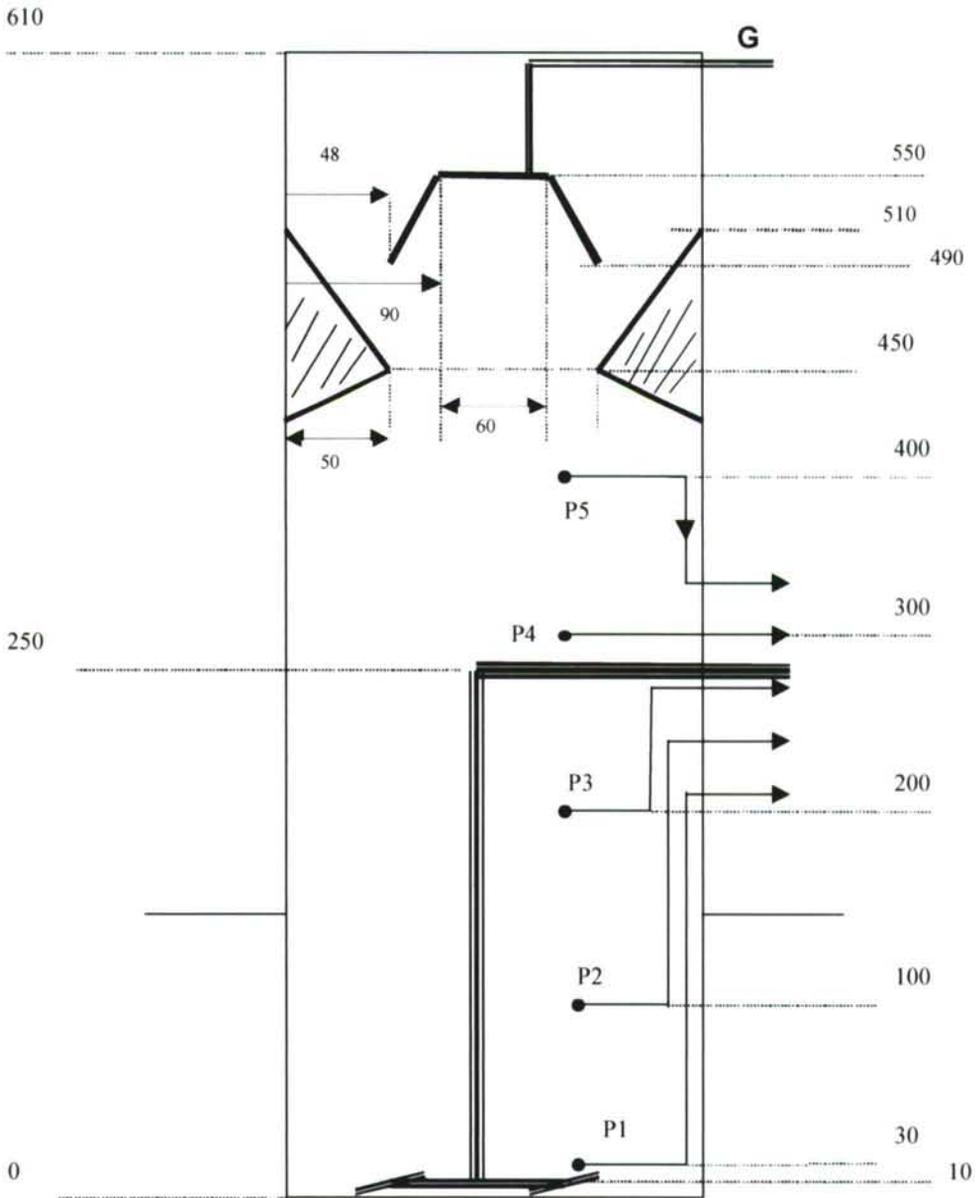


Figura 4.1: Esquema y dimensiones del Digestor de lodos utilizado. G: Biogás. Dimensiones en cm

En la figura 4.2 se muestra el sistema reactor UASB-Digestor de lodos (UASB-Digestor), así como el sistema de recirculación del manto de lodo entre ambos reactores. Como se observa en la figura 4.2, el lodo fue recirculado de un reactor al otro, bombeándolo desde la P2 o P3 del reactor UASB (dependiendo del perfil de concentración de lodo en el interior del reactor) a la P4 del Digestor y después desde la P1 del Digestor a la P1 del UASB, usando una bomba de lodo de tornillo helicoidal excéntrico tipo ANBP 6.2 de Allweiler (B1) con una capacidad de flujo de $0,126 \text{ m}^3/\text{h}$. El TRH del Digestor se controló usando un temporizador en la bomba de recirculación del lodo (B1), de esta manera dicha bomba funcionó intermitentemente.

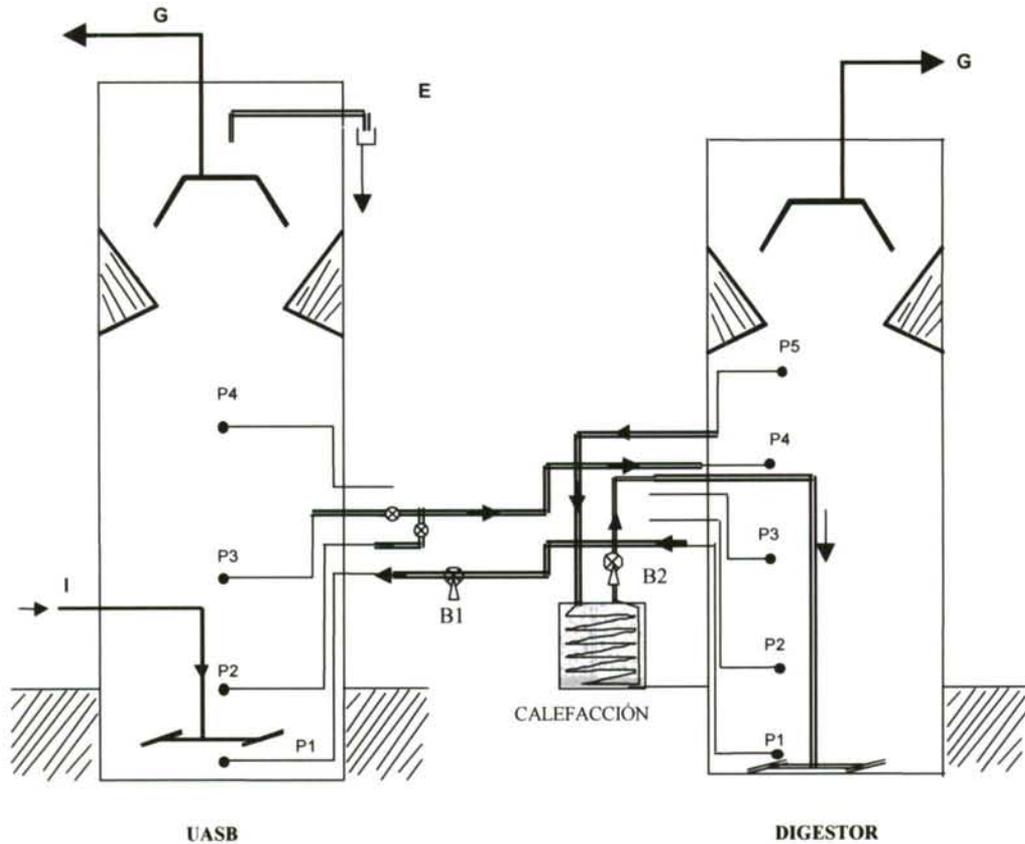


Figura 4.2: Esquema del sistema UASB-Digestor. I: influente, E: efluente, G: Biogas, B1: bomba de lodo, B2: bomba de mezcla del Digestor

La mezcla del manto de lodo del Digestor se llevó a cabo bombeando el lodo desde la P5 a la entrada del influente, usando una bomba también de tornillo helicoidal excéntrico tipo TF 201 de Allweiler de un caudal de $5 \text{ m}^3/\text{h}$. Como se muestra en la figura 4.2, el lodo bombeado pasaba a través de un intercambiador de calor de 785 l , lo que originaba un aumento de la temperatura de la biomasa del Digestor hasta 35°C , como se indica en la tabla 4.1. El intercambiador de calor disponía de dos resistencias eléctricas de 4000 W cada una, cuyo funcionamiento se regulaba con un termostato interno.

El sistema UASB-Digestor se instaló en la depuradora de aguas residuales de A Silvouta en Santiago de Compostela, y se alimentó con agua residual bruta, después de eliminar arenas y grasas. Previamente a este estudio, el reactor UASB operó como un sistema monoetapa (capítulo 3). Para la puesta en marcha del sistema UASB-Digestor, el reactor UASB operó a un TRH entre 5 y 15 h durante tres meses aproximadamente, y el lodo en exceso originado se usó como inóculo para el Digestor. El sistema de recirculación de lodo entre ambos reactores se conectó cuando la concentración de biomasa en el Digestor alcanzó el valor de 6 gSSV/l y en este momento empezó a operar el sistema UASB-Digestor.

4.3.2.- Procedimientos analíticos y ensayos biológicos

Se tomaron muestras del influente y efluente del reactor UASB cada tres horas y posteriormente, estas muestras puntuales se combinaban para obtener una muestra integrada diaria. Generalmente, este procedimiento se realizó cuatro veces a la semana. La composición del biogás y los AGV de ambos reactores se analizaron por cromatografía gaseosa. Las determinaciones de SST, SSV, DQOt, DQOs, DBO (solo para el influente y efluente del UASB) y pH se llevaron a cabo según Standard Methods (1995). AGV, DQOs y pH se determinaron en el Digestor en muestras obtenidas de la P3, que se consideró como puerta representativa de todo el manto de lodo del Digestor.

La actividad metanogénica se analizó en ensayos duplicados llevados a cabo como se indica por Soto et al. (1993). Se usó ácido acético como substrato en una concentración de 1 g/l, y la concentración de biomasa en el ensayo fue de 4 gSSV/l. Los métodos de ensayos biológicos fueron detallados en el capítulo 2.

Se realizó un estudio de metales, compuestos organoclorados, organofosforados, hidrocarburos policíclicos aromáticos, herbicidas y compuestos microbiológicos en las corrientes del influente y efluente del reactor UASB, así mismo se realizó la determinación de metales en lodos de ambos reactores del sistema UASB-Digestor. Los análisis de estos parámetros se explicaron en detalle en el capítulo 2.

4.3.3.- Perfiles y purga de lodo

El lodo en exceso fue periódicamente purgado bien por la puerta lateral más alta (P4) del reactor UASB, cuando el manto de lodo alcanzaba esta puerta, o por la puerta más alta (P5) del Digestor, en este caso con el objetivo de prevenir que los sólidos en suspensión más finos regresaran al reactor UASB. Por otra parte, se determinaron el volumen y la concentración de SST y SSV en cada purga realizada.

Los perfiles del manto de lodo se determinaron analizando la concentración de SST y SSV en muestras de lodo obtenidas por las distintas puertas laterales de ambos reactores. A partir de los perfiles de SSV se calculó el contenido total de lodo en cada reactor (X_R). El tiempo de residencia de sólidos (TRS) se calculó como se indicó en el capítulo 2.