



UNIVERSIDADE DA CORUÑA

FACULTADE DE CIENCIAS

DEPARTAMENTO DE QUÍMICA FÍSICA E ENXEÑERÍA QUÍMICA I

**TRATAMENTO ANAEROBIO DE AUGAS
RESIDUAIS URBANAS EN REACTORES UASB**

ISABEL RUIZ BOLAÑOS
A CORUÑA, MARZO 2004



UNIVERSIDADE DA CORUÑA
FACULTADE DE CIENCIAS

DEPARTAMENTO DE QUÍMICA FÍSICA E ENXEÑERÍA QUÍMICA I

***TRATAMENTO ANAEROBIO DE AUGAS
RESIDUAIS URBANAS EN REACTORES UASB***

MEMORIA presentada por:

ISABEL RUIZ BOLAÑOS

para optar ó grao de doutora pola

Universidade da Coruña

A Coruña, Marzo 2004



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 a Licenciada en Ciencias Químicas **Dna. Isabel Ruiz Bolaños**, realizou neste Departamento, baixo a dirección dos **Drs. D. Rafael Blázquez Caeiro e D. Manuel Soto Castiñeira**, o traballo que, baixo o título **Tratamento anaerobio de augas residuais urbanas en reactores UASB**, presenta para optar ó grao de Doutora en Química.

E para que así conste, expido e asino a presente en A Coruña, a 31 de Marzo de 2004.

Asdo. 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

***RAFAEL BLÁZQUEZ CAEIRO** e **MANUEL SOTO CASTIÑEIRA**, Profesores
Titulares do Departamento de *Química Física e Enxeñería Química I* da
Universidade da Coruña,*

CERTIFICAN

Que o presente traballo de investigación titulado **Tratamento anaerobio de augas residuais urbanas en reactores UASB** foi realizado pola Licenciada en Ciencias Químicas **Dna. Isabel Ruiz Bolaños** no Departamento de *Química Física e Enxeñería Química I*, Área de Enxeñería Química, e que, como Directores do mesmo, autorizamos a súa presentación como Tese Doutoral coa finalidade de ser xulgada polo tribunal correspondente.

E para que así conste, expedimos e asinamos a presente en A Coruña, a 31 de Marzo de 2004.

Asdo. Rafael Blázquez Cao

Asdo. Manuel Soto Castiñeira

AGRADECEMENTOS

Conseguir rematar este traballo non foi doado, pero en honor á verdade debo dicir que eu fun a única responsable. Porén, houbo moita, moitísima xente, que me animou e me acompañou ó longo de todos estes anos, e grazias a eles, hoxe podo dar fin a esta tese.

Quero comezar dando as grazias ós meus directores Rafael Blázquez e Manuel Soto pola súa axuda constante e polo apoio e a confianza que me prestaron en todo momento, amosando unha paciencia infinita. Moitas Grazias.

A Alberto de Vega, que sempre está disposto a resolver as miñas dúbidas informáticas, polos seus consellos e apoio técnico, e sobre todo pola súa cercanía.

A Pablo Liger, por estar sempre ahí. Dende que chegou ó laboratorio foi para min unha referencia, pola súa entrega e o seu tesón tanto no traballo como coa xente. Persoalmente sempre atopo nel un compañeiro disposto a prestarme a súa axuda e o seu apoio cando o preciso.

A M^a José Ferreiro e Mar Suárez, coas que compartín moitos momentos de traballo de campo e de laboratorio, pola súa colaboración e a súa amizade.

A César e Marcelino, os técnicos de laboratorio que colaboraron nas determinacións analíticas e na recollida de mostras.

A Fátima Lorenzo que compartíu connigo o seu despacho e o seu tempo aturando os momentos de desánimo que non foron poucos.

A tódolos compañeiros e compañeiras do laboratorio de Enxeñería Química, en especial a Lourdes á que todavía boto de menos, a Luis co que sempre me alegra atoparme, a Natalia, a Sara e a Ana das que gardo un recordo especialmente cariñoso.

Ás miñas amigas e amigos, que se preocuparon por min e me animaron ó longo destes anos, e á miña familia, que está tan cerca de min a pesar da distancia.

Por último quero dar as gracias a Fernando a Sara e a Alba porque sen eles, nin esta tese nin moitas outras cosas boas da miña vida serían posibles.

INDICE

Resumo e obxectivos	1
Capítulo 1. Introducción	7
1.1. Características das augas residuais urbanas	11
1.2. Sistemas de tratamento das augas residuais urbanas.....	14
1.3. A dixestión anaerobia	18
1.3.1. Bases do proceso	18
1.3.2. Parámetros ambientais	23
1.3.2.1. pH	24
1.3.2.2. Alcalinidade	24
1.3.2.3. Potencial redox	24
1.3.2.4. Temperatura.....	25
1.3.2.5. Nutrientes.....	25
1.3.2.6. Tóxicos e inhibidores.....	26
1.3.3. Tecnoloxías da dixestión anaerobia	27
1.3.4. Aplicacións da dixestión anaerobia.....	32
1.4. A dixestión anaerobia no tratamento de augas residuais urbanas	36
1.4.1. Aplicacións a altas temperaturas.....	37
1.4.2. Aplicacións a baixas temperaturas.....	41
1.4.3. Tratamento en varias etapas	44
1.4.4. Post-tratamentos.....	47
1.4.5. Perspectivas de futuro no tratamento de augas residuais urbanas	51
1.5. Referencias	53
Capítulo 2. Materiais e Métodos.....	65
2.1. Análises biolóxicas.....	67
2.1.1. Determinación da actividade metanoxénica dun lodo	67
2.1.2. Determinación da toxicidade metanoxénica	73

2.1.3. Determinación da biodegradabilidade aerobia.....	74
2.1.4. Determinación da biodegradabilidade anaerobia.....	75
2.2. Determinación de parámetros físico-químicos.....	76
2.2.1. pH e potencial redox	76
2.2.2. Alcalinidade total (AT) e relación AGV/AT	77
2.2.3. Demanda química de osíxeno (DQO).....	77
2.2.4. Sólidos.....	78
2.2.4.1. Sólidos totais (ST) e volátiles (SV).....	78
2.2.4.2. Sólidos en suspensión totais (SST) e volátiles (SSV)	79
2.2.5. Sulfatos.....	79
2.2.6. Fosfatos	80
2.2.7. Nitróxeno.....	81
2.2.7.1. Nitróxeno amoniacal.....	81
2.2.7.2. Nitróxeno total Kjeldahl	83
2.2.8. Graxas e aceites.....	83
2.2.9. Determinación de ácidos graxos volátiles (AGV)	84
2.2.10. Determinación da composición do biogas	84
2.3. Referencias	86

Capítulo 3. Caracterización de augas residuais urbanas e de

polígonos industriais	87
Resumo	89
3.1. Introducción	89
3.2. Materiais e métodos.....	90
3.2.1. Situación dos puntos de recollida de mostras	90
3.2.2. Mostraxe e métodos analíticos.....	91
3.3. Resultados e discusión.....	92
3.3.1. Parámetros físico-químicos.....	92
3.3.1.1. Augas residuais urbanas	92
3.3.1.2. Augas residuais de nucleos rurais.....	96

3.3.1.3. Augas residuais de polígonos industriais.....	97
3.3.2. Ensaio biolóxico.....	100
3.3.2.1. Augas residuais urbanas	100
3.3.2.2. Biodegradabilidade anaerobia das augas dos polígonos industriais	106
3.4. Conclusións	108
3.5. Referencias	109

Capítulo 4. Tratamento de augas residuais urbanas nun reactor

UASB a escala de laboratorio	113
Resumo	115
4.1. Introducción	116
4.2. Materiais e métodos.....	117
4.2.1. Augas residuais	117
4.2.2. Inóculo.....	117
4.2.3. Instalación experimental	118
4.2.4. Estratexia de operación	120
4.2.5. Métodos analíticos	121
4.3. Resultados.....	122
4.3.1. Operación do reactor UASB	122
4.3.2. Caracterización da biomasa do UASB.....	127
4.3.2.1. Perfil de sólidos e actividade metanoxénica.....	127
4.3.2.2. Biodegradabilidade anaerobia do lodo a 20°C e 30°C.....	130
4.3.3. Operación do UASB en combinación cun CMSD.....	131
4.4. Discusión	136
4.5. Conclusións	139
4.6. Referencias	141

Capítulo 5. Estudos de toxicidade metanoxénica do lodo do reactor

UASB e das augas residuais urbanas	145
Resumo	147
5.1. Introducción	148
5.2. Materiais e métodos.....	149
5.2.1. Ensaio de toxicidade metanoxénica	149
5.2.2. Inóculo.....	150
5.2.3. Métodos analíticos	151
5.3. Resultados.....	151
5.3.1. Ensaio de toxicidade do lodo acumulado no reactor UASB.....	151
5.3.2. Ensaio de toxicidade con augas residuais urbanas.....	156
5.4. Discusión	163
5.5. Conclusións	167
5.6. Referencias	168

Capítulo 6. Comportamento dun lodo granular tratando augas residuais domésticas brutas. Influencia da velocidade ascensional.....

Resumo	173
6.1. Introducción	174
6.2. Materiais e métodos.....	176
6.2.1. Augas residuais	176
6.2.2. Inóculo.....	177
6.2.3. Instalación experimental	178
6.2.4. Estratexia de operación	179
6.3. Resultados e discusión.....	181
6.3.1. Operación e eficacia de depuración	181
6.3.2. Concentración de lodo nos dixestores, hidrólise e tempo de retención de sólidos	184
6.3.3. Evolución das características do lodo nos dixestores: actividade metanoxénica e potencial inhibidor	189

6.4. Conclusións	193
6.5. Referencias	194
Capítulo 7. Influencia da velocidade ascensional no tratamento anaerobio de augas residuais diluídas.....	197
Resumo	199
7.1. Introducción	200
7.2. Materiais e métodos.....	202
7.2.1. Alimentacións	202
7.2.2. Inóculo.....	203
7.2.3. Instalación experimental	204
7.2.4. Estratexia de operación	205
7.2.4.1. Operación con augas sintéticas.....	205
7.2.4.2. Operación con augas residuais urbanas	206
7.2.5. Métodos analíticos	207
7.3. Resultados.....	208
7.3.1. Operación con augas sintéticas	208
7.3.2. Operación con augas residuais urbanas	212
7.3.3. Evolución da actividade metanoxénica e dos sólidos na segunda etapa de operación.....	218
7.4. Discusión	221
7.5. Conclusións	223
7.6. Referencias	224
Conclusións.....	227
Nomenclatura	235

RESUMO E OBXECTIVOS



RESUMO E OBXECTIVOS

A pesar de que nos últimos anos estase avanzando na construción e mellora de estacións depuradoras para o tratamento das augas residuais urbanas (EDAR), a través dos plans de saneamento tanto estatais como autonómicos, aínda están lonxe de acadarse os obxectivos marcados pola lei.

En Galicia, ó redor do 40% da poboación non conta con sistemas de tratamento axeitados para as augas residuais urbanas (ARU). En concreto a cidade da Coruña conta só cun sistema de pretratamento, estando pendente da construción e posta en marcha dun sistema de tratamento biolóxico secundario.

Os sistemas que se están implantando nestas EDAR para o tratamento secundario son maioritariamente biolóxicos aerobios e nalgúns casos físico-químicos. Os sistemas biolóxicos aerobios presentan elevadas eficacias na eliminación de materia orgánica e sólidos en suspensión, porén, necesitan un aporte de enerxía importante para a aireación dos tanques onde se produce a oxidación biolóxica e ademais, en torno o 50% da materia degradada é transformada en biomasa, dando lugar a unha elevada produción de lodos que han de ser estabilizados nunha etapa posterior, xeralmente anaerobia. O gasto enerxético e a produción de lodo en exceso no tratamento aerobio representan dous grandes inconvenientes, que repercuten negativamente no balance económico e ambiental destes sistemas.

Os sistemas anaerobios para o tratamento de augas residuais de elevada carga, representan na actualidade unha clara alternativa ós sistemas aerobios, pola súa economía, simplicidade e eficacia, e xa hai experiencia de moitas

plantas en funcionamento en todo o mundo. Porén, para o tratamento de augas diluídas, como son as ARU, está aínda en período de estudo. Só en países de clima cálido, como Colombia, México, Brasil, Exipto ou India por citar algúns exemplos, hai reactores anaerobios a gran escala tratando ARU. Nestes países a implantación do tratamento anaerobio está favorecida tanto pola economía dos sistemas como polas elevadas temperaturas (xeralmente superiores a 20°C) que melloran a eficacia do tratamento.

O obxecto deste traballo é o estudo da aplicación da dixestión anaerobia ó tratamento de ARU en reactores de laboratorio a temperatura de 20°C, próxima á temperatura das augas residuais da Coruña. O sistema elixido para facer o estudo foi o reactor anaerobio de leito de lodos (UASB), pola súa demostrada eficacia tratando outro tipo de augas residuais e pola súa simplicidade.

No capítulo 1 faise unha introdución ó tema, recollendo as bases do tratamento anaerobio e os estudos e aplicacións con ARU que se están levando adiante na actualidade. O capítulo 2 recolle os materiais e métodos empregados de forma xeral nas determinacións analíticas e nos ensaios biolóxicos, aínda que nos demais capítulos hai un apartado para os materiais e métodos específicos.

Comézase por facer unha caracterización das ARU da Coruña e de dous núcleos rurais próximos, así como dos efluentes de dous polígonos industriais co fin de establecer a posibilidade do seu tratamento por dixestión anaerobia (capítulo 3). No resto dos capítulos as augas residuais empregadas foron sempre as augas residuais urbanas da Coruña. Os resultados confirman a viabilidade deste tratamento, xa que se obtén unha biodegradabilidade promedio do 80% da DQO, e a toxicidade metanoxénica, en xeral, non é acusada.

No capítulo 4 preséntanse os resultados obtidos nun reactor UASB de 2 L tratando ARU a diferentes TRH. A TRH entre 6 e 8 h a eliminación de DQO_t sitúase no 65-70% e a de SST no rango do 70-80%. Para acadar os obxectivos esixidos pola Directiva comunitaria sobre tratamento de ARU requírense TRH superiores a 15 h.

Nunha segunda parte deste capítulo, estúdase a combinación do reactor UASB cun dixestor de lodos de mestura completa (CMSD), co obxectivo de evitar a caída na actividade metanoxénica do lodo no UASB e aumentar a estabilización do mesmo. A finalidade do CMSD era dixerir por separado e a maior temperatura (35°C) parte deses sólidos e recircular os lodos recuperados ó reactor UASB para mellorar a cantidade e a calidade da biomasa. A eficacia nas eliminacións de DQO e SS do sistema UASB-CMSD increméntase nun 10% aproximadamente, aínda que a actividade metanoxénica non mellorou.

Por outra banda, ensaios en descontinuo de toxicidade metanoxénica, tanto das ARU como dos sólidos acumulados no UASB (capítulo 5), confirman que as ARU causan toxicidade. Estudos en continuo (capítulo 6) indican unha forte adsorción de materia orgánica sobre o lodo granular e unha perda significativa de actividade metanoxénica.

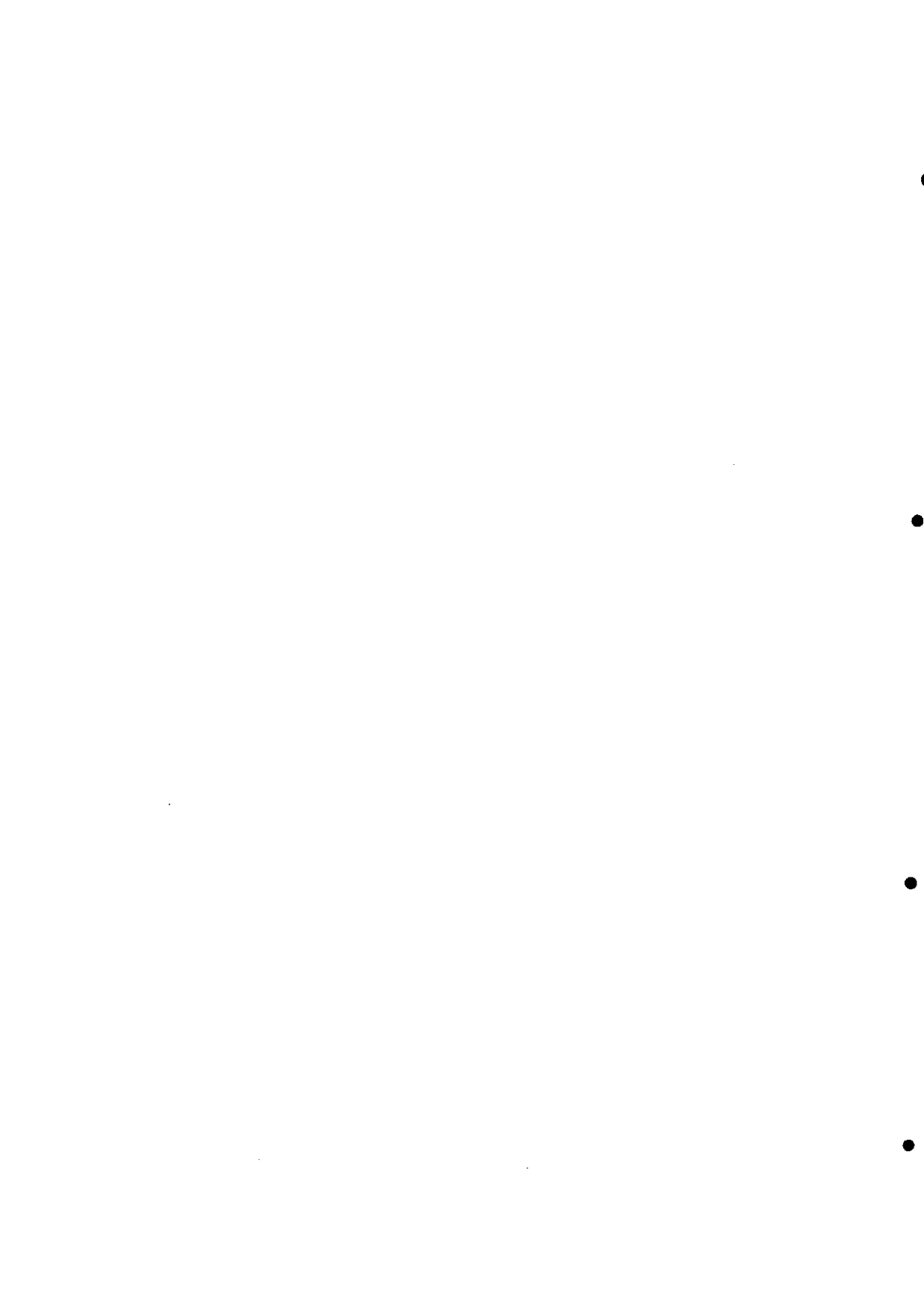
Considerando que un aumento da velocidade ascensional no reactor podería mellorar o contacto entre fases e diminuír as limitacións á transferencia de materia, realízanse estudos sobre a influencia da velocidade ascensional tanto na mellora das eficacias de eliminación como no mantemento das características do inóculo empregado (capítulos 6 e 7). Os resultados indican que no rango estudado, a velocidade ascensional non é un parámetro que determine a eficacia de operación, presentando tódolos reactores un comportamento moi similar.

Resumo e obxectivos

Os resultados indican que a dixestión anaerobia permite acadar eliminacións de DQO por riba do 60% e de SS por riba do 70% a TRH de 6 h. Ademais, os reactores presentan unha gran estabilidade na operación. Maiores eficacias e capacidade de tratamento poderían acadarse mediante deseños e condicións de operación que limiten a inhibición da biomasa, co obxectivo de incrementar a súa actividade metanoxénica e a súa concentración global.

CAPÍTULO 1

INTRODUCCIÓN



INTRODUCCIÓN

A auga é un factor clave no desenvolvemento económico e social dos pobos. Tódalas grandes civilizacións da historia asentáronse e medraron nas beiras dos ríos, e nas sociedades modernas non se entende o progreso industrial nin tecnolóxico sen auga. Pola contra, moitas das situacións de maior pobreza e inxustiza que se viven actualmente no mundo están asociadas á falta de auga como recurso básico. Fame provocada polas secas porque non hai unha infraestrutura mínima que garanta as colleitas e epidemias por consumo de auga contaminada son exemplo destas situacións.

Mentres que en moitos países do terceiro mundo (chamados en desenvolvemento) o problema é a escaseza de auga, o modelo de desenvolvemento nas sociedades industrializadas, baseado no despilfarro dos recursos, está a provocar graves problemas medioambientais, entre eles o deterioro da calidade das augas doces, por sobreexplotación e contaminación dos cauces superficiais e das reservas de augas subterráneas. Por todo isto a auga é considerada cada vez máis como un ben escaso que hai que protexer.

A lexislación medioambiental que se ven desenvolvemento na Unión Europea nos últimos 25 anos, ten a súa orixe nos “Programas de Acción Medioambiental” que pretenden orientar as políticas seguidas polos países membros no eido do medio ambiente. Nos últimos programas aprobados pola Comisión Europea (o 5º para o período 1993-2000 e o 6º para o período 2001-2010), a diferenza dos anteriores, presentan unha perspectiva global, plantexando os problemas medioambientais completamente ligados ós sectores productivos (enerxía, industria, agricultura, transportes, etc.), sendo o obxectivo global conseguir o

“desenrolo sustentable”. Dentro destes programas, a protección da auga como recurso fundamental para o desenrolo económico e o bienestar das sociedades é un elemento clave.

Os recursos renovables totais de auga doce dun país son as augas que flúen polos seus ríos e acuíferos. Calcúlase que a media dos recursos hídricos da Unión Europea (AEMA 1999) sitúase en torno ós 3200 m³/hab.ano, cifra significativamente menor que a media mundial de 7300 m³/hab.ano, aínda que aparentemente suficiente, posto que se estima a extracción media en 660 m³/hab.ano. Porén, estes recursos non están ben repartidos, existindo un notable desequilibrio entre as diferentes rexións de Europa. A escorrentía media anual (medida dos recursos hídricos por unidade de superficie) oscila entre os 3000 mm do oeste de Noruega, os 100 mm en grandes zonas do leste de Europa e os 50 mm do sur e puntos do interior de España, dando lugar a problemas de escaseza de auga e de restriccións no suministro en épocas de seca.

Ademais, a calidade dos recursos vese afectada pola contaminación tanto das augas superficiais, consecuencia dos vertidos de efluentes sen tratar, como das augas subterráneas afectadas pola filtración de contaminantes e pola sobreexplotación. O informe da Axencia Europea de Medio Ambiente (AEMA) de 1999 “*El medio ambiente en la Unión Europea en el umbral del siglo XXI*”, no apartado relacionado co estrés hídrico, sinala ós sectores agrícola, industrial e doméstico como os principais responsables do deterioro da calidade das augas.

A extracción media total da UE ascende ó 21% dos seus recursos hídricos renovables (AEMA 1999). Os países con maior estrés hídrico (maior porcentaxe de explotación dos recursos totais) son Bélxica e Luxemburgo cun 40% e Alemania, Italia e España cun estrés hídrico entre o 30 e o 35%. En xeral, recórrese mais ás augas superficiais que ás subterráneas para satisfacer as

necesidades da industria e da agricultura, mentres que as subterráneas utilízanse preferentemente no abastecemento de auga potable, por ser de mellor calidade e fácil explotación.

O abastecemento público, dirixido ós fogares, pequenas industrias, comercio e servicios públicos, acada o 14% das augas extraídas na UE. O consumo de auga nos fogares representa, dependendo do país, entre o 40 e o 60% do abastecemento público. A demanda urbana rexistrou un aumento constante dende 1980 na maioría dos países, debido ó crecemento da poboación e tamén ó aumento do número de vivendas por redución do tamaño das familias. Esta demanda podería reducirse mellorando a eficacia do uso da auga nos fogares e tamén controlando as perdas por fugas na rede de distribución que acadan porcentaxes moi significativas, no Estado español un 20% como promedio.

A utilización das augas de abastecemento público da como resultado a produción de augas residuais urbanas. Segundo o informe da AEMA, arredor do 90% da poboación da UE está conectada a redes de distribución e preto do 70% a instalacións de tratamento de augas residuais urbanas. Con todo, aquí tamén existen diferencias rexionais. Nos países do norte de Europa mais do 90% da poboación está conectada a plantas depuradoras, mentres que nos países do sur a porcentaxe oscila entre o 50 e o 80%. Estes datos indican que a Directiva 91/271/CEE sobre o tratamento das augas residuais urbanas, aínda está lonxe de cumprirse na súa totalidade.

1.1. CARACTERÍSTICAS DAS AUGAS RESIDUAIS URBANAS.

Considéranse augas residuais urbanas (ARU) ós efluentes procedentes das vivendas e comercios (efluentes domésticos) mesturados cos efluentes das posibles industrias da zona urbana. Os efluentes domésticos a súa vez son a

mestura das augas negras (augas fecais) cuxas características fundamentais son a elevada concentración de materia orgánica, o baixo caudal e a presenza de microorganismos patóxenos, e as augas de lavado (duchas, lavabos, lavavaixelas, lavadoras, etc.) que se caracterizan, en xeral, polo elevado caudal e a baixa carga orgánica.

As variables que determinan a composición e o caudal das ARU son os hábitos da poboación en canto a alimentación, hixiene, utilización dos recursos, etc., a recollida ou non de pluviais na rede de sumidoiros e a maior ou menor aportación de efluentes industriais. Todo isto fai que as ARU presenten diferencias na caracterización dependendo das circunstancias concretas de cada zona. A pesar desta variabilidade, atópanse na bibliografía caracterizacións promedio das ARU que poden ser orientativas, como a que se presenta na **Táboa 1.1** (Lens and Verstraete, 1992), na que se recollen os rangos dos parámetros mais significativos en países industrializados.

En xeral as ARU presentan unha demanda química de osíxeno (DQO) inferior ós 1000 mg/L que as sitúa dentro dos efluentes diluídos ou de baixa carga, fronte ós denominados efluentes de alta carga con DQO superiores ós 2000 mg/L (Kato, 1994). Porén, a súa composición é moi variada e cun elevado contido en sólidos en suspensión (SS), entre un 30 e un 70% da DQO, polo que se consideran efluentes complexos. A demanda biolóxica de osíxeno (DBO) destes efluentes sitúase entre o 40 e o 60% da DQO.

A temperatura das augas residuais urbanas é unha característica que incide de forma importante nos tratamentos biolóxicos. Dependendo da zona do mundo e da estación a variabilidade sitúase entre 4°C e 30°C. Nos países tropicais de clima cálido a temperatura das augas residuais non baixa dos 20°C normalmente,

mentres que nos países de climas moderados ou fríos, o rango de temperatura das augas está entre 10°C e 20°C ou incluso por debaixo.

Táboa 1.1 Composición das augas residuais urbanas en países industrializados
(Lens and Verstraete, 1992).

Parámetro	Valor
Materia seca	700-800
Sólidos en suspensión	200-300
DQO ₁	500
DQO _{1b}	330
DQO _s	250
DBO ₅	220
AGV (como ácido acético)	40
NTK	50
N-NH ₃	25-40
N-NO ₂ ⁻ -NO ₃ ⁻	0
P-PO ₄ ³⁻	10
SO ₄ ²⁻	75
pH	7-7,5
Alcalinidade	2-15
Graxas e materia extraíble con éter de petróleo	até 100

Tódalas unidades en mg/L excepto a alcalinidade en meq/L

Raunkjaer *et al* (1994) caracterizan as augas domésticas en función da súa composición en proteínas, hidratos de carbono e lípidos, obtendo uns valores promedios referidos á DQO total de 28% ± 4% para as proteínas, 18% ± 6% para os hidratos de carbono e 31% ± 10% para os lípidos. Os factores de conversión

utilizados son: 1,2 mg DQO/mg proteínas; 1,13 mg DQO/mg carbohidratos e 2,03 mg DQO/mg lípidos.

As proteínas son macromoléculas formadas pola unión mediante enlaces peptídicos de aminoácidos. Poden ser solubles ou insolubles en auga e son a fonte do nitróxeno orgánico nas ARU. Os 20 aminoácidos esenciais teñen sido achados nos efluentes urbanos, predominando a alanina, o ácido aspártico, o ácido glutámico, a leucina e a isoleucina.

Os hidratos de carbono son polisacáridos procedentes da unión de moléculas simples de azúcre. Os máis abundantes nas ARU son a celulosa, a hemicelulosa, a pectina e o almidón. A celulosa, procedente maiormente do papel, supón entre o 45% e o 60% desta fracción. A continuación a hemicelulosa suma un 20-25% dos carbohidratos, mentres que a pectina e o almidón supoñen xeralmente menos do 10%.

Os lípidos son solubles en disolventes non polares como cloroformo, benceno ou éter, e practicamente insolubles en auga. Están presentes nas augas urbanas, procedentes das augas negras e das augas da cociña. Os maiores compoñentes dos lípidos son os ácidos graxos de cadea longa: oleico, palmítico e esteárico, e os esteroides: coprostanol e colesterol (Quémeneur and Marty, 1994).

1.2. SISTEMAS DE TRATAMENTO DAS AUGAS RESIDUAIS URBANAS.

Actualmente hai unha gran variedade de sistemas que poden ser aplicados ó tratamento de augas residuais. A elección nos países industrializados ven determinada polas esixencias, cada vez máis estrictras, da lexislación en canto á calidade dos efluentes para que poidan ser vertidos ós cauces superficiais.

Na UE os obxectivos de tratamento dun efluente residual veñen determinados polas esixencias do medio receptor. A Directiva Europea sobre tratamento de augas residuais urbanas (DIR 91/271/CE) establece os criterios de tratamento segundo a sensibilidade da área de vertido e a magnitude deste, como se recolle na **Táboa 1.2**. Así pois, pode resultar suficiente aplicar un tratamento primario no que se eliminan parte dos SS, se ben o mais común é que se requira un tratamento secundario para eliminar a maior parte dos SS e da carga orgánica total (DQO, DBO), e en algúns casos será necesario un tratamento terciario para eliminar nitróxeno, fósforo e patóxenos.

Táboa 1.2 Obxectivos de tratamento das augas residuais urbanas
fixados na Directiva 91/271/CE

	Concentración máxima no efluente (mg/L)	Depuración mínima (%)
Caso A: Vertidos en condicións xenéricas		
DBO₅	25	70-90
DQO	125	75
SS	35	90
Caso B: Vertidos en zonas sensibles		
Fósforo total	1-2	80
Nitróxeno total	10-15	70-80
Caso C: Vertidos en zonas menos sensibles		
DBO₅		20
SS		50

Dentro dos tratamentos secundarios as alternativas posibles son dúas: os sistemas físico-químicos e os sistemas biolóxicos. Dos primeiros o mais

estendido é a coagulación-floculación, que aínda que acadas boas eficacias de eliminación implica uns elevados costes de mantemento. O consumo permanente de reactivos e o control riguroso da dosificación que precisan, fan que sexan preferidos os sistemas biolóxicos. Porén, poden resultar indicados en circunstancias que requiran sistemas de apoio puntuais, como pode ser en zonas de turismo donde aumenta o caudal estacionalmente ou con vertidos mixtos donde haxa tóxicos que han de ser eliminados previamente para non afectar á eficacia do sistema biolóxico.

Na actualidade, os tratamentos biolóxicos empregados maioritariamente en estacións depuradoras de augas residuais son os sistemas aerobios, entre os que se atopan o sistema de lodos activos, os leitos bacterianos e os biodiscos. Nestes tratamentos os microorganismos utilizan osíxeno para degradar a materia orgánica, obténdose como produtos finais CO_2 , auga e mais biomasa, xa que aproximadamente a metade da materia orgánica degradada é invertida en crecemento celular.

Os sistemas aerobios acadan elevadas eficacias na eliminación de materia orgánica e sólidos en suspensión, porén, tamén presentan algúns inconvenientes. Para o subministro de ar (ou osíxeno puro) é preciso un bombeo continuo que incrementa o gasto enerxético. O elevado rendemento celular das bacterias aerobias implica unha necesidade importante de nutrientes para que o proceso teña lugar e unha gran produción de biomasa. Este lodo en exceso ten que ser retirado nun decantador secundario e estabilizado nunha etapa posterior, xeralmente unha dixestión anaerobia. Todo isto repercute no tamaño de planta, aumentando a necesidade de espazo, e nos costes de instalación.

A necesidade de atopar sistemas de tratamento máis económicos e de tecnoloxía máis sinxela, que puideran superar as desvantaxes do sistema aerobio,

incrementaron o interés na dixestión anaerobia. Os estudos e as experiencias levados a cabo dende os anos 70 ata hoxe, confirman ós sistemas de tratamento anaerobios como unha alternativa económica e eficaz ós sistemas aerobios convencionais. Ó longo destes anos, a dixestión anaerobia tivo que superar a consideración de ser un proceso biolóxico complexo e sensible, que requiría un control estricto do pH, da temperatura e da entrada de tóxicos e que a súa aplicación estaba limitada ó tratamento de efluentes de media e alta carga, sen aplicación por tanto ós efluentes diluídos como son os de orixe doméstica e urbana.

Aínda que en moitos casos o proceso anaerobio por sí só non acadara a calidade do efluente necesaria, permite eliminar grande parte dos SS e da DQO e/ou DBO, incluso nunha soa etapa, que substituiría ó decantador primario, ó dixestor (aerobio) de lodos activos e ó dixestor anaerobio de estabilización de lodos. As principais vantaxes deste tratamento son (Schellinkhout, 1993; Lettinga *et al*, 1993; Lettinga *et al*, 2001; Lema and Omil, 2001):

- Non se require consumo de osíxeno, aforrándose a enerxía de bombeo de ar.
- Xéranse cantidades de lodo moi inferiores, nun maior grao de mineralización, concentración e fácil deshidratación.
- Existe a posibilidade de traballar a TRH inferiores, ou o que é o mesmo, requírense menores volumes de instalación, abaratando as inversións.
- Pódese recuperar certa cantidade de enerxía en forma de biogas.
- É moi versátil, podéndose aplicar a pequena e a gran escala.
- Presenta un elevado potencial para unha xestión sustentable das augas residuais e residuos orgánicos.

Nos últimos 25 anos se ten progresado moito no coñecemento do proceso anaerobio no tratamento de residuos líquidos, porén, a implantación do proceso

non é tan rápida como se esperaba por parte dos investigadores. As posibles razóns de este retraso pódense atopar na baixada dos precios da enerxía, nalgúns experiencias negativas, na necesidade nalgúns casos de un post-tratamento e nas grandes inversións feitas nos sistemas aerobios (Switzwnbaum, 1995; Kalker *et al.* 1999).

1.3. A DIXESTIÓN ANAEROBIA

1.3.1. Bases do proceso.

O proceso de degradación anaerobia ten lugar en ausencia de osíxeno. Un gran número de microorganismos degradan a materia orgánica en diferentes etapas que transcurren en serie ou en serie-paralelo, sendo os produtos últimos da degradación o CO_2 e o CH_4 maioritariamente. O proceso global de degradación de macromoléculas pode ser desglosado en diferentes etapas que involucran microorganismos específicos como se mostra na **Figura 1.1** (Lema *et al.*, 1992). As etapas son as seguintes:

1. Hidrólise enzimática. Os microorganismos non son capaces de metabolizar polímeros, por iso a degradación de macromoléculas en monómeros como azucres, graxas e aminoácidos faise mediante enzimas producidos polos microorganismos.
2. Fermentación dos monómeros a H_2 , HCO_3^- , piruvato, alcoles e ácidos graxos volátiles (acetato, butirato, propionato).
3. Oxidación dos compostos orgánicos reducidos a H_2 , CO_2 e ácido acético mediante bacterias acetoxénicas productoras obrigadas de hidróxeno.
4. Respiración acetoxénica do bicarbonato por bacterias homoacetoxénicas.

5. Oxidación dos compostos orgánicos reducidos a dióxido de carbono e acetato por medio de bacterias sulfato-reductoras ou nitrato reductoras, en presencia de sulfatos e nitratos.
6. Oxidación do acetato a dióxido de carbono mediante bacterias sulfato-reductoras ou nitrato-reductoras.

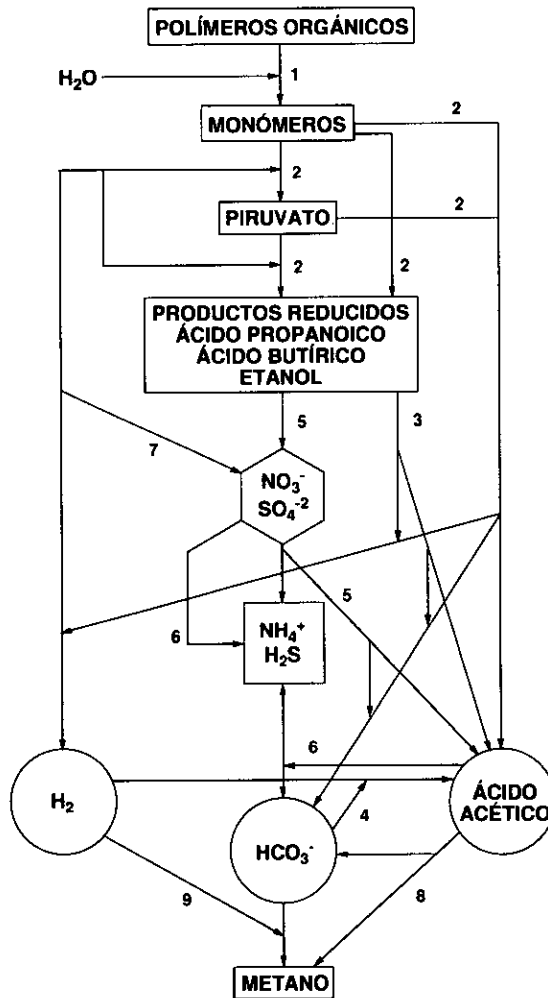


Figura 1.1 Etapas do proceso de dixestión anaerobia.

7. Oxidación do hidróxeno mediante bacterias sulfato-reductoras ou nitrato-reductoras.
8. Fermentación do ácido acético mediante bacterias metanoxénicas acetoclastas.
9. Respiración metanoxénica do dióxido de carbono por bacterias metanoxénicas hidroxenófilas.

O balance enerxético é moi complexo e especialmente negativo para algunhas bacterias, polo que resultan fundamentais, para a consecución do proceso, as relacións simbióticas que se establecen entre determinados grupos tróficos. Un exemplo disto é a relación entre as bacterias acetoxénicas productoras obrigadas de hidróxeno e as metanoxénicas hidroxenófilas. Termodinamicamente, as acetoxénicas só poden traballar a presións parciais de hidróxeno inferiores a 10^{-4} atm., polo que precisan a presenza doutras bacterias que consuman o hidróxeno que elas producen, como é o caso das metanoxénicas hidroxenófilas.

Nalgunhas etapas tamén se establecen relacións de competencia entre diferentes poboacións polo mesmo sustrato, como ocorre entre as metanoxénicas, as sulfato-reductoras e as nitrato-reductoras que compiten polo acetato e polo hidróxeno. Nestes casos as condicións ambientais determinan o predominio dun grupo ou outro de bacterias.

A cinética do proceso xoga un papel fundamental no desenrolo e na operación dos sistemas de tratamento anaerobios, proporcionando a base para a análise do proceso o control e o deseño. No proceso anaerobio, só unha pequena cantidade da enerxía contida no sustrato é empregada no mantemento e crecemento celular, quedando unha gran parte nos produtos, en forma de biogas.

Isto fai que o tempo de crecemento sexa lento, o que condiciona o deseño e a operación dos dixestores anaerobios.

Nunha poboación microbiana poden apreciarse catro fases sucesivas: unha etapa de adaptación ou período de latencia, un crecemento exponencial, un período estacionario de crecemento nulo e a diminución de masa por morte. O modelo mais utilizado para describir o crecemento microbiano é o de Monod, que expresa a velocidade de crecemento en función do substrato limitante e contén dous parámetros cinéticos: a velocidade máxima e a constante de saturación. Ambos poden evaluarse experimentalmente medindo a evolución temporal das concentracións de substrato e da biomasa nun cultivo. Outros modelos tamén utilizados son os de Contois e Chen e Hashimoto (Pavlostathis and Giraldo-Gómez, 1991).

Na **Táboa 1.3** (Lema *et al.*, 1992, adaptada de Henze e Harremoës, 1983) preséntanse os parámetros cinéticos correspondentes a diferentes grupos tróficos. Os parámetros son: a velocidade específica máxima de crecemento (μ_m), que informa sobre a velocidade de crecemento en condicións favorables donde non hai limitación de substrato; o rendimento celular (Y_{cel}), que indica a fracción de substrato destinada ó crecemento celular; a constante de saturación ou afinidade (K_s), que indica a avidez de un grupo por un determinado substrato; e a actividade específica máxima (ACT_m), que indica a cantidade máxima de substrato utilizada, por unidade de biomasa, na unidade de tempo.

Obsérvase que as velocidades de crecemento son pequenas e que, dado o baixo rendimento celular, a conversión de sustrato en masa celular é tamén pequena, polo que a velocidade de xeración microbiana é lenta. Isto representa unha das vantaxes do proceso porque desta maneira a produción de lodos é

baixa, pero por outra banda supón tempos de posta en marcha mais longos para acadar a suficiente cantidade de biomasa, cando non se inocula o reactor. Ademais é necesario manter unha elevada concentración de biomasa debido á relativamente baixa actividade específica máxima que presenta unha poboación anaerobia, 0,5-2,5 g DQO/g SSV.d, sobre todo cando se quere operar a elevadas velocidades de carga orgánica.

Táboa 1.3 Parámetros cinéticos e estequiométricos característicos de diferentes especies e grupos tróficos en procesos de dixestión anaerobia comparados cos de outros microorganismos xenéricos.

	μ_m (d ⁻¹)	Y_{cel} g SSV/g DQO	K_s g DQO/L	ACT_m g DQO/g SSV.d
Acidoxénicos (APOH)	2,0	0,15	0,2	13
Metanoxénicos (Acetoclastos)				
Methanotrix sp.	0,16	0,05	0,037	2
Methanosarcina sp.	0,45	0,05	0,350	9
Sulfato-reductoras (BSR)	4-6	0,10	0,007	50
Biomasa dixestor anaerobio *	0,1-0,45	0,18	0,1-1,4	0,5-2,5
Bacterias (xenérico)	2,4-40	0,50		
Levaduras (aerobio)	48-80	0,5-0,8		

* Valores típicos para a biomasa dun dixestor anaerobio que trate efluentes complexos.

A hidrólise das macromoléculas é a primeira etapa da dixestión anaerobia. A diferenza das outras etapas que son microbianas é unha etapa enzimática e considérase que segue unha cinética de primeiro orde respecto á concentración de substrato insoluble degradable.

$$\frac{dF}{dt} = -k_h F$$

Donde F é a concentración de materia insoluble degradable e k_h é a constante de hidrólise. Os datos da constante de hidrólise na bibliografía refírense, maioritariamente, á materia hidrolizable sen distinguir a súa composición. Sen embargo tamén hai datos específicos sobre a hidrólise de carbohidratos, proteínas e lípidos (Pavlostathis and Giraldo-Gómez, 1991). Sanders et al. (2000) realizan un estudo sobre a hidrólise de partículas esféricas de almidón como substrato, chegando á conclusión de que máis que a concentración, no proceso de hidrólise o parámetro fundamental é a superficie dispoñible das partículas de substrato.

Na maioría dos estudos cinéticos, os investigadores consideran só unha das etapas como determinante da velocidade global do proceso. A elección desta etapa depende da natureza do substrato, da configuración do proceso, da temperatura e da velocidade de carga. Esta variedade de parámetros xunto coa falta dun procedemento estandarizado para realizar as medidas, fai que existan moitas diferencias nos valores das constantes cinéticas referenciados na bibliografía.

1.3.2. Parámetros ambientais

Os microorganismos que interveñen nunha planta de tratamento biolóxico proceden orixinalmente do exterior (augas residuais, ar, solo, animais que viven nas proximidades). Nas condicións nas que ten lugar o proceso, prodúcese a selección e a adaptación dos microorganismos ó sustrato, de ahí a importancia dos parámetros ambientais para conseguir uns bos resultados no tratamento.

1.3.2.1. pH

O pH óptimo para a maioría dos microorganismos que interveñen na dixestión anaerobia, sitúase no entorno da neutralidade, entre 6,5 e 7,5. Por debaixo de 6,5 a actividade das bacterias metanoxénicas, que son as mais sensibles ó pH, diminúe, paralizándose por debaixo de 6. Os outros grupos son capaces de manter certa actividade ata pH 5, por debaixo deste valor cesa a actividade de tódolos microorganismos. No proceso poden producirse desviacións do rango óptimo de pH como consecuencia do pH da alimentación, ou por un exceso de produción e acumulación de determinados compoñentes intermedios, como poden ser os ácidos graxos volátiles (AGV) ou o amonio. O valor do pH determina ademais outros parámetros importantes como a alcalinidade e a solubilidade do CO_2 .

1.3.2.2. Alcalinidade

A alcalinidade expresada en mg CaCO_3/L representa a capacidade tamponadora do medio. Ven determinada polo equilibrio ácido-base bicarbonato/carbonato e polo equilibrio de solubilidade do CO_2 . É recomendable unha alcalinidade entre 2500 e 5000 mg CaCO_3/L para manter o pH dentro do rango óptimo. No caso de producirse acidificación no medio pódese engadir unha cantidade suficiente de bicarbonato ou de outro álcali para evitar que o pH baixe de 6,5.

1.3.2.3. Potencial redox

Para que teña lugar o proceso de dixestión anaerobia, en concreto as etapas de metanoxénese, fai falla un ambiente anaerobio estricto. Isto quere dicir que ademais da ausencia de osíxeno o ambiente ten que ser reductor, de ahí que

se recomenden valores de potencial redox inferiores a -300 mV. Para baixar o potencial redox hai que evitar a entrada de osíxeno e se isto non é suficiente, poden engadirse compostos reductores como os sulfuros.

1.3.2.4. Temperatura

A eficacia dos procesos biolóxicos ven determinada pola actividade dos microorganismos, e ésta pola temperatura de operación. Para cada grupo de bacterias existe un rango de temperatura no que a súa actividade é máxima, en xeral os dous rangos óptimos son o mesófilo (ó redor de 35°C) e o termófilo (entre 55 e 60°C). A actividade dos microorganismos diminúe cando o valor da temperatura se separa destes valores, porén, parece que esta diminución débese fundamentalmente a unha falta de adaptación ás novas condicións. A operación a temperatura ambiente presenta grandes vantaxes dende o punto de vista económico e técnico, polo aforro que supón en sistemas de calefacción do efluente. Por iso, nos últimos anos estase estudando a optimización do proceso psicrófilo (entre 5 e 20°C), sobre todo no tratamento de augas urbanas e de baixa carga en xeral (de Man *et al.* 1988; Sanz and Fernández-Polanco, 1990; Rebac *et al.* 1997; Elmitwalli *et al.* 1999).

1.3.2.5. Nutrientes

A necesidade de nutrientes (nitróxeno e fósforo) nos procesos biolóxicos ven determinada pola composición e o rendemento celular de cada grupo trófico. Na dixestión anaerobia a necesidade de nutrientes é moito menor que no proceso aerobio xa que tamén é moito menor o seu crecemento celular, o que representa unha vantaxe. Para expresar as necesidades de nitróxeno dunha poboación coñecido o seu rendemento celular, utilízase a relación C:N, donde a cantidade de carbono do sustrato exprésase como DQO. Dependendo do tipo de

alimentación, a relación DQO:N oscila entre 400:7 e 1000:7. No caso do fósforo os requerimentos son menores, dándose como válida unha relación N:P de 7:1. Existen outros elementos traza considerados necesarios como ferro, níquel, magnesio, calcio, sodio, bario, tungsteno, molibdeno, selenio e cobalto (Pohland, 1992), que interveñen nos sistemas enzimáticos das bacterias acetoxénicas e metanoxénicas. A composición das augas residuais urbanas garante unha cantidade suficiente tanto dos macronutrientes como dos micronutrientes para o seu tratamento.

1.3.2.6. Tóxicos e inhibidores

A dixestión anaerobia, coma calquera proceso biolóxico, pode verse afectado negativamente pola presenza de determinados compostos denominados tóxicos ou inhibidores. Estes compostos poden ser introducidos no medio xunto coa alimentación (de forma habitual ou esporádica), ou formarse *in situ*, sendo compostos intermedios ou finais das etapas do proceso.

Unha das causas de inhibición do proceso anaerobio é (como se mencionou anteriormente) a diminución do pH como consecuencia dunha acumulación de ácidos intermedios (AGV). Neste caso a etapa máis afectada é a metanoxénese, o que conduce a unha acidificación aínda maior, por paralizarse o proceso no que se consumen os ácidos.

Cando a concentración na alimentación de sulfatos e nitratos é suficientemente elevada, pode producirse toxicidade por formación de sulfuro de hidróxeno e amonio respectivamente, pola acción de bacterias sulfato e nitrato reductoras. Esta toxicidade afecta principalmente á actividade das bacterias metanoxénicas. A presenza de determinados catións metálicos pode reducir a toxicidade do sulfuro de hidróxeno por formación e precipitación de sulfuros

insolubles. As concentracións de sulfuro nas que se ten observado toxicidade sitúanse nun rango entre 200 e 1500 mg/L. No caso do amonio, a súa toxicidade depende do pH que inflúe no equilibrio amonio/amoníaco, a pH elevados desprázase cara á formación do amoníaco que parece ser a especie mais tóxica. Esta dependencia do pH xunto coa capacidade de adaptación das bacterias fan que a determinación do rango de concentracións que conducen á inhibición resulte moi complicado.

As veces un mesmo composto pode actuar como potenciador ou como inhibidor do proceso dependendo da concentración na que se atope. Éste é o caso dos metais alcalinos ou alcalinotérreos como Na, K, Ca, Mg, que a baixas concentracións afectan positivamente pero a concentracións elevadas resultan inhibidores (McCarty, 1964).

Dos estudos sobre a toxicidade de diferentes compostos pódese extraer, como conclusión global, que a capacidade dos microorganismos para adaptarse ós compostos tóxicos é un factor determinante. Esta adaptación é un proceso lento no que se producen a selección e o crecemento de especies capaces de degradar o composto tóxico.

1.3.3. Tecnoloxías da dixestión anaerobia

Os primeiros reactores anaerobios que se utilizaron foron o dixestor de mestura completa e o proceso de contacto anaerobio (McCarty, 1964). No primeiro o tempo de retención dos sólidos é igual ó tempo de retención hidráulico e no segundo incorpórase un decantador despois do tanque para clarificar o efluente e recircular os lodos. Con este deseño conséguese aumentar o tempo de retención dos sólidos.

Nos procesos modernos, denominados de alta velocidade, a característica común a todos eles é a retención da biomasa dentro do reactor, de maneira que o tempo de retención dos sólidos é moito maior que o tempo de retención hidráulico, aumentando así a eficacia do proceso (Lettinga, et al. 1983). A clasificación dos reactores anaerobios de alta velocidade, pódese facer en función da maneira na que é retida a biomasa:

- Os que reteñen a biomasa nos intersticios dun material de soporte e na súa superficie, como o filtro anaerobio (AF).
- Os leitos de lodo anaerobio de fluxo ascendente (UASB), nos que a biomasa queda retida por sedimentación na parte baixa do reactor en forma de gránulos ou flóculos.
- Os que se basan na inmovilización da biomasa sobre superficies fixas como no reactor anaerobio de película fixa (AFF), ou sobre partículas móbiles como no reactor anaerobio de leito expandido (AAFEB) (Jewell et al., 1981).

O filtro anaerobio é un reactor de leito fixo desenrolado nos EE.UU. a partir dos anos 70, baseado nos filtros biolóxicos. Neste tipo de reactor o recheo sitúase ó azar e o fluxo pode ser ascendente ou descendente, aínda que o ascendente é o mais utilizado. Como recheo poden utilizarse gran variedade de materiais, tanto naturais (ladrillos, cantos rodados, cunchas) como sintéticos (diferentes materiais plásticos) que proporcionan unha elevada superficie específica. A biomasa queda retida de dúas formas: na superficie do recheo sobre a que se adhíren os microorganismos formando unha biopelícula, e suspendida entre os ocios que deixa o recheo, sendo esta última a que presenta maior actividade.

O filtro anaerobio ten a vantaxe de que permite tratar todo tipo de efluentes, a posta en marcha é rápida, acadando elevadas velocidades de carga orgánica (até 10 kg DQO/m³.d) e é moi resistente ás perturbacións na carga. Porén, presenta os inconvenientes da formación de camiños preferenciais e a colmatación por sólidos no leito, a dificultade da mestura de lodos e o coste adicional do recheo (Lettinga *et al.*, 1983).

Para paliar os problemas de colmatación dos filtros anaerobios propúxose a colocación ordenada do recheo e a introdución da alimentación pola parte superior do reactor, dando lugar ós reactores de película fixa.

Os reactores de leito fluidizado desenroláronse por extrapolação da tecnoloxía de fluidización utilizada na industria química. Nestes reactores, os agregados de biomasa activa obtéñense pola adhesión dos microorganismos sobre pequenas partículas inertes como area, alúmina, plásticos, etc. As biopartículas, facilmente sedimentables, mantéñense en suspensión por aplicación de grandes caudais de recirculación do influente, que aumentan a velocidade ascensional do fluído. O grao de expansión do leito fluidizado ven determinado pola magnitude da velocidade ascensional.

É importante seleccionar o tamaño e a densidade adecuados das partículas, co obxecto de acadar elevadas concentracións de biomasa no leito a elevadas velocidades ascensionais, evitando a saída do reactor das biopartículas. É convinte ademais, que o espesor da biopelícula non sexa maior de 1 mm, para evitar limitacións difusionais.

Nos leitos fluidizados o contacto entre as bacterias e as augas é moi bo, conseguíndose elevadas eficacias no tratamento, porén, a necesidade de manter un elevado fluxo ascensional, implica un consumo de enerxía maior, polo que

económicamente resulta unha tecnoloxía menos atractiva. Por outra banda, este sistema non parece moi adecuado para tratar augas residuais con grandes cantidades de sólidos en suspensión (Fdz-Polanco y García, 1993).

A tecnoloxía dos reactores UASB desenrolouse en Holanda nos anos 70. A característica fundamental destes reactores é a retención dentro do reactor de elevadas concentracións de biomasa activa, mediante a obtención de agregados bacterianos floculentos ou granulares con boas características de sedimentación. O leito soe estar estratificado, quedando os lodos con maior sedimentabilidade na zona baixa e os mais finos e dispersos na zona superior.

Para dificultar a saída destes agregados fóra do reactor, o deseño dos reactores UASB complétase cun dispositivo denominado xenéricamente separador gas-sólido-líquido, que pode ter diferentes formas. O separador sitúase na parte superior do reactor, onde están as saídas do efluente e do biogas, para reter as partículas arrastradas por estas correntes, comportándose como un sedimentador interno.

Outro dos elementos fundamentais nos leitos de lodos é o sistema de distribución do influente, sobre todo nos reactores de gran volume. Unha mala distribución pode crear canais preferenciais e volumes mortos que dificultan un bo contacto entre as fases. O número de entradas por unidade de superficie varía en función do tipo de alimentación e da velocidade de carga aplicada.

O reactor UASB está a ser experimentado no tratamento de augas residuais de diferentes tipos, efluentes de procesados alimenticios, industriais, urbanos e lixiviados (Hulshoff Pol and Lettinga, 1988; Lettinga and Hulshoff Pol, 1991), obtendo boas eficacias na eliminación de materia orgánica e sólidos en suspensión.

Unha modificación do UASB é o leito expandido de lodos granulares (EGSB), no que só se pode usar lodo granular debido as elevadas velocidades ascensionais ás que traballa (entre 4 e 30 m/h). Estas velocidades consíguese por recirculación do efluente e/ou aumentando a relación altura/diámetro no reactor.

Nos últimos anos estanse estudando a escala de laboratorio deseños que combinan varias tecnoloxías, un deles é o reactor anaerobio híbrido (Guiot and vand den Berg, 1984), no que o separador gas-sólido-líquido substitúese por un filtro anaerobio que ademais de reter a biomasa aumenta a eficacia da depuración.

O reactor anaerobio en varios módulos (staged multi-phase anaerobic reactor system) leva a cabo o tratamento por etapas, podendo aplicarse a calquera temperatura e a calquera tipo de auga (Lettinga *et al.*, 1997). As características fundamentais deste reactor modular son:

- O desenvolvemento en cada módulo das poboacións microbianas adecuadas, dependendo do substrato alimentado e das condicións ambientais concretas en cada un.
- Evitar a mestura dos lodos desenvolvidos en cada módulo.
- Aproximar o proceso ás condicións de fluxo pistón para aumentar a eficacia no tratamento.

Dependendo das augas a tratar o deseño dos módulos sucesivos pode variar entre UASB, EGSB ou sistemas híbridos. Desta forma pódense optimizar os parámetros de operación en cada etapa para obter unha maior eficacia global.

Dado que a granulación resulta difícil cando a fracción de sólidos no influente é moi grande, e a eficacia dos EGSB está ligada á utilización de lodo granular, nestes casos as alternativas son: a aplicación de reactores UASB que operen a TRH máis altos co fin de que os sólidos podan ser degradados, os reactores híbridos ou a separación do proceso en dúas etapas. Na primeira etapa, entendida como un pre-tratamento, térfan lugar a hidrólise e a acidificación do influente, e na segunda etapa a acetoxénese e a metanoxénese. A configuración desta primeira etapa é un UASB que opera a TRH baixos, onde os sólidos en suspensión do influente son atrapados e hidrolizados, denominándose especificamente HUSB (Hydrolysis Upflow Sludge Bed).

1.3.4. Aplicacións da dixestión anaerobia

Os sistemas de tratamento anaerobios están sendo utilizados nunha gran variedade de aplicacións: tanques sépticos, estabilización de lodos, tratamento de augas domésticas e industriais, tratamento de sólidos e de residuos recalcitrantes. Mentres que nalgúñas destas aplicacións como a estabilización de lodos e o tratamento de efluentes industriais de alta carga, a dixestión anaerobia está plenamente consolidada, outras como o tratamento de efluentes de baixa carga ou as aplicacións a temperaturas extremas, aínda están en fase de experimentación e implantación (Switzenbaum, 1995). Entre os sistemas de tratamento anaerobio, o máis estendido en todo o mundo é o UASB e as súas variantes, sobre todo en países en desenvolvemento onde ademais de eficaces son necesarias tecnoloxías simples e económicas.

A eficacia do tratamento anaerobio depende dunha gran variedade de factores relacionados coa natureza das augas, as condicións ambientais, a cantidade e calidade do inóculo e os parámetros de operación como TRH, TRS e velocidade ascensional. Con respecto á natureza das augas hai que ter en conta a

súa composición, e a concentración de materia orgánica, de sólidos en suspensión, e de compostos que podan causar toxicidade.

A posta en marcha dun reactor anaerobio pode facerse nuns poucos días se se dispón dun inóculo adecuado, é dicir adaptado ás augas que se queren tratar e ás condicións de operación. Nos reactores UASB é importante dispoñer dun lodo con boas características de sedimentación que permitan traballar a baixos TRH e elevados TRS. Xeralmente o lodo granular presenta mellores características, aínda que tamén se pode operar con lodo floculento.

Se non se dispón dun bo inóculo nas cantidades precisas, a posta en marcha pode facerse igual con outro tipo de lodo ou incluso sen inóculo. Isto supón tempos de posta en marcha mais longos até que se produce a adaptación e/ou até que se acada a cantidade suficiente de biomasa no reactor. A partir de lodo floculento pode conseguirse granulación, aínda que isto depende fundamentalmente do tipo de substrato alimentado, da temperatura e das condicións fluidodinámicas impostas no reactor.

Goodwin *et al.* (1992) fan un estudo inoculando diferentes reactores con lodo granular e floculento, examinando o efecto sobre a posta en marcha e o funcionamento. Os reactores de laboratorio son alimentados con azucre a unha temperatura de 35°C. A conclusión á que chegan é que os reactores inoculados con lodo granular mostran un bo comportamento ós poucos días de comezar, cunha elevada actividade metanoxénica, mentres que os reactores con lodo floculento van adaptándose e comeza a granulación a partir de 60 días de operación.

Con augas solubles e de composición fácilmente degradable o reactor UASB acada unhas elevadas eficacias de eliminación, así como o desenrolo dun

lodo granular con elevada actividade metanoxénica (Lettinga *et al.*, 1987). Con augas diluídas a granulación é posible en períodos de tempo entre 1 e 2 meses (Soto *et al.*, 1997).

No proceso de dixestión anaerobia, os microorganismos crecen lentamente e o seu rendemento celular é baixo, non superando o 15% da materia orgánica eliminada, fronte ó 50% que acadada o proceso convencional aerobio. A baixa produción de lodo é unha das principais vantaxes do proceso anaerobio pero tamén representa un inconveniente cando se trata de augas de baixa carga como son as augas residuais urbanas, que ademais presentan un amplo rango de variabilidade na temperatura (10-35°C). Isto indica que, especialmente a baixas temperaturas, a maior parte da biomasa xerada pode perderse no efluente dentro dos límites normais de vertido (Jewell, 1987).

Tendo en conta que o tempo mínimo de desdoblamento das bacterias anaerobias a 35°C e de 3,3 días ($\mu_{\max} = 0,3 \text{ d}^{-1}$), e a regra xeral (aproximada) de que a velocidade de crecemento decrece nun 50% cando se reduce a temperatura en 10°C, atópase que á temperatura de 15°C o tempo de desdoblamento é de 13 días ($\mu_{\max} = 0,075 \text{ d}^{-1}$), e a 10°C o tempo de desdoblamento é de 20 días ($\mu_{\max} = 0,05 \text{ d}^{-1}$). Jewell considera que un dixestor require un TRS 10 veces superior ó tempo de desdoblamento mínimo para acadar un tratamento eficaz e estable. Desta forma, o tempo de retención de sólidos sería de 33 días a 35°C, de 130 días a 15°C e de 200 días a 10°C. Este TRS debe poder combinarse con TRH de só unhas poucas horas. A relación entre o TRS e o TRH ven determinada polo mecanismo de retención de biomasa, e mais concretamente pola biomasa que o sistema concentra no seu interior. Así, para un sistema de contacto que opere cunha concentración de biomasa de 5 g/L atinxir un TRS de 200 días require un TRH de 28 h, mentres que un reactor de película fixada ou un UASB que reteña

50 g/L de biomasa pode atinxir un TRS de 200 días a un TRH de tan só 3 h, cando en ambos casos a concentración de biomasa no efluente é de 30 mg/L.

Cando se tratan augas diluídas e/ou cando se opera a baixas temperaturas, o reactor UASB mostra limitacións na operación, debido a problemas de transferencia de materia entre fases porque baixa a produción de biogas e o grao de mestura no leito. Nestes casos, así como con augas ricas en proteínas e en compostos tóxicos (cloroformo, ácidos graxos superiores, nitroaromáticos, etc.), os reactores EGSB se presentan como unha alternativa que mellora a eficacia do proceso (Lettinga *et al.*, 1997; van Lier *et al.*, 2001).

Brito and Melo (1997) fan un estudo comparativo sobre o modelo de fluxo en reactores UASB e EGSB alimentados con ácido acético diluído como substrato a temperaturas de 30 e 24°C respectivamente. A velocidade ascensional no UASB é de 0,22 m/h sen recirculación e no EGSB é de 20 m/h. A conclusión é que as limitacións á transferencia de materia e os volumes mortos detectados no UASB, onde o fluxo é en pistón, son eliminados no EGSB onde o modelo aproxímase ó de tanque axitado.

Estudos realizados con augas diluídas no rango psicrófilo de temperaturas (Rebac *et al.*, 1997) e no rango mesófilo (Kato *et al.*, 1994, 1997), coinciden tamén na mellora que supón a utilización do reactor EGSB fronte ó UASB. No estudo de Rebac *et al.* o rango óptimo de velocidades sitúase entre 2,5 e 5,5 m/h mentres que nos traballos presentados por Kato *et al.* chegan até os 10 m/h sen problemas de arrastre dos lodos. Isto indica que a velocidade ascensional que se pode aplicar está limitada pola necesaria retención do lodo, posto que por riba dun determinado valor ten lugar o lavado da biomasa.

As augas con elevada concentración de sólidos en suspensión, con compostos tóxicos e/ou con compostos que producen escumas e flotación dos lodos, denomínanse xenéricamente augas complexas. O tratamento anaerobio destas augas pode presentar algúns problemas específicos dependendo da concentración destes compostos.

Entre os efluentes considerados complexos están os efluentes de matadoiros, os de procesado de peixe, as augas residuais domésticas, os efluentes de queixería, etc. Todos eles, aínda que teñen orixes diferentes, están formados fundamentalmente por proteínas, carbohidratos e lípidos polo que a etapa limitante no tratamento anaerobio vai ser a hidrólise. Para conseguir unha boa eficacia no tratamento, os sólidos biodegradables han de quedar atrapados no leito de lodos e o TRS convírtese no parámetro fundamental de deseño (Wiegant, 2001).

1.4. A DIXESTIÓN ANAEROBIA NO TRATAMENTO DE ARU

O tratamento anaerobio de efluentes domésticos ten sido aplicado dende finais do século XIX, co desenvolvemento da fosa séptica (1895) e do tanque Imhoff (1905) por Metcalf and Eddy. O denominado tanque “biolítico” foi utilizado por primeira vez en 1910, sendo analizado de novo nos anos 50, e constituíndo o modelo previo dos actuais dixestores UASB. Estas primeiras versións do UASB foron combinadas con filtros para mellorar o tratamento global, acadando bos resultados, porén, non permitiron consolidar a tecnoloxía, entre outras causas pola xeración de cheiros, factor de importancia ó estar dirixida a súa aplicación naquel entón exclusivamente a pequenas comunidades (Jewell, 1987) e pola falta de experiencia na operación a gran escala (Switzenbaum, 1995).

Foi nos anos 70 coa crise da enerxía, cando de novo volve a ter interese o tratamento anaerobio e comeza unha etapa, que se prolonga até hoxe, na que se fixeron grandes avances no coñecemento do proceso, implantando novas tecnoloxías e ampliándose progresivamente o rango de aplicación.

As principais vantaxes do tratamento anaerobio de efluentes residuais urbanos son consecuencia do aforro enerxético en relación ó consumo necesario nos tratamentos aerobios para bombear ar ou osíxeno e da xeración dunha menor cantidade de lodos, mais estabilizados e de tratamento mais fácil. Algúns estudos comparativos foron feitos por investigadores holandeses, especialmente pensando na aplicación en países tropicais (temperaturas ente 20 e 30°C), aínda que tamén para condicións climáticas mais frías, como son as de Holanda (van der Last and Lettinga, 1992).

1.4.1. Aplicacións a altas temperaturas

Nos países de climas cálidos estase introducindo o tratamento anaerobio das augas residuais urbanas con gran aceptación. Brasil, Colombia, México, Argentina, Tailandia, India, son algúns exemplos desta situación. A implantación das tecnoloxías anaerobias nestes países vese favorecida por dúas circunstancias: a primeira é a temperatura ambiente que normalmente se sitúa por riba dos 20°C o que mellora a eficacia do proceso. A segunda é que son países con recursos económicos moi limitados e precisan sistemas de tratamento de baixo coste e tecnoloxía sinxela que realmente resulten aplicables e eficaces.

Na maioría das experiencias levadas a cabo, tanto en planta piloto como a gran escala, a tecnoloxía elexida foi o reactor UASB (Vieira and García Jr., 1992; Barbosa and Sant`Anna Jr., 1989; Chernicharo and Machado, 1998;

Florencio *et al.*, 2001; Draaijer *et al.*, 1992; Schellinkhout and Collazos, 1992; Gnanadipathy and Polprasert, 1993; Yu *et al.*, 1997; Monroy *et al.*, 2000).

En Sao Paulo (Brasil) Vieira and Souza (1986) estudan o tratamento de ARU nun UASB de 106 L para despois poñer en marcha un UASB de 120 m³. No UASB de 106 L alimentan inicialmente augas presedimentadas a unha temperatura de 35°C e un TRH de 4 h. A posta en marcha comeza coa inoculación do reactor con lodos dun dixestor de ARU e despois de 4 meses a operación é estable. Nos meses seguintes acádase a granulación do lodo que presenta ademais unha boa actividade e propiedades de sedimentación. As porcentaxes de eliminación de DQO e SST son do 65% e do 61% respectivamente. Posteriormente no mesmo reactor alimentan ARU brutas a temperatura ambiente (20-22°C) obtendo un 62% de eliminación de DQO e un 69% de SST (Vieira, 1988). Tras estas experiencias poñen en marcha un reactor UASB de 120 m³ a temperatura ambiente (21-25°C), deseñado para operar a un TRH promedio de 4 h, cun caudal de 30 m³/h, correspondente a 3600 habitantes equivalentes (consideran unha contribución de 200 L/hab.d). Os resultados obtidos neste reactor indican que a eficacia é un pouco menor que nos reactores de laboratorio sendo as porcentaxes de eliminación de DQO e SST a un TRH de 4,7 h do 50% e do 73% respectivamente. O lodo desenrolado neste reactor é floculento, porén, presenta unhas propiedades de sedimentación e unha actividade metanoxénica similares ás dos gránulos desenrolados no reactor de laboratorio. De feito a produción de biogas é moi parecida 110 L/kg DQO_i no de laboratorio e 121 L/kg DQO_i na planta piloto, cunha porcentaxe de metano en ambos casos en torno ó 70%.

Tamén en Brasil (Rio de Janeiro) Barbosa and Sant`Anna (1989) operan un UASB de 120 L nun rango de temperaturas entre 18 e 28°C, con ARU durante 9 meses. A posta en marcha faise sen inóculo, e o TRH durante todo o período é

de 4 h. A autoinoculación ten lugar despois de 4 meses de operación, obténdose gránulos de entre 6 e 8 mm de diámetro. As eficacias de eliminación acadadas neste reactor son do 74% da DQO e do 72% dos SST. A produción de biogas é de 80 L/kg DQO_i e a súa composición en metano do 69%.

No estado de Pernambuco (Brasil) construíronse na década dos 90, varios reactores UASB para o tratamento de ARU a gran escala pero sen superar os 250 m³. Florencio *et al.* (2001) presentan os resultados obtidos durante 30 meses nun UASB de 810 m³ construído en Recife para tratar as ARU de Mangueira, un vecindario de 18000 habitantes, e verificar a viabilidade e a eficacia do tratamento anaerobio. A longo prazo o obxectivo é aplicar os reactores UASB na mellora das plantas de tratamento existentes e nas de nova construción previstas no plan municipal. O reactor, que opera a 30°C, está dividido en 8 cámaras e cada unha recibe 1/8 do caudal das augas a tratar, estando o TRH entre 8,8-9,7 h. As cámaras son inoculadas a diferentes tempos e con diferentes tipos de inóculo, por non haber suficiente cantidade de lodo dispoñible, e incluso tres delas non son inoculadas. O sistema presenta unha gran estabilidade a pesar das fluctuacións nas características do influente. A velocidades de carga orgánica entre 0,5 e 2,5 kg DQO/m³.d as eficacias de eliminación de DQO sitúanse entre o 60 e o 90%, sendo a maior parte do tempo superiores ó 80%. A pesar da acumulación dunha gran cantidade de sólidos inertes no reactor, desenrólase unha biomasa cunha actividade metanoxénica entre 0,18 e 0,215 g DQO_{CH₄}/g SSV.d.

En Bucaramanga (Colombia) basándose nos resultados obtidos en estudos en planta piloto e en outros previos realizados en Cali, coa colaboración de investigadores holandeses, deséñase unha planta a gran escala para o tratamento das ARU dunha poboación equivalente de 160000 hab. (Schellinkhout and Collazos, 1992). A planta consta de dous reactores UASB en paralelo de 3300 m³ cada un e unha lagoa facultativa de 2,7 ha como post-tratamento. A posta en

marcha lévase a cabo sen inóculo a un TRH promedio de 5,2 h. Durante os 4 primeiros meses os resultados obtidos están por debaixo das expectativas por problemas co separador GSL, que producen lavado de lodo. Unha vez solucionados os problemas de deseño, acádanse eliminacións do 70% da DBO no UASB e un 15% adicional na lagoa, chegando a un 85% de eficacia global. Por outra banda o lodo xerado está moi estabilizado e presenta unha gran capacidade de deshidratación, reducíndose o seu volume nun 80% despois de 7 días.

Na India, os estudos sobre a viabilidade do tratamento de ARU en reactores UASB encadráronse dentro dun proxecto gubernamental de prevención da contaminación no río Ganges en colaboración co goberno holandés. Para facer o estudo, elixiron dúas cidades na riveira do río Ganges, Kanpur (150000 hab.) e Mirzapur (130000 hab.). Draaijer *et al.* (1992) poñen en marcha un reactor UASB de 1200 m³ que trata 5000 m³/d de ARU nun rango de temperaturas de 20-30°C. O reactor consta de 3 cámaras de 600, 300 e 300 m³ respectivamente que operan en paralelo. O compartimento de 600 m³ é a unidade de referencia. Nun dos compartimentos de 300 m³ instálanse láminas deflectoras para previr a saída de sólidos por flotación e no outro instálanse o dobre de puntos de entrada da alimentación ó reactor para estudar o seu efecto na eficacia da operación. A posta en marcha do reactor faise sen inóculo e prolóngase durante 10 semanas. Os resultados obtidos tras 12 meses de operación mostran que hai unha redución media de DQO e SST do 74 e do 75% respectivamente, a un TRH de 6 h a produción de lodo é de 0,2 kg SST/m³ de auga alimentada, cun 60-70% en cinzas e boas propiedades de deshidratación. A produción de biogas foi de 0,05-0,10 m³/kg DQO eliminada, cunha porcentaxe de metano do 75-80%. Nun momento no que a temperatura do influente baixa até 20°C, detectan unha baixada na produción de gas que se recupera rápidamente en canto a temperatura volve a subir.

Gnanadipathy and Polprasert (1993) realizan un estudo a escala piloto en Tailandia, con 4 reactores UASB de 30 L que tratan ARU a temperatura ambiente de 30°C. Tres reactores son inoculados con diferentes tipos de lodo mentres que o cuarto opérase sen inocular. Ás ARU engádeselle glucosa até acadar unha DQO de 600 mg/L. Os TRH aplicados son 24, 12, 6 e 3 h en tódolos reactores. A TRH de 3 h nos reactores inoculados acádanse eliminacións de DQO do 90% e producións de biogas de 150 L/kg DQO eliminada cun 75% en metano. O reactor sen inocular non acada estas eliminacións e desestabilízase a TRH de 6 h porque non consegue acumular suficiente cantidade de biomasa no leito.

1.4.2. Aplicacións a baixas temperaturas

En Holanda, dende 1976, Lettinga e os seus colaboradores investigan a aplicación da dixestión anaerobia no tratamento de ARU. Inicialmente os experimentos foron realizados a 20°C para estudar a súa viabilidade en países de clima tropical, pero rápidamente fixéronse a temperaturas mais baixas para comprobar a súa potencialidade en climas templados ou fríos como o de Holanda (15-20°C en verán e 6-9°C en inverno).

Os resultados obtidos nun UASB de 120 L con lodo granular demostraron que se poden acadar eficacias de eliminación de DQO entre 45 e 75% nun rango de temperaturas de 12-18°C e TRH entre 4-8 h (Lettinga *et al.*, 1983b). Cando as temperaturas baixan de 10°C, para conseguir as mesmas reducións de DQO hai que aumentar o TRH até 9-14 h debido a acumulación de sólidos no leito que se hidrolizan lentamente, levando ó deterioro da actividade metanoxénica.

van der Last and Lettinga (1992) realizan estudos de laboratorio cun EGSB (Expanded Granular Sludge Bed) e cun FB (Fluidized Bed) con area como material portador. As augas alimentadas en ambos son ARU presedimentadas

porque estes sistemas non son eficaces na eliminación de sólidos en suspensión. A temperatura de operación sitúase por riba dos 13°C. No EGSB a velocidade ascensional aplicada está entre 5 e 7 m/h e se consegue unha eliminación do 45% da DQO soluble, a TRH de 2 h, cando a DQO do influente é superior a 350 mg/L (característica das augas en tempo seco). Cando a DQO do influente é inferior a 250 mg/L (tempo húmido) as porcentaxes de eliminación de DQO soluble non superan o 22%.

No FB os resultados a temperaturas de 10-13°C non superan o 7% de eliminación da DQO total, sendo a produción de biogas nula, polo que chegan á conclusión de que o FB non resulta un bo sistema de tratamento. Porén, esta afirmación é contradictoria cos resultados de Sanz and Fdez-Polanco (1990) en leitos fluidizados alimentados con ARU que obteñen porcentaxes de eliminación de DQO do 70% a 10°C e TRH de 1,5 h.

Bodík et al. (1999) comparan as posibilidades de tratamento das ARU a temperatura ambiente en varios tipos de reactores anaerobios: UASB, UAF e AnSBR (Anaerobic Sequencing Batch Reactor). As temperaturas ás que se levan adiante os experimentos corresponden ás temperaturas na República de Eslovaquia, entre 9 e 23°C, similares a outros países da Europa do Leste. No UASB os resultados obtidos en canto a eliminación de DQO a TRH de 12 h son do 37% a 9°C e do 48% a 15°C. Co obxecto de mellorar os resultados realizan outra serie de experimentos nun AnSBR e nun UAF. Para TRH de 10 h a eliminación de DQO no AnSBR acada un 56% e un 62% a 9°C e 15°C respectivamente, mentres que no UAF é do 46% a 9°C e do 84% a 15°C. Nestas configuracións o contacto entre as fases é mellor polo que mellora a eficacia do tratamento.

Uemura and Harada (2000) estudan a operación dun UASB de 21,5 L con ARU a un TRH fixo de 4,7 h, a temperaturas entre 25 e 13°C durante 6 meses. O reactor é inoculado con lodo granular. As porcentaxes promedio de eliminación de DQO total e DQO dos sólidos acadadas son do 70% e do 80% respectivamente. Neste experimento observan que a eliminación de DQO total depende da DQO do influente, mentres que a velocidade de hidrólise dos sólidos depende fundamentalmente da temperatura. A 25°C se hidrolizan o 58% dos sólidos e a 13°C só o 33%. Tamén a porcentaxe de metano recuperado depende da temperatura de operación, pasando dun 60% a un 35% cando se baixa de 25°C a 13°C. A actividade metanoxénica ó final da experimentación é entre un 4 e un 10% da inicial, e aínda que o lodo mantén a forma granular presenta unha gran fraxilidade.

Seghezzo *et al.* (2002) presentan os resultados obtidos nun sistema formado por un sedimentador seguido dun UASB. As ARU tratadas teñen unha temperatura media de 21,6°C e unha concentración de 224 mg DQO/L. As eficacias de DQO total e DQO soluble obtidas son do 70% e 80% respectivamente a un TRH de 2+5 h (sedimentador + UASB). A máxima eficacia de eliminación no UASB é do 63,5% a TRH de 6 h e velocidade ascensional de 0,43 m/h. Os resultados dun perfil realizado ó longo do leito indican que a actividade metanoxénica do lodo granular está inversamente relacionada coa súa concentración. Os gránulos mais grandes presentan menor actividade metanoxénica por limitacións á transferencia de materia e por acumulación de material inerte no seu interior.

No estudo realizado por Elmitwalli *et al.* (1999) a 13°C comparan a operación nun reactor UASB e nun reactor híbrido no que colocan na parte superior follas de espuma de poliuretano verticais como material de recheo. As augas alimentadas nunha primeira etapa son ARU brutas e na segunda etapa

ARU presedimentadas durante 14 h. Os reactores operan a un TRH de 8 h e son inoculados con pequenos gránulos que melloran a eficacia cando as velocidades ascensionais son baixas. A eliminación de DQO total é practicamente a mesma nos dous reactores cando operan coas augas brutas, porén, no UASB prodúcese flotación do leito e no reactor híbrido non. Por outra banda, a operación con augas presedimentadas mellora a eficacia na eliminación da fracción coloidal nun 13% tanto no reactor UASB coma no reactor híbrido e a eliminación da fracción soluble no reactor híbrido nun 12%. A eliminación da DQO total con augas presedimentadas acada o 60% no reactor UASB e o 64% no reactor híbrido.

1.4.3. Tratamento en varias etapas

Aínda que o tratamento anaerobio nunha única etapa acada elevadas eficacias na eliminación tanto de sólidos en suspensión como de materia orgánica, a acumulación de sólidos de lenta degradabilidade no leito de lodos conduce á perda de actividade metanoxénica, especialmente cando se opera a temperaturas por debaixo dos 20°C. Co fin de evitar esta situación estanse investigando diferentes alternativas que pasan pola separación do proceso anaerobio en varias etapas e/ou pola eliminación dos sólidos en suspensión previa ó tratamento anaerobio.

Wang (1994) estuda a substitución do tratamento nun UASB por un sistema en dúas etapas. A primeira etapa é un reactor de hidrólise (HUSB) inoculado con lodo floculento e a segunda etapa está constituída por un EGSB granular alimentado co efluente do HUSB. O proceso total proporciona unha eliminación de DQO e de SS do 71% e do 83% respectivamente, a temperaturas superiores a 15°C, e do 51% e do 76% a unha temperatura de 12°C. Os TRH son de 3 h no HUSB e de 2 h no EGSB.

O HUSB elimina SS, aumenta a DQO soluble e a biodegradabilidade do efluente, mentres que no EGSB elimínase fundamentalmente a fracción soluble e se produce biogas. Debido ás elevadas velocidades de carga hidráulica e de SS, a capacidade do HUSB para estabilizar o lodo vese afectada sobre todo a baixas temperaturas polo que se introduce un tanque axitado de recuperación de lodo. Inicialmente retírase lodo unha vez ó día do HUSB e aliméntase ó tanque de lodo donde o TRH é de 2 días, e a temperatura de 20°C, posteriormente o sistema opera en continuo e a temperatura do tanque increméntase até 35°C. O novo deseño rebaixa o TRH, tanto do tratamento das augas como da estabilización do lodo, ademais de aumentar a cantidade de metano recuperado.

Arsov *et al.* (1999) tamén estudan a influencia da separación da acidoxénese e da metanoxénese no tratamento anaerobio, centrándose nos parámetros cinéticos. Empregan dous bioreactores, o primeiro é inoculado con lodo floculento e o segundo con lodo granular. Ambos bioreactores están axitados continuamente e manteñen unha temperatura constante de 25°C. Os resultados indican que a separación de fases aumenta os parámetros cinéticos, polo que se consegue unha maior velocidade global do proceso anaerobio.

Sayed and Fergala (1995) estudan o tratamento anaerobio de ARU a temperatura de 18-20°C nun sistema en dúas etapas donde a primeira está formada por dous reactores UASB floculentos que operan alternativamente, mentras un deles é alimentado con ARU o outro permanece sen alimentar co obxecto de estabilizar o lodo. Cada ciclo alimentación-non alimentación dura 3 días. A segunda etapa é un UASB granular que opera en continuo. O TRH da primeira etapa varía dende 8 até 4 h mentras que na segunda etapa é sempre de 2 h. O sistema global acadas as maiores eliminacións de DQO total para o TRH menor (84% para TRH de 4 h na primeira etapa). Sen embargo a estabilización do lodo é maior a TRH mais altos. A metanización da DQO eliminada acadas o

41% a TRH de 8 h e o 28% a TRH de 4 h, e se produce fundamentalmente no período sen alimentar. Na segunda etapa a metanización é estable e independente do TRH da primeira etapa, acadando o 17-20%.

Chernicharo and Machado (1998) realizan o tratamento de ARU nun UASB seguido de dous filtros anaerobios (AF) que operan en paralelo, nun deles o fluxo é ascendente e no outro descendente, co fin de estudar a influencia deste parámetro no tratamento. Estudan a operación a TRH de 6 e 4 h no UASB e entre 24 e 1,5 h no AF. Os resultados de eliminación tanto de DQO como de DBO están entre o 85 e o 95%, sendo os valores de DQO do efluente de 60-90 mg/L e os de DBO e SS inferiores a 40 mg/L e a 25 mg/L respectivamente. Estes resultados indican que con dúas etapas anaerobias pódese acadar un efluente de calidade.

A eliminación dos SS previa ó tratamento anaerobio proporciona un funcionamento máis estable do reactor e mellora as eficacia de eliminación. O método máis simple é a sedimentación primaria, porén, ten o problema de que se precisan tempos moi longos (máis de 12 h) para eliminar unha cantidade significativa de sólidos. Kalogo and Verstraete (2000) estudan a utilización de coagulantes sintéticos e naturais na etapa de sedimentación primaria co fin de acelerar o proceso. Os coagulantes estudados son: FeCl_3 e extracto de semente de *Moringa oleifera*. A dose óptima de cada coagulante é determinada mediante Jar Test, obtendo para o FeCl_3 70 mg/L e para o extracto de *Moringa* 24 mg/L.

A etapa de sedimentación química lévase a cabo nun reactor de mestura completa cunha duración de 1 h. Comparada coa sedimentación natural, a sedimentación química aumenta a relación DQO₅/SSV do influente nun factor de 3 co FeCl_3 e de 10 co extracto de *Moringa*, ademais de eliminar un 79% e un 80% dos SSV respectivamente. A etapa de sedimentación química previa ó

tratamento no UASB permite obter eliminacións de DQO globais do 77% e do 63% e eliminacións de SSV globais do 89% e do 91% con FeCl_3 e con extracto de *Moringa* respectivamente, a TRH no UASB de 2 h. Ademais a actividade metanoxénica do lodo do UASB mantense cando no sedimentador se utiliza FeCl_3 e se incrementa cando se utiliza extracto de *Moringa*.

Elmitwalli *et al.* (2002) propoñen para o tratamento de ARU a baixas temperaturas (13°C) a utilización dun filtro anaerobio (AF) seguido dun reactor híbrido anaerobio (AH). O AF utiliza un recheo de espuma de poliuretano en láminas que eliminan os SS nun 81% a TRH de 4 h. O reactor híbrido é inoculado con lodo granular e na parte superior ten tamén láminas de espuma de poliuretano. A eficacia global de eliminación de DQO total no sistema de dúas etapas acada o 71% para TRH de 4+8 h a unha temperatura de 13°C. A metanización acada o 60% da DQO eliminada.

1.4.4. Post-tratamentos

A pesar de que o tratamento anaerobio de ARU é capaz de acadar elevadas porcentaxes de eliminación de materia orgánica e sólidos en suspensión nun amplo rango de temperaturas, nunha única etapa ou en dúas etapas, difícilmente se consegue un efluente coas características esixidas pola lexislación. É necesario un post-tratamento no que se elimine a materia orgánica residual, así como os microorganismos patóxenos e os nutrientes que apenas son eliminados coa dixestión anaerobia. Co fin de acadar as condicións de vertido do efluente están sendo estudadas diferentes configuracións combinando unha etapa anaerobia con outra aerobia.

A proposta mais simple para a etapa aerobia é a lagoa de estabilización, pero require moito espacio e polo tanto costes moi baixos do solo para poder ser

competitiva economicamente. Yu *et al.* (1997) propoñen un sistema natural como son as plantacións de caña como tratamento terciario, basándose nos bos resultados obtidos neste sistema con efluentes procedentes de tratamentos aerobios. As plantas acuáticas actúan como un filtro eliminando nutrientes, patóxenos e a materia orgánica residual.

Sousa and Foresti (1996) estudan un sistema anaerobio-aerobio de laboratorio tratando augas sintéticas que simulan ARU a 30°C. O sistema está composto por un UASB seguido de dous SBR (sequencing batch aerobic reactor) que operan en paralelo. O UASB recibe o influente e o exceso de lodo xerado nos SBR, mentras que nestes se trata o efluente do UASB. O sistema acadou unhas eficacias globais de eliminación do 95% da DQO, do 96% dos SST e do 85% do nitróxeno total. O 86% da eliminación da DQO prodúcese no UASB a un TRH de 4 h. A produción de lodo en exceso é moi baixa, do 4% da DQO total do influente. Os resultados indican que o sistema combinado anaerobio-aerobio pode competir favorablemente cos sistemas aerobios convencionais.

Torres and Foresti (2001) continúan o estudo no UASB + SBR aerobio a escala piloto, con ARU brutas e a temperatura ambiente ($21 \pm 2^\circ\text{C}$). Entre o UASB e o SBR colocan un tanque intermedio para almacenar o efluente do UASB, e regular a súa alimentación ó SBR. O UASB opera a TRH de 6 h e o SBR en ciclos de diferente duración que comprenden os seguintes tempos: de carga, de aireación, de sedimentación e de descarga. Os tempos dos ciclos experimentados son 24, 12, 6 e 4 h que corresponden con tempos de aireación de 22, 10, 4 e 2 h respectivamente. Os resultados obtidos neste estudo corroboran que a maior parte da DQO e dos SST son eliminados no UASB (65% do 91% e 66% do 84% respectivamente) e ademais que a eliminación destes parámetros no SBR non depende do tempo de aireación. A eliminación de nutrientes, nitróxeno e fósforo,

ocorre fundamentalmente no SBR e mostra unha gran dependencia co tempo de aireación. Para tempos de aireación superiores a 10 h a eliminación de nitróxeno total Kjeldahl é do 90%, e para tempos de aireación superiores a 4 h a nitrificación é do 100%. Porén, a eliminación de fósforo máxima conséguese con tempos de aireación de 2 h (72%) e vai diminuíndo a medida que aumenta o tempo de aireación, polo que se conclúe que non é posible conseguir elevadas eliminacións de nitróxeno e fósforo simultaneamente.

Outro sistema que combina o proceso anaerobio e o aerobio é o proposto por Agrawal *et al.* (1997). A primeira etapa anaerobia é de novo un reactor UASB que opera a temperatura ambiente (entre 7 e 30°C) ó longo de todo o período de experimentación. A etapa aerobia lévase a cabo nun sistema que consta de tres cordas de nylon colgadas, nas que están ensartadas diagonalmente 120 esponxas de poliuretano en forma de cubo, a través das que vai goteando o efluente do UASB. O sistema é un biofiltro denominado DHS (downflow hanging sponge-cubes), e non precisa de aireación porque as esponxas están colgadas ó ar. As tres cordas son inoculadas previamente introducindoas durante 48 h en lodos activados. Nesta etapa se elimina a materia orgánica residual e se produce a nitrificación do amonio. Ó final hai outra etapa anaerobia de desnitrificación nun bioreactor USHB (upflow submerged hanging bed), donde os cubos de esponxa mergullados no reactor son inoculados previamente introducindoos durante 48 h nun sedimentador secundario dunha planta de tratamento de ARU.

O reactor UASB consegue un bo rendemento a TRH de 7 h sen que a calidade do efluente se vexa afectada durante os períodos nos que baixa a temperatura. Por outra banda o postratamento no DHS resulta moi eficiente conseguindo unha casi completa nitrificación a 20°C, aínda que diminúe cando a temperatura é menor. Na primeira corda elimínanse principalmente sulfuros e

DQO residual, na segunda corda hai eliminación de DQO e nitrificación e na terceira fundamentalmente nitrificación. O efluente que sae do DHS é alimentado ó bioreactor USHB onde tamén se introduce acetato de sodio como fonte de carbono externa para a desnitrificación conseguindo unha eliminación promedio do 84% a TRH de menos de 1 h.

O sistema combinado dun UASB e dun DHS como única etapa de postratamento no tratamento de ARU foi evaluado durante 6 meses por Machdar *et al.* (1997). O sistema acadou eliminacións do 94% da DQO total, do 81% da DQO soluble e casi do 100% de DBO e de SS a un TRH global de 8,3 h (7 h no UASB e 1,3 h no DHS). No DHS ademais de eliminar a DQO residual acádanse porcentaxes de nitrificación do 73-78% e incluso algo de desnitrificación. As maiores vantaxes do sistema son que a etapa aerobia non precisa aireación e que a produción de exceso de lodo é moi baixa.

Gonçalves *et al.* (1998) presentan os resultados obtidos nun reactor UASB seguido dun biofiltro mergullado aireado (BF) tratando ARU. O BF está recheo de esferas de poliestireno e o ar é inxectado pola parte inferior do reactor mediante un compresor. Durante o período experimental que dura 322 días se aplican 5 diferentes TRH no UASB no rango de 16 a 4 h, que se corresponden no BF con TRH entre 0,46 e 0,11 h. A eficacia global de eliminación para un TRH de 6 h no UASB é do 91% da DQO e do 94% dos SS, acadando un efluente con 38 mg DQO/L e 10 mg SS/L. A nitrificación no BF é do 90% na primeira fase de operación (TRH no UASB de 16 h). Porén, nas seguintes etapas a acumulación de nitritos e a aplicación de VCO mais elevadas inhiben o proceso de nitrificación.

von Sperling *et al.* (2001) avalían moi positivamente os resultados obtidos nunha planta piloto que consta dun UASB seguido dun sistema de lodos activos

(reactor aerobio e clarificador), tratando ARU. O UASB acadou eliminacións de DQO do 69-84%, sendo as porcentaxes de eliminación do sistema global do 85-93%, con concentracións de SS no efluente final entre 13 e 18 mg/L e de DQO entre 50 e 58 mg/L. O TRH global é de 7,9 h (4 h no UASB, 2,8 h no reactor aerobio e 1,1 h no clarificador).

A combinación dun UASB e un filtro de goteo (TF) no tratamento de ARU foi estudada por Chernicharo and Nascimento (2001) a temperatura ambiente. O filtro de goteo está recheo cun material residual da industria do aceiro e é alimentado co efluente do UASB pola parte superior da zona de reacción, mentres que o ar introdúcese pola parte inferior. O efluente sae pola zona superior dun sedimentador situado debaixo da zona de reacción. O reactor UASB opera a un TRH fixo de 4 h mentres no filtro vai variando a velocidade de carga hidráulica nas diferentes etapas entre 3,4 e 30,6 m³/m².d. As porcentaxes de eliminación global de DQO e de DBO son do 74-88% e do 80-94% respectivamente. A concentración de DQO no efluente final está entre 60 e 120 mg/L, sendo a concentración de DBO inferior a 60 mg/L e a de SS inferior a 30 mg/L.

1.4.5. Perspectivas de futuro no tratamento das ARU

Os países industrializados levaron a cabo no século XX un esforzo na procura de garantir á maior parte da poboación os servizos básicos de subministro de auga e tratamento de augas residuais. Estes esforzos estiveron encamiñados principalmente á construción de grandes redes de abastecemento e de recollida das augas residuais que son conducidas a estacións depuradoras onde se realiza o tratamento centralizado. Este esquema responde ás necesidades dos grandes núcleos de poboación urbanos, porén, non é aplicable en pequenos núcleos de poboación e poboación dispersa, nin tampouco está sendo viable en

países en desenvolvemento polos grandes investimentos que se precisan e os elevados custos de mantemento, que levan en moitos casos ó mal funcionamento e incluso ó abandono das instalacións.

Henze (1997) considera algúns aspectos importantes a ter en conta á hora de abordar o tratamento de ARU no futuro inmediato, como son o cambio na composición das ARU, a consideración destas como recurso e non como residuo, a consideración das plantas de tratamento como industrias que han de cumprir co criterio de sustentabilidade e coas normativas medioambientais aplicables a calquera outra industria.

Dende o punto de vista do desenvolvemento sustentable a descentralización das infraestructuras de saneamento, supón un aforro importante nos investimentos na rede de distribución. Se as instalacións de tratamento sitúanse preto da orixe das ARU, a construción do sistema de recollida é máis barato e ademais as augas tratadas poden ser reutilizadas en aplicacións domésticas ou para rego. Os sistemas descentralizados poden ser máis flexibles e máis fáciles de adaptar ás necesidades locais (Zeeman and Lettinga, 1999; Lettinga *et al.*, 2001; Holler, 2003).

No tratamento centralizado das augas, mestúranse e dilúense tódolos efluentes. Isto supón non só un aumento do caudal que ha de ser tratado, senon tamén un incremento no consumo de auga e unha perda de recursos, posto que se perde a posibilidade de reutilizar correntes moi pouco contaminadas. No tratamento *in situ* das ARU existe a posibilidade de segregar os distintos efluentes xerados nas vivendas, tratando de forma axeitada cada un deles.

Lettinga *et al.* (2001) resumen as características que han de ter os sistemas de saneamento urbano no futuro para cumprir cos criterios de sustentabilidade:

1. Que non dilúan os efluentes e os residuos concentrados.
2. Que recuperen e reutilicen ó máximo as augas tratadas e os subproductos que se podan extraer para rego, fertilización, aplicacións domésticas, etc.
3. Que apliquen de forma eficaz e barata as tecnoloxías dispoñibles para a recollida e o tratamento.
4. Que sexan aplicables a calquera escala.
5. Que permitan a participación de tódolos sectores sociais interesados.

Aínda que son precisos mais estudos para o desenvolvemento de sistemas de saneamento descentralizado, os sistemas anaerobios pola súa economía, versatilidade e simplicidade representan o núcleo dunha alternativa viable no tratamento de ARU e ofrecen ás comunidades a posibilidade de ser autosuficientes na consecución dos obxectivos de sustentabilidade (Alaerts *et al.*, 1993; Bogte *et al.*, 1993; Lettinga *et al.*, 1993; Lema and Omil, 2001).

1.5. REFERENCIAS

- Agencia Europea de Medio Ambiente (1999) "El medio ambiente en la Unión Europea en el umbral del siglo XXI". Ed. Ministerio de Medio Ambiente. Cap. 3.5., pp.155-182.
- Agrawal, L.K., Ohashi, Y., Mochida, E., Okui, H., Ueki, Y., Harada, H. and Ohashi, A. (1997) "Treatment of raw sewage in a temperate climate using a UASB reactor and the hanging sponge cubes process". *Wat. Sci. Tech.* **36**, 433-440.

- Alaerts, G.J., Veenstra, S., Bentvelsen, M. and van Duijl, L.A. (1993) 'Feasibility of anaerobic sewage treatment in sanitation strategies in developing countries'. *Wat. Sci. Tech.* **27**, 179-186.
- Arsov, R., Ribarova, I., Nikolov, N., Mihailov, G., Topalova, Y. and Khoudary, E. (1999) 'Two-phase anaerobic technology for domestic wastewater treatment at ambient temperature'. *Wat. Sci. Tech.* **39**, 115-122.
- Barbosa, R.A. and Sant'Anna Jr. G.L. (1989) 'Treatment of raw domestic sewage in an UASB reactor'. *Wat. Res.* **23**, 1483-1490.
- Bodík, I., Herdová, B. and Drtil, M. (2000) 'Anaerobic treatment of the municipal wastewater under psychrophilic conditions'. *Bioprocess Engineering* **22**, 385-390.
- Bogte, J.J., Breure, A.M., van Andel, J.G. and Lettinga, G. (1993) 'Anaerobic treatment of domestic wastewater in small scale UASB reactors'. *Wat. Sci. Tech.* **27**, 75-82.
- Brito, A.G. and Melo, L.F. (1997) 'A simplified analysis of reaction and mass transfer in UASB and EGSB reactors'. *Environ. Technol.* **18**, 35-44.
- Chernicharo, C.A.L. and Machado, R.M.G. (1998) 'Feasibility of the UASB/AF system for domestic sewage treatment in developing countries'. *Wat. Sci. Tech.* **38**, 325-332.
- Chernicharo, C.A.L. and Nascimento, M.C.P. (2001) 'Feasibility of a pilot-scale UASB/trickling filter system for domestic sewage treatment'. *Wat. Sci. Tech.* **44**, 221-228.

- Council of Europe (1991) "Council Directive (DIR 91/271/CE) on domestic wastewater treatment". D.O.C.E., 1 135/40, 30 May.
- Draaijer, H., Maas, J.A.W., Schaapman, J.E. and Khan, A. (1992) "Performance of the 5 MLD UASB reactor for sewage treatment at Kanpur, India". *Wat. Sci. Tech.* **25**, 123-133.
- Elmitwalli, T.A., Zandvoort, M.H., Zeeman, G., Bruning, H. and Lettinga, G. (1999) "Low temperature treatment of domestic sewage in upflow anaerobic sludge blanket and anaerobic hybrid reactors". *Wat. Sci. Tech.* **39**, 177-185.
- Elmitwalli, T.A., Oahn, K.L.M., Zeeman, G. and Lettinga, G. (2002) "Treatment of domestic sewage in a two-step anaerobic filter/anaerobic hybrid system at low temperature". *Wat. Res.* **36**, 2225-2232.
- Fernández-Polanco, F. y García, P. (1993) "Tecnología anaerobia: características y criterios de selección" en *5º Seminario de depuración de aguas residuales*. Valladolid 26-28 Mayo.
- Florencio, L., Kato, M.T. and Cardoso de Morais, J. (2001) "Domestic sewage treatment in full-scale UASB plant at Mangueira, Recife, Pernambuco". *Wat. Sci. Tech.* **44**, 71-77.
- Gnanadipathy, A. and Polprasert, C. (1993) "Treatment of a domestic wastewater with UASB reactors" *Wat. Sci. Tech.* **27**, 195-203.

- Gonçalves, R.F., Araújo, V.L. and Chernicharo, C.A.L (1998) "Association of a UASB reactor and a submerged aerated biofilter for domestic sewage treatment". *Wat. Sci. Tech.* **38**, 189-195.
- Goodwin, J.A.S., Wase, D.A.J. and Forster, C.F. (1992) "Pre-granulated seeds for UASB reactors: how necessary are they?". *Biores. Technol.* **41**, 71-79.
- Guiot, S.M. and van der Berg, L. (1984) "Performance and biomass retention of an anaerobic reactor combining a sludge blanket and a filter". *Biotechnol. Lett.* **6**, 161-164.
- Henze, M. and Harremoës, P. (1983) "Anaerobic treatment of wastewater in fixed film reactors – a literature review". *Wat. Sci. Tech.* **15**, 1-101.
- Henze, M. (1997) "Trends in advanced wastewater treatment". *Wat. Sci. Tech.* **35**, 1-4.
- Holler, S. (2003) "Decentralised infrastructure saves system costs, produces biogas energy". *Water & Wastewater International*, **18**, 28-29.
- Hulshoff Pol, L. y Lettinga, G. (1988) "Diseño de reactores UASB". *Actas 4º Seminario de Depuración Anaerobia de Aguas Residuales*. Valladolid, 23-25 Noviembre, 190-208.
- Jewell, W.J. (1987) "Anaerobic sewage treatment. Fifth of a six-part serie on wastewater treatment processes". *Environ. Sci. Technol.* **21**, 14-21.

- Jewell, W.J., Switzenbaum, M.S. and Morris, J.W. (1981) 'Municipal wastewater treatment with the anaerobic attached microbial film expanded bed process'. *Journal WPCF* **53**, 482-490.
- Kalker, T.J.J., Maas, J.A.W. and Zwaag, R.R. (1999) 'Transfer and acceptance of UASB technology for domestic wastewater: two case studies'. *Wat. Sci. Tech.* **39**, 219-225.
- Kalogo, Y. and Verstraete, W. (2000) 'Technical feasibility of the treatment of domestic wastewater by a CEPS-UASB system'. *Environ. Technol.* **21**, 55-65.
- Kato, M.T. (1994) 'The anaerobic treatment of low strength soluble wastewater'. Ph.D. Thesis, *Agricultural University of Wageningen, The Netherlands*.
- Kato, M.T., Field, J.A., Versteeg, P. and Lettinga, G. (1994) 'Feasibility of expanded granular sludge bed reactors for the anaerobic treatment of low-strength soluble wastewaters'. *Biotechnol. Bioeng.* **44**, 469-479.
- Kato, M.T., Field, J.A. and Lettinga, G. (1997) 'The anaerobic treatment of low strength wastewaters in UASB and EGSB reactors'. *Wat. Sci. Tech.* **36**, 375-382.
- van der Last, A.R.M. and Lettinga, G. (1992) 'Anaerobic treatment of domestic sewage under moderate climatic (Dutch) conditions using upflow reactors at increased superficial velocities' *Wat. Sci. Tech.* **25**, 167-178.
- Lema, J.M., Méndez, R. y Soto, M. (1992) 'Bases cinéticas y microbiológicas en el diseño de digestores anaerobios' *Ingeniería Química – Enero*, 191-201.

- Lema, J.M. and Omil, F. (2001) "Anaerobic treatment: a key technology for a sustainable management of wastes in Europe". *Wat. Sci. Tech.* **44**, 133-140.
- Lens, P.N. and Verstraete, W.H. (1992) "Aerobic and anaerobic treatment of municipal wastewater". *Profiles on Biotechnology*. Villa, T.G. and Abalde, J. (Eds.) Santiago de Compostela. 333-356.
- Lettinga, G. and Hulshoff Pol, W. (1991) "UASB-Process design for various types of wastewaters". *Wat. Sci. Tech.* **24**, 87-107.
- Lettinga, G., de Man, A., Grin, P. and Hulshoff Pol, L. (1987) "Anaerobic waste water treatment as an appropriate technology for developing countries". *Tribune du Cebedeau* **519**, 21-32.
- Lettinga, G., de Man, A., van der Last, A.R.M., Wiegant, W., van Knippenbert, K., Frijns, J. and van Buuren, J.C.L. (1993) "Anaerobic treatment of domestic sewage and wastewater". *Wat. Sci. Tech.* **27**, 67-73.
- Lettinga, G., Field, J., van Lier, J., Zeeman, G. and Hulshoff Pol, L.W. (1997) "Advanced anaerobic wastewater treatment in the near future". *Wat. Sci. Tech.* **35**, 5-12.
- Lettinga, G., Hobma, S.W., Hulshoff Pol, L.W., de Zeeuw, W., de Jong, P., Grin, P. and Roersma, R. (1983a) "Desing operation and economy of anaerobic treatment". *Wat. Sci. Tech.* **15**, 177-195.

- Lettinga, G., Roersma, R. and Grin, P. (1983b) "Anaerobic treatment of raw domestic sewage at ambient temperatures using a granular bed UASB reactor". *Biotechnol. Bioeng.* **25**, 1701-1723.
- Lettinga, G., van Lier, J.B., van Buuren, J.C.L. and Zeeman, G. (2001) "Sustainable development in pollution control and the role of anaerobic treatment". *Wat. Sci. Tech.* **44**, 181-188.
- van Lier, J.B., Tilche, A., Ahring, B.K., Macarie, H., Moletta, R., Dohanyos, M., Hulshoff Pol, L.W., Lens, P. and Verstraete, W. (2001). "New perspectives in anaerobic digestion". *Wat. Sci. Tech.* **43**, 1-18.
- Machdar, I., Harada, H., Ohashi, A., Sekiguchi, Y., Okui, H. and Ueki, K. (1997) "A novel and cost-effective sewage treatment system consisting of UASB pre-treatment and aerobic post-treatment units for developing countries". *Wat. Sci. Tech.* **36**, 189-197.
- de Man, A.W.A., van der Last, A.R.M. and Lettinga, G. (1988) "The use of EGSB and UASB anaerobic systems for low strength soluble and complex wastewaters at temperatures ranging from 8 to 30°C". *5th International Symposium on Anaerobic Digestion*. Hall, E.R. and Hobson, P.N. (Eds.) 22-26 May, Bologna. 197-209.
- McCarty, P. L. (1964) "Anaerobic waste treatment fundamentals. Part one: chemistry and microbiology". *Public Works*, September, 107-112.
- Monroy, O., Famá, G., Meraz, M., Montoya, L. and Macarie, H. (2000) "Anaerobic digestion for wastewater treatment in Mexico: State of the technology". *Wat. Res.* **34**, 1803-1816.

- Pavlostathis, S.G. and Giraldo-Gómez, E. (1991) "Kinetics of anaerobic treatment". *Wat. Sci. Tech.* **24**, 35-59.
- Pohland, F.G. (1992) "Anaerobic treatment: fundamental concepts, applications, and new horizons" in *Design of anaerobic processes for the treatment of industrial and municipal wastes*, Malina, J.F and Pohland, F.G. eds., Water quality management library, pp. 1-33.
- Quéméneur, M. and Marty, Y. (1994) "Fatty acids and sterols in domestic wastewaters". *Wat. Res.* **28**, 1217-1226.
- Raunkjaer, K., Hvitved-Jacobsen, T. and Nielsen, P.H. (1994) "Measurement of pools of protein, carbohydrate and lipid in domestic wastewater". *Wat. Res.* **28**, 251-262.
- Rebac, S., Omil, F., van Lier, J.B. y Lettinga, G. (1997) "Tratamiento anaerobio de aguas residuales de baja carga en condiciones psicrófilas (10-12°C)". *Tecnología del Agua*. Agosto. 41-48.
- Sanders, W.T.M., Geerink, M., Zeeman, G. and Lettinga, G. (2000) "Anaerobic hydrolysis kinetics of particulate substrates". *Wat. Sci. Tech.* **41**, 17-24.
- Sanz, I. and Fdz-Polanco, F. (1990) "Low temperature treatment of municipal sewage in anaerobic fluidized bed reactors". *Wat. Res.* **24**, 463-469.
- Sayed, S.K.I. and Fergala, M.A.A. (1995) "Two-stage UASB concept for treatment of domestic sewage including sludge stabilization process". *Wat. Sci. Tech.* **32**, 55-63.

- Schellinkhout, A. and Collazos, C.J. (1992) 'Full-scale application of the UASB technology for sewage treatment'. *Wat. Sci. Tech.* **25**, 159-166.
- Schellinkhout, A. (1993) 'UASB technology for sewage treatment: experience with a full scale plant and its applicability in Egypt'. *Wat. Sci. Tech.* **27**, 173-180.
- Seghezzeo, L., Guerra, R.G., González, S.M., Trupiano, A.P.,; Figueroa, M.E., Cuevas, C.M., Zeeman, G. and Lettinga, G. (2002) 'Removal efficiency and methanogenic activity profiles in a pilot-scale UASB reactor treating settled sewage at moderate temperatures'. *Wat. Sci. Tech.* **45**, 243-248.
- Soto, M., Ligeró, P., de Vega, A., Ruiz, I., Veiga, M.C. and Blázquez, R. (1997) 'Sludge granulation in UASB digesters treating low strength wastewaters at mesophilic and psychrophilic temperatures'. *Environ. Technol.* **18**, 1133-1141.
- Sousa, J.T. and Foresti, E. (1996) 'Domestic sewage treatment in an upflow anaerobic sludge blanket – sequencing batch reactor system'. *Wat. Sci. Tech.* **33**, 73-84.
- von Sperling, M.(1996) 'Comparison among the most frequently used systems for wastewater treatment in developing countries'. *Wat. Sci. Tech.* **33**, 59-72.
- von Sperling, M., Freire, V.H. and Chernicharo, C.A. L. (2001) 'Performance evaluation of a UASB-activated sludge system treating municipal wastewater'. *Wat. Sci. Tech.* **43**, 323-328.

Switzenbaum, M.S. (1995) 'Obstacles in the implementation of anaerobic treatment technology'. *Biores. Technol.* **53**, 255-262.

Switzenbaum, M.S. and Grady, C.P.L. Jr. (1986) "Anaerobic treatment of domestic wastewater". *Journal WPCF* **58**, 102-106.

Torres, P. and Foresti, E. (2001) 'Domestic sewage treatment in a pilot system composed of UASB and SBR reactors'. *Wat. Sci. Tech.* **44**, 247-253.

Uemura, S. and Harada, H. (2000) 'Treatment of sewage by a UASB reactor under moderate to low temperature conditions'. *Biores. Technol.* **72**, 275-282.

Vieira, S.M.M. and Souza, M.E. (1986) 'Development of technology for the use of the UASB reactor in domestic sewage treatment'. *Wat. Sci. Tech.* **18**, 109-121.

Vieira, S.M.M. (1988) "Anaerobic treatment of domestic sewage in Brazil- research results and full-scale experience". *5th International Symposium on Anaerobic Digestion*. Hall, E.R. and Hobson, P.N. (Eds.) 22-26 May, Bologna. 185-196

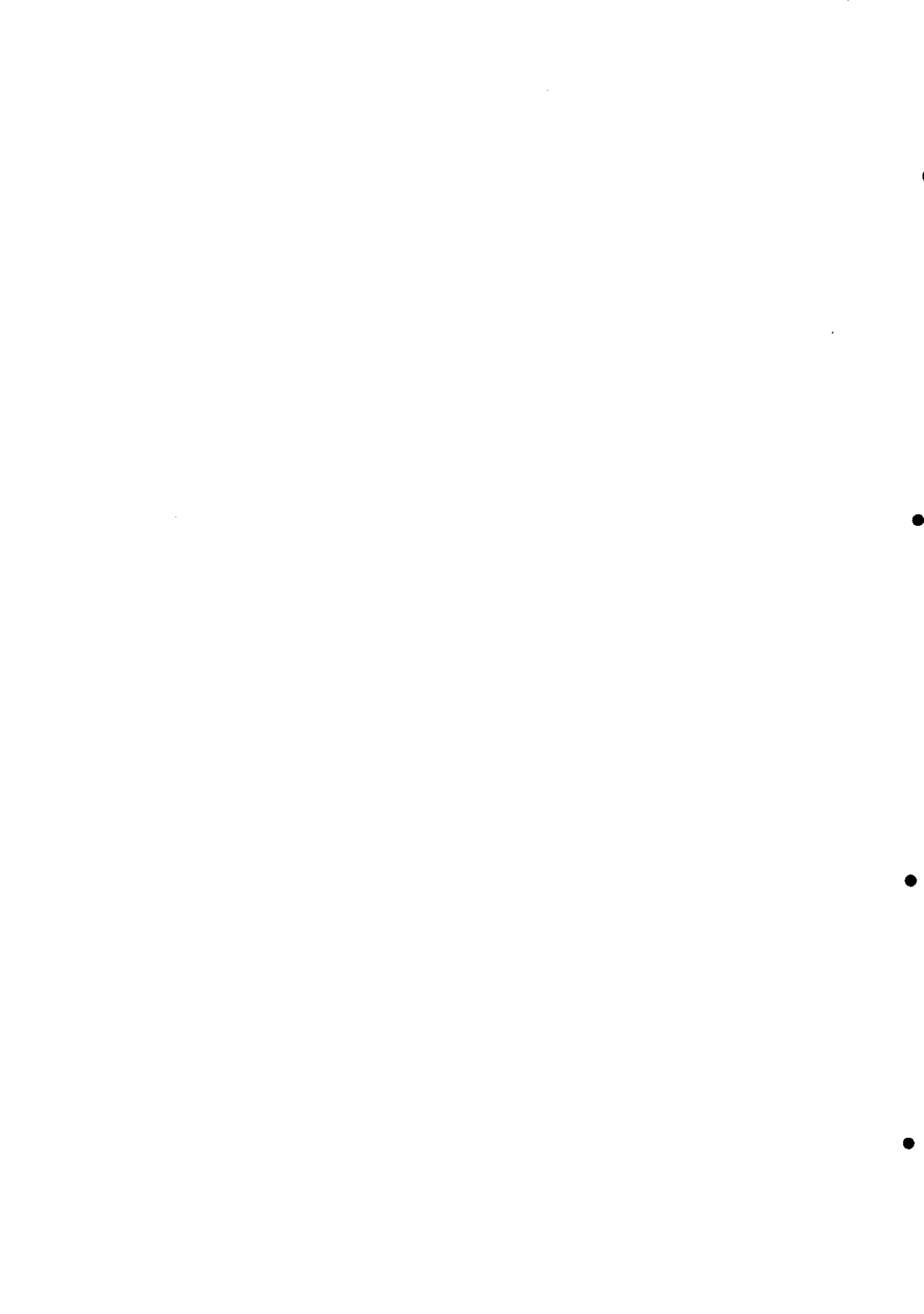
Vieira, S.M.M. and García Jr., A.D. (1992) 'Sewage treatment by UASB-reactor. Operation results and recommendations for design and utilization'. *Wat. Sci. Tech.* **25**, 143-157.

Wang, K. (1994) 'Integrated anaerobic and aerobic treatment of sewage'. Ph.D. Thesis. *Agricultural University of Wageningen*, The Netherlands.

Wiegant, W.M. (2001) 'Experiences and potential of anaerobic wastewater treatment in tropical regions'. *Wat. Sci. Tech.* **44**, 107-113.

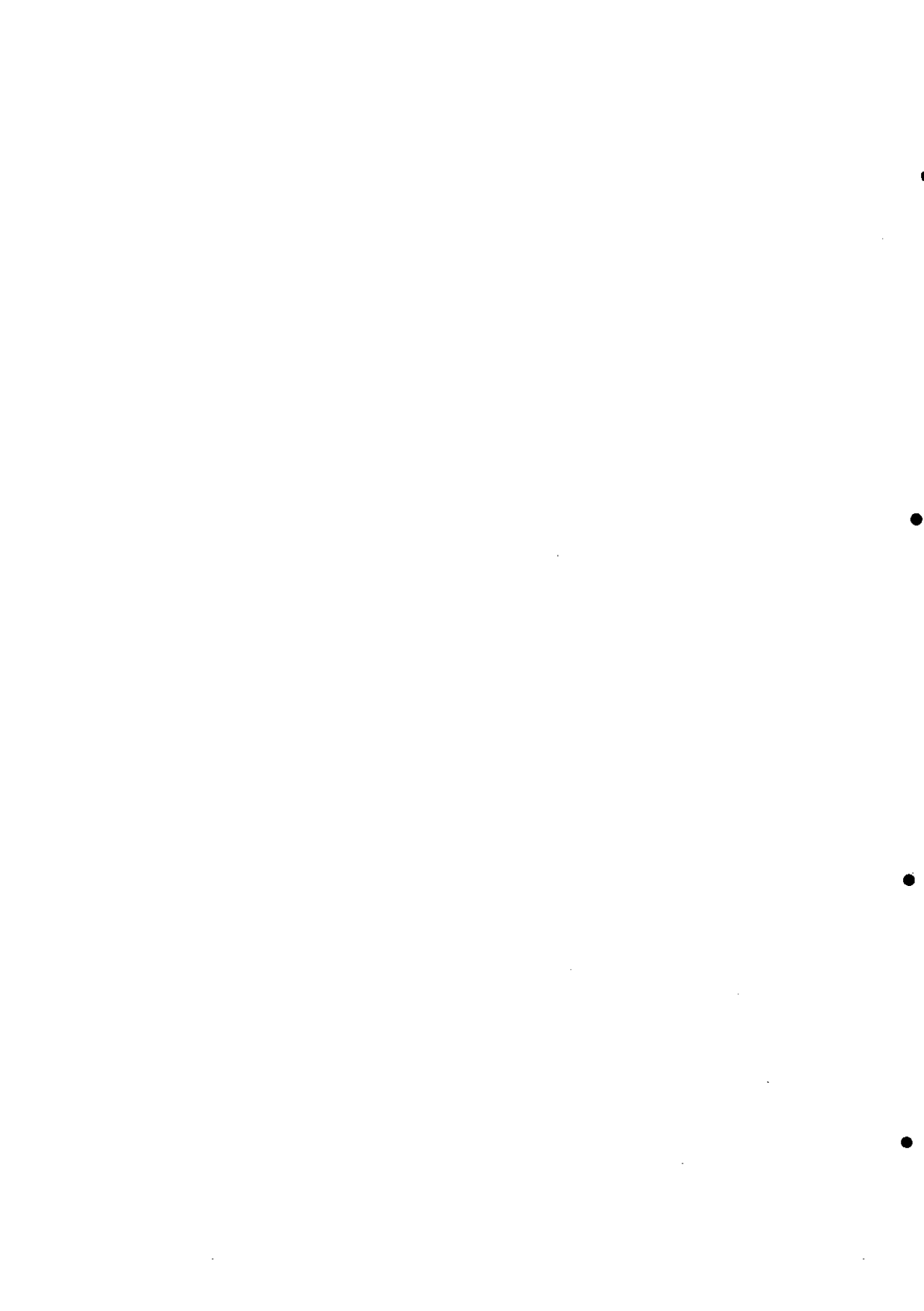
Yu, H., Tay, J.H. and Wilson, F. (1997) "A sustainable municipal wastewater treatment process for tropical and subtropical regions in developing countries". *Wat. Sci. Tech.* **35**, 191-198.

Zeeman G. and Lettinga, G. (1999) "The role of anaerobic digestion of domestic sewage in closing the water and nutrient cycle at community level". *Wat. Sci. Tech.* **39**, 187-194.



CAPÍTULO 2

MATERIAIS E MÉTODOS



MATERIAIS E MÉTODOS

Existen unha serie de parámetros tanto biolóxicos como físico-químicos que se determinan de maneira habitual nos diferentes estudos realizados neste traballo. No capítulo faise unha breve descrición dos métodos empregados na determinación destes parámetros, independentemente de que en cada capítulo exista un apartado onde aparecen os materiais e métodos específicos de cada estudo.

2.1. ANÁLISES BIOLÓXICAS

Neste apartado recóllense os ensaios para determinar a biodegradabilidade aerobia e anaerobia e a toxicidade anaerobia nun efluente residual, e tamén o ensaio para determinar a actividade metanoxénica dun lodo.

2.1.1. Determinación da actividade metanoxénica dun lodo

Pódese facer un control do estado e da capacidade de cada unha das poboacións microbianas, responsables das diferentes etapas da degradación anaerobia, mediante os ensaios de actividade específicos. Así, poden determinarse a actividade hidrolítica, acidoxénica ou metanoxénica, medindo en condicións determinadas, a evolución ou ben do sustrato ou ben dos produtos propios de cada etapa.

A metanoxénese é a última etapa da degradación anaerobia, na que a partir de acetato ou de CO_2 e H_2 , as bacterias metanoxénicas producen metano. O ensaio é fundamental para avaliar a capacidade dun lodo inóculo de producir metano antes

de poñer en marcha un reactor. Ademais, as bacterias metanoxénicas son as mais sensibles ós cambios que se producen no entorno, polo que o seguimento da súa actividade no período de operación, pode indicarnos o estado global do proceso anaerobio.

O ensaio de actividade metanoxénica está estandarizado, lévase a cabo en descontinuo, e pode realizarse con ou sen axitación (Soto *et al.*, 1993). Unha cantidade fixa de substrato serve de alimentación a unha cantidade predeterminada de lodo. Como substrato emprégase unha mestura de ácidos graxos volátiles: acético, propiónico e n-butírico (AGV). A cantidade de lodo no ensaio calcúlase a partir do valor dos sólidos en suspensión volátiles (SSV) do lodo, que se identifican coa biomasa activa. O seguimento do ensaio faise medindo a concentración de AGV ou a produción de metano fronte ó tempo, expresándose o resultado final en mg DQO_{CH₄}/g SSV.d. Os mg DQO_{CH₄} indican a DQO equivalente do metano producido ou dos AGV consumidos.

Para facer o cálculo da actividade hai que ter en conta a existencia de diferentes fases no ensaio. Pode haber unha fase inicial de latencia, na que a produción de metano é practicamente nula. A presenza desta etapa indica unha falta de adaptación do inóculo ó substrato. A continuación, hai unha fase de produción máxima onde se determina a actividade e por último unha fase final na que a curva tende a un valor asintótico cando o substrato se agota. A utilización de substratos mixtos pode conducir á obtención dunha curva de actividade con varias fases exponenciais, debidas á existencia de fases de latencia de diferente duración para cada grupo de microorganismos.

A actividade metanoxénica depende das condicións experimentais impostas. Para determinar a actividade máxima débense asegurar unhas condicións óptimas e

constantes. A temperatura do ensaio debe ser igual á mantida no reactor de procedencia dos lodos, ou á do proceso no que se vai empregar.

Tamén a concentración do substrato afecta á actividade das bacterias metanoxénicas. Se a concentración de AGV é demasiado alta respecto dos lodos, prodúcese toxicidade polos mesmos AGV, ou ben polo Na^+ introducido para a súa neutralización. Por outra banda se hai exceso de lodos aparecen problemas de difusión a través do leite, sobre todo en ensaios sen axitación. Na **Táboa 2.1** amósase a concentración de lodo e de substrato que se recomenda empregar en ensaios estáticos e axitados (Field *et al.*, 1988).

Táboa 2.1 Concentracións de lodo e substrato (AGV) recomendadas nos ensaios de actividade metanoxénica.

Sistema	Lodo (g SSV/L)	AGV* (g DQO/L)
<i>Axitado</i>	2,0 a 5,0	2,0 a 4,0
<i>Non axitado</i>	1,0 a 1,5	3,5 a 4,5

* Neutralizado a pH 7

Os test de actividade lévanse a cabo en viais de 100 mL mergullados nun baño termostático a unha temperatura determinada (neste traballo, xeralmente a 20°C). O parámetro de control ou seguimento é a produción de metano. Isto pode facerse por dous métodos:

Método A) Os viais conéctanse a un sistema de desprazamento de líquido para medir o gas producido. Na **Figura 2.1** amósase un esquema do dispositivo empregado. O gas que se produce no vial faise borbotear pasándoo por un frasco invertido cheo dunha disolución de NaOH cunha concentración de 25 g/L. Deste xeito o CO_2 contido no gas é absorbido no medio básico por formación de

carbonato, e só o metano consegue acadar o espacio libre do recipiente, desprazando un volume equivalente de líquido. O metano producido calcúlase medindo o volume de líquido desprazado.

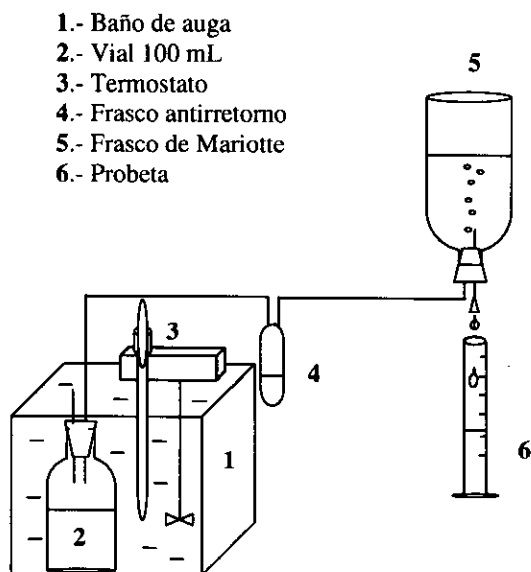


Figura 2.1 Esquema do ensaio de actividade metanoxénica.

Método B) Utilízanse os mesmos viais de 100 mL, pero neste caso o volume ocupado pola fase líquida é de 30 mL e o resto corresponde á fase gas. Os viais están pechados herméticamente e a determinación da composición do gas que se produce faise por cromatografía gasosa (apartado 2.2.10. do presente capítulo). A recollida de mostras faise con xeringas de peche hermético (Soto *et al.*, 1993).

Para expresar o metano en forma de DQO emprégase un factor de conversión que depende da temperatura, a presión e o grao de saturación con vapor

de auga. Na **Táboa 2.2** aparecen os factores en función da temperatura, do metano seco e húmido, a presión constante de 1 atm. Co método A) considérase o metano húmido e co método B) o metano seco.

Táboa 2.2 Factores de conversión para calcular a DQO contida no metano (P= 1 atm).

Temperatura (°C)	mL CH ₄ (g) equivalente a 1 g de DQO	
	CH ₄ seco	CH ₄ húmido
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

O substrato empregado nos ensaios é unha mestura de AGV de 100:25:25 g/L de acético, propiónico e n-butírico respectivamente, neutralizada con NaOH a pH 7. Engádese unha cantidade tal que a concentración inicial no vial é de 3,8 g DQO/L. Ademais no vial engádese 1 g/L de bicarbonato sódico, como tampón, e 1 mL/L dunha disolución de Na₂S de 100 g/L para acadar o ambiente reductor. Tamén, engádese 1 mL/L dunha disolución de macronutrientes e 1 mL/L doutra de micronutrientes. A composición de ambas disolucións descríbense na **Táboa 2.3** (Field *et al.*, 1988).

Táboa 2.3 Composición das disolucións de macro e micronutrientes empregadas nos ensaios de actividade metanoxénica.

Disolución macronutrientes (g/L)			
NH ₄ Cl	170	CaCl ₂ .2H ₂ O	8
KH ₂ PO ₄	37	MgSO ₄ .4H ₂ O	9
Disolución micronutrientes (mg/L), agás o HCl (mL/L)			
FeCl ₃ .4H ₂ O	2000	(NH ₄) ₆ Mo ₇ O ₂₄ .4H ₂ O	90
CoCl ₂ .6H ₂ O	2000	Na ₂ SeO ₃ .5H ₂ O	100
MnCl ₂ .4H ₂ O	500	NiCl ₂ .6H ₂ O	50
CuCl ₂ .2H ₂ O	30	EDTA C ₁₀ H ₁₆ N ₂ O ₈	1000
ZnCl ₂	50	Resarzurina	500
H ₃ BO ₃	50	HCl 36 %	1
Disolución reductora de sulfuro (g/L)			
Na ₂ S.9H ₂ O	100		

O procedemento para este ensaio é o seguinte:

- Sácase do reactor a mostra de lodos que se vai analizar e calcúlase a súa concentración en SST e SSV, para determinar a cantidade de lodos que hai que introducir no vial.
- Introdúcense os lodos no vial e engádense a auga de dilución necesaria, e posteriormente os nutrientes, o volume da disolución de Na₂S, e o substrato.
- Neutralízase a pH 7 e seguidamente engádese o bicarbonato. Complétase o volume con auga destilada.
- Péchase o vial e borbotéase N₂ até sacar todo o osíxeno.
- Métese o vial no baño termostatizado.
- Mídese o metano producido a diferentes tempos para obter a curva de produción, e dela, a actividade metanoxénica específica máxima.

Para calcular a actividade metanoxénica específica máxima (ACT_m) en $gDQO_{CH_4}/g$ SSV.d empréganse diferentes ecuacións dependendo do método seguido:

Para o método A)

$$ACT_m = (R*24)/(FC*V*SSV)$$

onde:

R = Velocidade de produción de metano en mL CH_4/h , que se obtén da pendente máxima da curva que representa o metano fronte ó tempo

24 = factor de conversión h/d

FC = factor de conversión mL CH_4/g DQO (Táboa 2.2)

V = Volume de líquido no vial en L (0,1L)

SSV = Concentración de lodo no vial en g SSV/L

Para o método B)

$$V_{CH_4} = 90 * X_{N_2}^{o*} * (A_{CH_4} + 2750) / (5,78 \cdot 10^5 - A_{CH_4} - 0,75 * A_{CO_2})$$

onde:

A = Área de resposta do cromatógrafo

$X_{N_2}^o = 1$

2.1.2. Determinación da toxicidade metanoxénica

Para estudar a posible toxicidade dunhas augas residuais ou dun composto determinado sobre un lodo anaerobio, lévanse a cabo os ensaios de toxicidade anaerobia. Cando se centran na metanoxénese denomínanse ensaios de toxicidade metanoxénica.

Este ensaio é unha modificación do de actividade metanoxénica, no que se substitúe unha porcentaxe determinada da auga de dilución polas augas residuais ou o compoñente concreto do que se quere estudar a toxicidade. O procedemento do ensaio é igual ó de actividade, de feito, para establecer a toxicidade hai que montar un ensaio de actividade que vai ser o branco de referencia co que se comparan as actividades dos ensaios con diferentes cantidades de tóxico.

A redución da actividade será indicador de toxicidade por parte das augas residuais. Realizando varios ensaios con diferentes porcentaxes de tóxico pódese determinar a concentración de tóxico que reduce a actividade do lodo inóculo nun 50%. Este é un parámetro que se utiliza para comparar a toxicidade de diferentes compostos ou augas residuais.

2.1.3. Determinación da biodegradabilidade aerobia

A biodegradabilidade aerobia é a cantidade de materia orgánica presente nunha mostra de auga residual que é degradable biolóxicamente en presenza de osíxeno. O parámetro que cuantifica esta biodegradabilidade aerobia é a demanda biolóxica de osíxeno (DBO), expresada en mg O₂/L de mostra.

A determinación, que está estandarizada, lévase a cabo en viais de 500 mL nos que se pon unha cantidade determinada de auga residual previamente neutralizada (6,5-7,5), e diluída en función da concentración estimada de materia orgánica. Á mostra engádenselle os nutrientes necesarios (Standard Methods, 1995), e unha cantidade de inóculo suficiente se a mostra non contén microorganismos (non é o caso das augas residuais urbanas). Os viais conéctanse a un manómetro e faise a medición do consumo de osíxeno seguindo a diminución de presión no manómetro fronte o tempo.

A duración do ensaio é indeterminada, dependendo tanto da cantidade de materia orgánica como do fácil ou difícil que resulte a súa degradación. Porén, a efectos de poder comparar a biodegradabilidade de diferentes augas, mídese a cantidade de osíxeno consumida en 5 días, denominándose DBO_5 . O valor da biodegradabilidade máxima ou límite (DBO_L) obtense deixando o ensaio o tempo necesario até que a lectura no manómetro sexa constante.

2.1.4. Determinación da biodegradabilidade anaerobia

Un auga residual contén diferentes compoñentes orgánicos, algúns completamente biodegradables (AGV, etanol, glucosa...), mentres que outros poden resultar totalmente refractarios ó proceso anaerobio. A determinación da biodegradabilidade anaerobia dun auga residual permite estimar a fracción de DQO que pode ser eliminada mediante dixestión anaerobia.

No ensaioponse en contacto un auga residual (substrato) cunha cantidade determinada de lodo inócuro, e mídese a produción de metano fronte ó tempo. A degradación parcial do lodo pode producir metano, polo que o ensaio utiliza un branco no que as augas residuais son substituídas por auga de dilución. Os resultados do ensaio serán corrixidos, restando á produción de metano do ensaio a correspondente ó branco.

O procedemento deste ensaio é similar ó de actividade metanoxénica, variando únicamente o volume empregado, que neste caso é de 500 mL. A medida de metano producido faise polo método A descrito no apartado 2.1.2. Ademais da produción de metano diaria determínase a DQO soluble ó inicio e ó final do ensaio. Os cálculos realizados son os seguintes:

$$(V_{CH4})_{m\acute{a}x.} = DQO_i * D * V_{ens.} * FC$$

$$\%M = [(V_{CH4})_{ens.} - (V_{CH4})_{bran.}] * 100 / (V_{CH4})_{m\acute{a}x.}$$

$$\%(DQO_s)_{el.} = [(DQO_s)_i - (DQO_s)_f] * 100 / (DQO_s)_i$$

onde:

$(V_{CH4})_{m\acute{a}x.}$ = volume máximo de metano que se pode producir (mL)

DQO_i = DQO total das augas residuais (mg/L)

D = dilución do ensaio

$V_{ens.}$ = volume do ensaio (L)

FC = factor de conversión mL CH_4 /g DQO (Táboa 2.2)

$\%M$ = porcentaxe de metanización

$(V_{CH4})_{ens.}$ e $(V_{CH4})_{bran.}$ = volume de metano producido nun tempo determinado polo ensaio e polo branco respectivamente (mL)

$\%(DQO_s)_{el.}$ = porcentaxe de DQO soluble eliminada

$(DQO_s)_i$ e $(DQO_s)_f$ = DQO soluble ó inicio e ó final do ensaio respectivamente (mg/L)

2.2. DETERMINACIÓN DE PARÁMETROS FÍSICO-QUÍMICOS

2.2.1. pH e potencial redox

O pH determínase nos influentes e nos efluentes así como no interior dos reactores. O potencial redox determínase periódicamente nos reactores anaerobios para controlar se o ambiente é suficientemente reductor.

En ambas determinacións empréganse electrodos selectivos. Para o pH un electrodo combinado Ingold U455-S7, previamente calibrado, acoplado a un medidor pH/mV Crison 507.

O potencial redox mídese cun electrodo específico de platino Ingold acoplado a un medidor Crison 506.

2.2.2. Alcalinidade total (AT) e relación AGV/AT

A alcalinidade e a relación AGV/AT determínanse sobre mostras recollidas no reactor para controlar a capacidade tamponadora do medio e unha posible acidificación.

Valórase con ácido sulfúrico 0,09 N un volume de mostra coñecido, seguindo a evolución da valoración cun pHmetro. Anótanse os volumes de ácido consumidos até acadar os valores de pH 5,75 e 4,3.

A AT calcúlase en función do volume de ácido gastado dende o pH inicial até pH 4,3 e exprésase como a concentración equivalente de CaCO_3 , en mg CaCO_3/L . A relación AGV/AT, determínase como cociente entre o volume de ácido gastado até pH 5,75 e o gastado até pH 4,3.

2.2.3. Demanda química de osíxeno (DQO)

A DQO representa a materia oxidable químicamente. Determínase empregando o método semimicro descrito no Standard Methods (1995). A mostra oxídase con dicromato potásico en medio ácido, con ácido sulfúrico, durante 2 horas de dixestión a 150 °C (Soto *et al.*, 1989). Emprégase como catalizador sulfato de prata, e para eliminar a posible interferencia de haluros sulfato de mercurio. Despois da dixestión o dicromato potásico en exceso valórase con sulfato ferroso amónico. Xunto coa mostra preparase un branco de referencia con auga destilada.

Á súa vez, a disolución de sulfato ferroso amónico ha de valorarse cun patrón primario de dicromato potásico en cada serie de determinacións da DQO, xa que a súa concentración pode variar co tempo debido a acción da luz e do ar.

Ademais da DQO total (DQO_t) que corresponde á mostra bruta, pódense determinar as DQO de diferentes fraccións das augas por filtración da mostra. Da filtración da mostra a través dun filtro de fibra de vidro, de $1,2 \mu\text{m}$ de diámetro de poro, obtense a DQO soluble (DQO_s). Por filtración da mostra a través dunha membrana de $0,45 \mu\text{m}$ de diámetro de poro, obtense a DQO filtrada con membrana (DQO_{mf}). A diferenza entre a DQO_s e a DQO_{mf} é a DQO da fracción coloidal (DQO_{col}).

2.2.4. Sólidos

As análises de sólidos realízanse segundo a descrición do Standard Methods (1995).

2.2.4.1. Sólidos totais (ST) e volátiles (SV)

Os ST representan tódalas sustancias solubles e insolubles presentes na auga residual, e os SV a fracción dos ST que pode eliminarse por calcinación e que equivale á fracción orgánica da mostra, a diferenza entre ambos valores son os sólidos fixos.

Nun crisol previamente calcinado e pesado ponse un volume coñecido de mostra e lévase até sequedade nunha estufa a 105°C . Despois da estufa pénsase de novo o crisol, e da diferenza de pesadas referida ó volume inicial obtense o valor dos ST. Por último lévase o crisol á mufla durante media hora a 550°C , e de novo

pésase o crisol. Da diferenca entre o peso despois da estufa e o peso despois da mufla, referido ó volume de mostra, obtense o valor dos SV.

2.2.4.2. Sólidos en suspensión totais (SST) e volátiles (SSV)

Os sólidos en suspensión representan a fracción insoluble dos sólidos. De novo determínanse os totais (SST) e os volátiles (SSV), que corresponden á fracción orgánica. A determinación é análoga á dos ST e SV, porén, agora a mostra fíltrase a través dun filtro de fibra de vidro de 1,2 μm de tamaño de poro, previamente calcinado e pesado. A diferenca entre o peso do filtro despois da estufa e o peso inicial do filtro referido ó volume de mostra filtrado, da o valor dos SST. A diferenca entre os pesos do filtro despois da estufa e despois da mufla, referidos ó volume filtrado, da o valor dos SSV.

2.2.5. Sulfatos

A presenza de sulfatos nas augas residuais pode plantexar problemas nos tratamentos anaerobios se a súa concentración é elevada. Por unha banda as bacterias sulfato-reductoras compiten coas metanoxénicas polo sustrato, por outra o sulfuro de hidróxeno formado é tóxico para as bacterias metanoxénicas.

Na determinación de sulfatos emprégase un método turbidimétrico, baseado na precipitación do sulfato cun reactivo de bario. O procedemento empregado é unha simplificación do indicado no Standard Methods (1995). Sobre 25 mL da mostra, previamente filtrada a través dunha membrana de 0,45 μm , engádense 0,5 mL de reactivo de bario, axítase durante un minuto e posteriormente deixase repousar durante outro minuto, e mídese a absorbancia a 425 nm nun espectrofotómetro Perkin Elmer Lambda 11.

O calibrado realízase empregando disolucións de K_2SO_4 como patrón, e auga destilada para o branco de referencia. Na **Figura 2.2** amósase o calibrado dos sulfatos.

2.2.6. Fosfatos

O fósforo atópase nas augas naturais e residuais casi exclusivamente como fosfatos, en disolución, en partículas ou resíduos sólidos ou no corpo de animais mariños. Unha das maiores fontes de fosfatos nas augas residuais son os produtos de limpeza e tamén os abonos e fertilizantes que se infiltran no terreo coas augas de choiva. O fósforo ó igual que o amonio é fundamental no crecemento de organismos como nutriente e o seu elevado contido nos vertidos de augas residuais da lugar a problemas de eutrofización.

A determinación da concentración de o-fosfato disolto baséase no método colorimétrico do cloruro estannoso descrito no Standard Methods (1995). A mostra, previamente filtrada a través dunha membrana de $0,45 \mu m$, para evitar interferencias de sólidos coloidais ou corpos estraños, trátase con molibdato amónico, formándose ácido molibdofosfórico que se reduce a molibdeno co cloruro estannoso. Nun intervalo de tempo entre 10 e 12 minutos, desenvólvese unha cor azul intensa debida ó molibdeno, mídese entón a absorbancia da mostra a 690 nm , que é proporcional, de acordo coa lei de Lambert-Beer, á concentración orixinal de fosfato na mostra. As medidas de absorbancia foron realizadas nun espectrofotómetro Perkin Elmer Lambda 11, utilizando cubetas de cuarzo de 1 cm de camiño óptico.

Para calcular a concentración de fosfatos, realízase previamente un calibrado con disolucións de concentracións coñecidas de H_2KPO_4 (Figura 2.2). Como referencia prepárase un branco con auga destilada.

2.2.7. Nitróxeno

As formas nas que se atopa o nitróxeno nas augas son NO_2^- , NO_3^- , NH_4^+ , nitróxeno orgánico e N_2 gas. Todas estas formas son interconvertibles bioquimicamente. O nitróxeno orgánico e o amoniacal poden determinarse xuntos como nitróxeno total Kjeldahl (NTK).

O nitróxeno orgánico inclúe materias naturais como proteínas, péptidos, ácidos nucleicos, urea e moitos produtos sintéticos orgánicos. O amonio está presente en augas superficiais e residuais. A súa concentración é baixa en augas subterráneas porque se adsorbe ás partículas do solo e arcillas. O amonio prodúcese por desaminación de compostos orgánicos nitroxenados e por hidrólise da urea.

2.2.7.1. Nitróxeno amoniacal

O contido de nitróxeno amoniacal (N-NH_3) determínase cun electrodo selectivo de amoníaco combinado CRISON, conectado a un medidor pH/mV CRISON 506. O amoníaco disolto en forma de amonio e amoníaco, convírtese totalmente en amoníaco elevando o pH por riba de 11, cunha base forte. O amoníaco difúndese a través da membrana hidrófoba do electrodo, e cambia o pH da disolución interna, este cambio é cuantificado polo medidor en mV.

O calibrado do electrodo faise utilizando diferentes concentracións dunha disolución patrón de NH_4Cl . Obtense unha relación lineal entre o logaritmo da

concentración de NH_3 na disolución e a medida do equipo en mV. Debido a falla de linealidade en todo o rango de concentracións, empréganse dúas rectas de calibrado, unha para as concentracións baixas e outra para as altas. Na **Figura 2.2** amósase o calibrado do electrodo de amoníaco a altas concentracións.

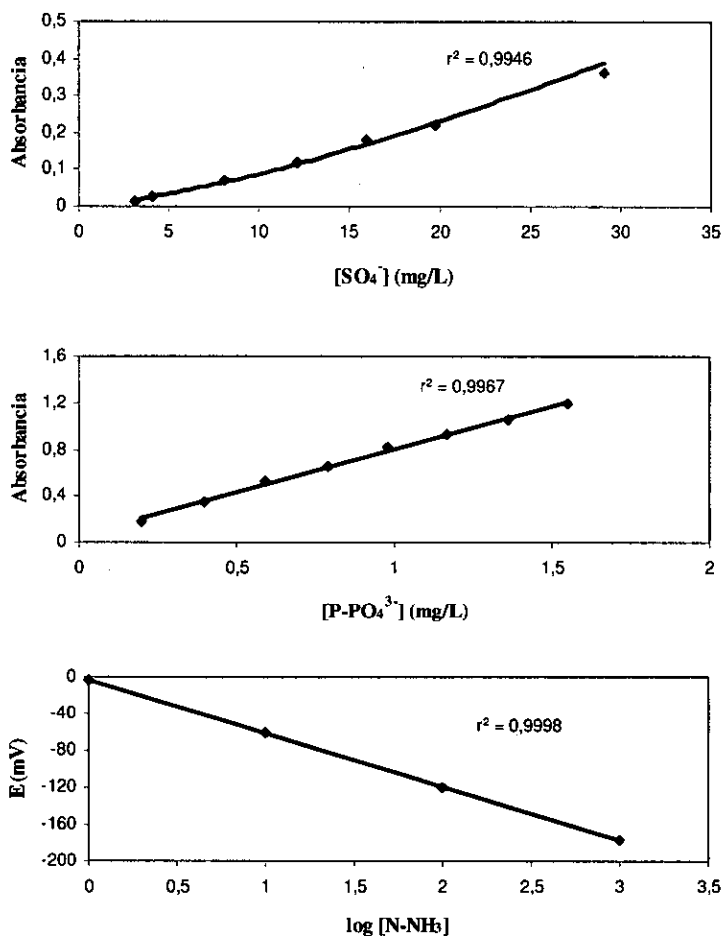


Figura 2.2 Calibrados das determinacións de sulfatos, fosfatos e amonio.

2.2.7.2. Nitróxeno total Kjeldahl (NTK)

O método usado para a determinación do NTK ten dúas fases: a primeira é unha dixestión ácida da mostra cunha mestura de $\text{H}_2\text{SO}_4:\text{H}_3\text{PO}_4$ (9:1) en presenza de catalizador (K_2SO_4 e CuSO_4), que eleva o punto de ebullición da mestura líquida. Despois desta primeira fase todo o nitróxeno está en forma de amonio. Na segunda fase, a mostra dixerida sométese a destilación, previa adición dun volume dunha disolución concentrada de hidróxido sódico, co fin de transformar o amonio en amoníaco e facilitar a súa desorción e posterior arrastre pola fase vapor, para ser finalmente recollido como destilado sobre unha disolución de ácido bórico. Ésta valórase con ácido clorhídrico de concentración coñecida, empregando como indicador unha mestura de verde de bromocresol e laranxa de metilo.

2.2.8. Graxas e aceites

A determinación do contido en graxa e aceite faise mediante extracción con éter de petróleo dun determinado volume de mostra (Standard Methods, 1995).

O volume empregado para as augas residuais urbanas foi de 500 mL, ós que se engadían 30 mL de éter de petróleo. Despois dunha axitación vigorosa desta mestura, déixase reposar até que a fase orgánica e a acuosa amosan unha boa separación no funil de decantación. A fase orgánica retírase a un matraz de fondo redondo previamente pesado, e a fase acuosa é sometida ó tratamento extractivo dúas veces mais. Xúntanse tódalas fraccións orgánicas no matraz e sométense a un proceso de concentración en rotavapor. Posteriormente lévase o matraz a un desecador até peso constante. O contido en graxas calcúlase pola diferenza no peso do matraz referida ó volume de mostra.

2.2.9. Determinación de ácidos graxos volátiles (AGV)

Os ácidos graxos volátiles son intermedios no proceso de dixestión anaerobia. Determináanse acético, propiónico e n-butírico, que son os principais, por cromatografía gasosa (CG).

A medida faise por medio dun cromatógrafo Hewlett Packard 5890 serie II, dotado cun detector de ionización de chama (FID), empregándose unha columna de fase Nukol de grosor de 0,25 μm e cunhas dimensións de 30 m x 0,25 mm. A inxección realízase cun inxector automático Hewlett-Packard 7673.

A preparación das mostras inclúe a centrifugación durante 5 minutos a 15000 rpm e a adición dun 1% de ácido para desactivar os polos polares do sólido onde se atopa impregnada a fase estacionaria.

A análise cuantitativa dos AGV faise polo método do patrón externo, obtendo a expresión de calibrado por regresión lineal dos datos das áreas de pico fronte ós de concentración. Na **Figura 2.3** amósase un exemplo de rectas de calibrado de AGV de baixas e altas concentracións.

2.2.10. Determinación da composición do biogas

O biogas producido na dixestión anaerobia está formado fundamentalmente por metano e dióxido de carbono. A análise da composición do biogás faise por cromatografía gasosa (CG), cun cromatógrafo Hewlett Packard 5890 serie II, dotado cun detector de conductividade térmica (TCD). Como fase estacionaria utilízase unha columna de ocos moleculares PORAPACK Q W80/100 de criba, de dimensións 2 m x 1/8".

A análise cuantitativa dos compoñentes do biogás fíxose polo método do patrón externo, obtendo a expresión de calibrado por regresión lineal dos datos das áreas de pico fronte ós de volume. Na **Figura 2.4** amósase un exemplo de recta de calibrado dos diferentes compoñentes do biogas.

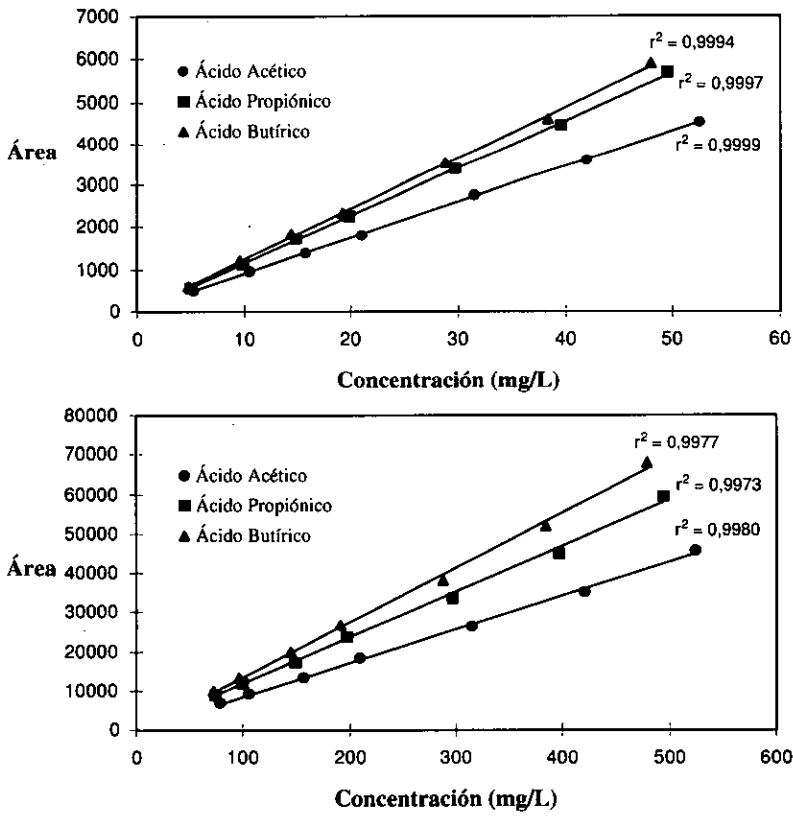


Figura 2.3 Calibrados a baixas e altas concentracións dos AGV

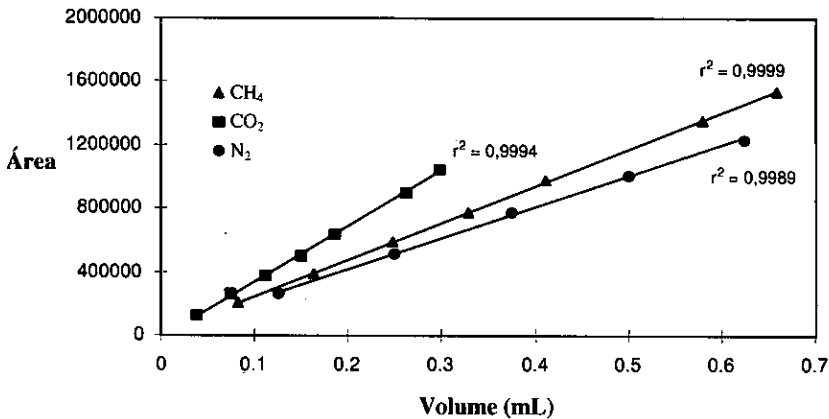


Figura 2.4 Calibrado para determinar a composición do biogas

2.3. REFERENCIAS

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.

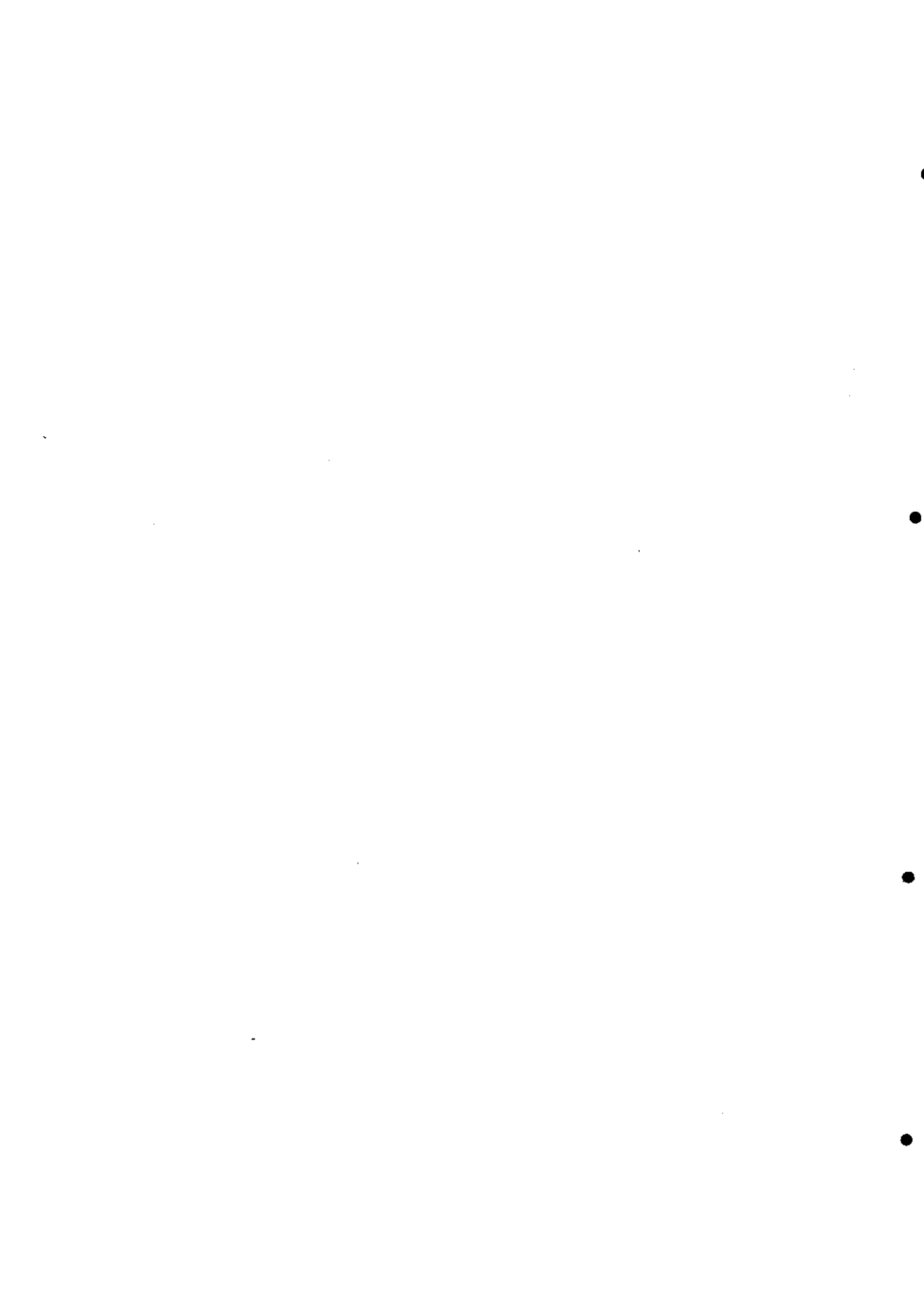
Soto, M., Veiga, M.C., Méndez, R. and Lema, J.M. (1989). "Semi-micro C.O.D. determination method for high salinity wastewater". *Environ. Technol. Lett.* **10**, 541-548.

Soto, M., Méndez, R. and Lema, J.M. (1993). "Methanogenic and non methanogenic activity test. Theoretical basis and experimental set up". *Wat. Res.* **27**, 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.

CAPÍTULO 3

**CARACTERIZACIÓN DE AUGAS RESIDUAIS URBANAS E
DE POLÍGONOS INDUSTRIAIS**



CARACTERIZACIÓN DE AUGAS RESIDUAIS URBANAS E DE POLÍGONOS INDUSTRIAIS

RESUMO

Os efluentes residuais de A Coruña mostran unha concentración orgánica media-alta (741 mg DQO/L) mentres que os efluentes domésticos de núcleos rurais (Lorbé, Oleiros) e polígonos industriais (Sabón, A Grela) presentan elevada variabilidade na súa concentración orgánica, que pode variar desde menos de 100 mg/L até mais de 4000 mg/L. A fracción de DQO soluble sitúase entre o 35 e o 50%, se ben nalgúns sectores industriais pode ser maior.

En xeral os efluentes dos polígonos industriais mostran unha grande variabilidade temporal e nos diferentes puntos de mostraxe, tanto en carga orgánica como noutros parámetros. O seu contido en nutrientes (N, P) é inferior ó dos efluentes domésticos, pero é maior o seu contido en sulfatos.

A biodegradabilidade anaerobia dos efluentes domésticos sitúase en torno ó 80%, mentres que os efluentes de polígonos industriais mostran biodegradabilidades que van do 20% até valores superiores ó 90%. Os efluentes domésticos non mostran toxicidade metanoxénica na primeira alimentación pero sí na segunda (33% de redución de actividade metanoxénica do lodo anaerobio).

3.1. INTRODUCCIÓN

A actual lexislación europea (Dir. 91/271/CE) establece a necesidade de realizar un tratamento eficiente das augas residuais, indicando cales deben ser os

límites dos distintos parámetros no efluente final. A caracterización físico-química e biolóxica é o primeiro paso no estudo dun efluente residual co obxecto de realizar o tratamento mais axeitado previo ó seu vertido.

No presente capítulo recóllense as características das augas residuais de un núcleo urbano (A Coruña), dous núcleos rurais (Lorbé e Oleiros) e dous polígonos industriais (Sabón e A Grela), próximos á cidade da Coruña.

O obxectivo deste estudo é a caracterización destes efluentes para establecer a posibilidade do seu tratamento anaerobio conxunto, ou ben a necesidade de segregar e tratar previamente aqueles que podan presentar problemas específicos.

3.2. MATERIAIS E MÉTODOS

3.2.1. Situación dos puntos de recollida de mostras

As augas residuais urbanas, foron recollidas na rede de sumidoiros da Coruña, na rúa Alfredo Vicenti, nun punto polo que pasan as augas domésticas de gran parte da cidade, ademais das augas de choiva por ser un sistema de recollida non separativo.

Os polígonos industriais obxecto de estudo foron os de Sabón e A Grela, ambos na Coruña. As industrias presentes nestes polígonos pertencen ó sector agroalimentario, de transformados metálicos e químicas, sendo as industrias predominantes de tipo de segunda transformación, de comercialización e de servicios, excluíndose grandes industrias de proceso químico, xa que a refinería conta cun sistema independente de xestión dos vertidos residuais.

No polígono de Sabón existen tres vertidos independentes, correspondentes a diferentes zonas do polígono. Analizáronse os efluentes de dous destes vertidos, os da marxe Oeste e Leste do encoro situado no interior do polígono, que se denominaron Sabón 1 (S1) e Sabón 2 (S2). Os vertidos do terceiro punto non poideron ser analizados pola dificultade na recollida das mostras. No polígono da Grela recolléronse mostras nun punto da rede de sumidoiros do polígono, que representa unha parte dos efluentes xerados.

Por último, caracterizáronse tamén augas do concello de Oleiros (A Coruña). Estes efluentes recolléronse á entrada de dúas estacións depuradoras situadas en dous núcleos rurais diferentes: Oleiros e Lorbé.

3.2.2. Mostraxe e métodos analíticos

No referido ás augas residuais urbanas da Coruña, levouse a cabo unha primeira toma de mostras durante unha semana (de Luns a Venres), na que cada día se recolleron seis mostras repartidas dende as 9 h até as 20 h, co fin de determinar as posibles variacións horarias e diarias. Posteriormente recolléronse mostras ó longo dun día, cada tres meses, co fin de determinar as variacións estacionais.

A mostraxe das augas dos polígonos industriais realizouse durante un ano, recollendo mostras un día cada 3 meses aproximadamente. Nestes días tomáronse mostras a intervalos regulares dende as 9 h até as 18 h.

Para completar a caracterización dos diferentes tipos de efluentes residuais, tomáronse mostras procedentes de núcleos rurais a razón de unha durante varios días e ó longo dun día dende as 9 h até as 19 h.

En tódolos casos as mostras foron recollidas cun caldeiro e pasadas por unha malla de 1mm de luz para eliminar os sólidos grosos. Inmediatamente medíronse a temperatura e o pH, almacenándose despois a 4°C até medir o resto dos parámetros físico-químicos e biolóxicos analizados.

Os métodos analíticos utilizados na determinación dos diferentes parámetros foron descritos no Capítulo 2.

3.3. RESULTADOS E DISCUSIÓN

3.3.1. Parámetros físico-químicos

3.3.1.1. Augas residuais urbanas

A mostraxe realizada co fin de determinar a extensión das variacións diarias e horarias indica que, en xeral, non existen variacións significativas nos valores dos diferentes parámetros para os distintos días da semana, porén, si se observa unha tendencia ó longo do día, sobre todo nos valores relativos á carga orgánica (DQO) e ós sólidos en suspensión (SS), atopándose os valores mínimos en torno ás 13 h e ás 20 h, e os valores máximos entre as 9 h e as 11 h, e sobre todo en torno ás 16 h como consecuencia dos hábitos domésticos da poboación (**Figura 3.1**).

Tamén resulta evidente a menor concentración rexistrada en tódolos parámetros nos días de choiva, como consecuencia dun sistema de recollida non separativo, atopándose un factor de dilución entre 2 e 3. Estes datos son semellantes ós de outros estudos referenciados na bibliografía (Barbosa and Sant`Anna, 1989; Lens and Verstraete, 1992; Mergaert *et al.*, 1992; Lettinga *et al.*, 1993).

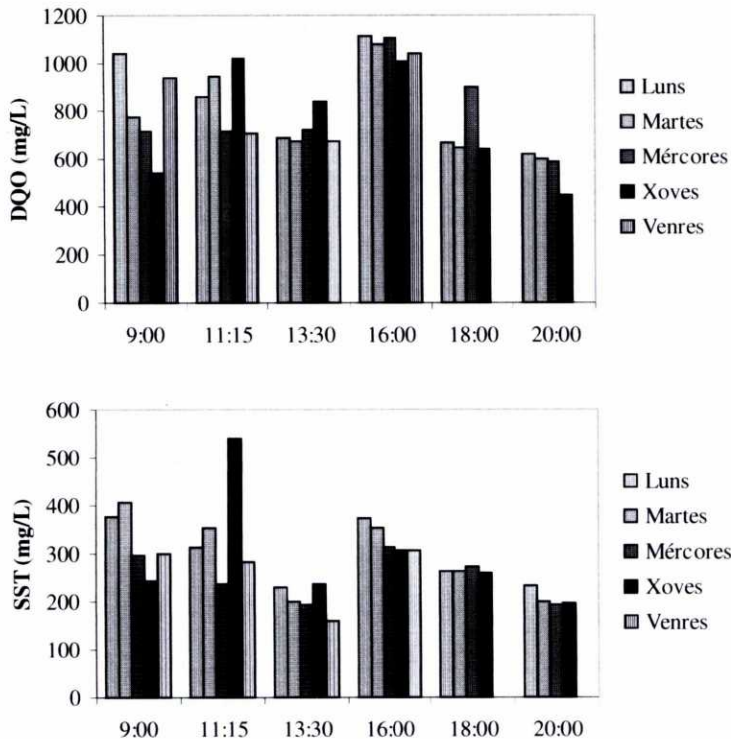


Figura 3.1 Variación horaria da DQO_t e dos SST ó longo da semana

Os resultados dos parámetros analizados recollense na **Táboa 3.1** onde aparecen os valores máximo e mínimo, así como o valor medio seguido do intervalo de confianza do 95%.

Un dos parámetros mais importantes dende o punto de vista do tratamento biolóxico das augas é a temperatura. Os valores acadados nesta caracterización indican que as temperaturas son suaves e sen grandes variacións, entre 16 e 23°C cun promedio de $18 \pm 0,6^\circ\text{C}$. Estas temperaturas son lixeiramente altas, posiblemente debido a que a caracterización semanal fíxose nun mes de Marzo con temperaturas moi suaves, polo que noutros anos poden acadarse temperaturas

mínimas mais baixas, en torno ós 10°C (Ligero, 2001). Aínda que o rango óptimo de actividade das bacterias anaerobias é o mesófilo (entre 35 e 40°C) (Lens e Verstraete, 1992), cada vez hai mais estudos que avalan a posibilidade de realizar o tratamento a temperaturas ambiente entre 10 e 20°C, (Meher et al., 1994; Lettinga, 1996; Wang, 1994; Uemura, S. e Harada, H., 2000).

Táboa 3.1 Caracterización das augas residuais urbanas da Coruña

Parámetro	Promedio ^a	Máximo	Mínimo
Temperatura (°C) ^a	17,9 ± 0,6	23,0	15,8 ^{**}
pH	8,1 ± 0,1	8,7	7,5
DQO _t (mg/L)	741 ± 56	1115	445
DQO _s (mg/L)	298 ± 28	523	142
DBO ₅ (mg/L) ^b	361 ± 81	640	250
SST (mg/L)	265 ± 25	540	144
SSV (mg/L)	223 ± 20	440	120
Alc.Total (mg CaCO ₃ /L)	209 ± 34	528	33
N-NH ₃ (mg/L)	35,5 ± 7,5	115,0	7,6
NTK (mg/L) ^b	50,2 ± 14,1	97,7	24,5
SO ₄ ⁼ (mg/L)	36,7 ± 8,0	109,5	6,6
P-PO ₄ ³⁻ (mg/L)	6,3 ± 0,6	12,8	2,9
Graxas (mg/L) ^c	99,3 ± 40,3	198,8	56,8
Proteínas (mg/L) ^c	152,1 ± 33,3	222,3	112,6
Azucres (mg/L) ^c	59,4 ± 11,6	77,5	46,1

*Xunto co valor medio preséntanse os intervalos de confianza do 95%. ** A mostraxe semanal fíxose no mes de Marzo e as diarias en Xuño, Outubro e Marzo. N° mostrax = 45 agás a = 39, b = 11, c = 6.

Outro parámetro que se mantén moi estable é o pH que se sitúa en torno a $8,1 \pm 0,1$. Aínda que lixeiramente por riba do óptimo (6,5-7,5) non presenta problemas dende o punto de vista do tratamento biolóxico.

Pola súa carga orgánica estas augas están clasificadas como efluentes de baixa carga ($DQO_t < 2000 \text{ mg/L}$), aínda que comparadas con outras augas residuais urbanas teñen unha carga media-alta cun promedio de $741 \text{ mg } DQO_t/L$. Outra das características salientables é a elevada porcentaxe desta DQO_t que representan os sólidos en suspensión, entre o 36% e o 79% cun promedio do $59 \pm 3\%$. Destes sólidos en suspensión, a gran maioría son volátiles, entre o 66 e o 96%, cun promedio do $84 \pm 2\%$.

A relación entre a DQO_t e a DBO_5 , que dá idea da biodegradabilidade aerobia do efluente, é de $1,9 \pm 0,2$. Este valor está dentro do normal neste tipo de augas (Metcalf & Eddy, 1996), e posibilita o seu tratamento biolóxico.

Unha caracterización mais detallada da materia orgánica analizando proteínas, graxas e carbohidratos, mostra a complexidade destas augas. Considerando os seguintes factores de conversión: $1,2 \text{ mg } DQO/mg$ proteínas; $1,13 \text{ mg } DQO/mg$ carbohidratos e $2,03 \text{ mg } DQO/mg$ graxas (Raunkjaer, *et al.*, 1994) obtense que como promedio o $28 \pm 3\%$ da DQO_t corresponde ás proteínas solubles, o $11 \pm 2\%$ ós carbohidratos solubles e o $30 \pm 5\%$ ás graxas. Estes valores son practicamente coincidentes cos obtidos por Raunkjaer *et al.* con augas recollidas á entrada das estacións depuradoras de catro cidades danesas. É de destacar que a concentración promedio de graxas de 100 mg/L que presentan estas augas está moi por riba dos 40 mg/L que consideran algunhas caracterizacións estándar das ARU (Hernández Muñoz, 1992), aínda que outras,

como a de Lens and Verstraete (1992), indican que a concentración de graxas pode chegar até os 100 mg/L.

A proporción de nitróxeno orgánico fronte ó nitróxeno total (N_{org}/NTK), procedente das proteínas, sitúase en torno ó 50%. A concentración de nitróxeno amoniacal libre nas augas non representa un problema para o seu tratamento biolóxico, pois sitúase nun promedio de $35,5 \pm 7,5$ mg/L. A relación C/N expresada como DQO/N acada un valor medio de 15 ± 4 , e a relación C/P expresada como DQO/P acada un valor medio de 129 ± 15 . En resumo a relación DQO/N/P é de $129/8,7/1$, que resulta claramente suficiente para cubrir as necesidades de nutrientes nun tratamento aerobio e moito mais nun tratamento anaerobio onde unha relación mínima aceptada é de $600/7/1$. Non se prevé eliminación de nutrientes para estes efluentes.

A concentración de sulfatos nas augas residuais, a pesar da súa variabilidade, é suficientemente baixa para que se produzan problemas de toxicidade por formación de sulfuro de hidróxeno, aínda que nalgún caso pode haber competencia entre bacterias metanoxénicas e sulfatorreductoras, sobre todo a baixas temperaturas (Lens and Verstraete, 1992).

3.3.1.2. Augas residuais de núcleos rurais

Os resultados da caracterización das augas do núcleo rural de Lorbé son substancialmente coincidentes cos obtidos no núcleo urbano da cidade (**Táboa 3.2**). Porén, é salientable que na caracterización correspondente a Oleiros, tódolos parámetros, agás temperatura, pH e sulfatos, que son similares, presentan concentracións mais baixas, con valores medios da metade ou incluso inferiores ós de Lorbé.

Táboa 3.2 Caracterización das augas residuais de Lorbé e Oleiros

Parámetro	Lorbé			Oleiros		
	Promedio*	Máximo	Mínimo	Promedio*	Máximo	Mínimo
T (°C)	19,6 ± 1,3	22,5	16,8	20,4 ± 1,4	24,0	18,2
pH	7,7 ± 0,1	7,9	7,5	7,5 ± 0,1	7,7	7,3
O ₂	6,9 ± 0,2	7,4	6,4	5,9 ± 0,6	7,0	4,8
DQO _t	707 ± 164	957	346	412 ± 135	662	142
DQO _s	263 ± 89	494	115	188 ± 73	360	67
SST	442 ± 294	1426	152	166 ± 85	444	52
SSV	384 ± 293	1406	120	136 ± 75	388	52
SO ₄ ^{=a}	40,1 ± 26,4	75,2	10,2	35,0 ± 28,5	73,9	11,0
P-PO ₄ ^{3-a}	8,4 ± 2,0	9,9	5,5	4,9 ± 1,7	6,4	2,7
N-NH ₃ ^a	76,8 ± 20,0	96,4	50,7	33,5 ± 7,7	44,3	25,6
NTK ^a	74,2 ± 12,8	88,9	58,1	34,8 ± 8,8	46,9	28,0
DBO ₅ ^a	443 ± 97	590	380	191 ± 72	290	130

* Xunto co valor medio preséntanse os intervalos de confianza do 95%. Nº de mostras 8 agás a = 4 mostras. Unidades en mg/L agás a temperatura e o pH.

3.3.1.3. Augas residuais de polígonos industriais

Nas Táboas 3.3 e 3.4 recóllense os valores medios e os intervalos de variación dos parámetros medidos en Sabón e A Grela respectivamente. Dos tres vertidos analizados, o da Grela é o que presenta un carácter mais diluído cunha DQO_t promedio de 236±75 mg/L e unha cantidade de SST de 86±18 mg/L, que o sitúan claramente no rango de efluentes de baixa carga orgánica. Tamén é o que presenta unha temperatura mais baixa 15,1±3°C e o pH mais estable e mais próximo á neutralidade cun valor medio de 7,4±0,1. O seu contido en amonio e

fosfatos é inferior ó das ARU con concentracións medias de 11 ± 3 e $1,4\pm 0,9$ respectivamente, aínda que é superior ós valores atopados nos outros vertidos industriais. Con todo, a concentración de sulfatos, cun valor medio de 101 ± 17 , é moi superior ó das ARU.

Táboa 3.3 Caracterización das augas residuais do polígono de Sabón

Parámetro	Sabón 1		Sabón 2	
	Promedio*	Intervalo	Promedio*	Intervalo
T (°C)	$20,3 \pm 1,9$	17,0-24,8	$22,9 \pm 1,0$	20,7-25,3
pH	$10,2 \pm 0,7$	7,7-11,8	$8,4 \pm 1,2$	4,3-12,8
SST (mg/L)	71 ± 13	24-106	541 ± 153	204-1460
SSV (mg/L)	46 ± 8	14-72	355 ± 136	112-1276
DQO _i (mg/L)	576 ± 87	305-963	1151 ± 524	167-4318
DQO _s (mg/L)	517 ± 82	285-866	539 ± 273	36-1981
N-NH ₃ (mg/L)	$0,64 \pm 0,20$	0,00-1,58	$0,63 \pm 0,18$	0,00-1,34
SO ₄ ⁻ (mg/L)	$64,3 \pm 8,3$	50,2-127,1	$357,5 \pm 110,2$	20,7-893,5
P-PO ₄ ³⁻ (mg/L)	$0,05 \pm 0,03$	0,00-0,20	$1,82 \pm 1,35$	0,00-11,00
Alc. Total (mg CaCO ₃ /L)	554 ± 121	110-1034	528 ± 304	36-1892

* Xunto co valor medio preséntase o intervalo de confianza do 95%. N° mostrás = 18

Os efluentes caracterizados no polígono de Sabón presentan grandes diferencias entre si e con respecto ó efluente da Grela. O efluente denominado S1 ten unha carga orgánica media de 576 ± 87 mg DQO/L e un contido en SST medio moi baixo, de 71 ± 13 mg/L. As diferencias fundamentais que se observan en comparación coas ARU atópanse no pH, claramente básico, cun valor medio de $10,2\pm 0,7$ e no contido en nutrientes con $0,64\pm 0,2$ mg N-NH₃/L e $0,05\pm 0,03$ mg P-PO₄³⁻/L.

Táboa 3.4 Caracterización das augas residuais do polígono de A Grela

Parámetro	Promedio*	Intervalo
T (°C)	15,1 ± 3,0	13,5-16,6
pH	7,4 ± 0,1	7,2-7,9
SST (mg/L)	86 ± 18	42-164
SSV (mg/L)	71 ± 15	26-132
DQO ₁ (mg/L)	236 ± 75	60-437
DQO ₅ (mg/L)	85 ± 26	18-147
N-NH ₃ (mg/L)	11,07 ± 2,87	4,28-19,91
SO ₄ ⁼ (mg/L)	101,2 ± 16,9	62,4-148,0
P-PO ₄ ³⁻ (mg/L)	1,44 ± 0,87	0,01-5,50
Alc. Total (mg CaCO ₃ /L)	226 ± 105	22-484

* Xunto co valor medio preséntase o intervalo de confianza do 95%. N° mostrás = 12

Por outra banda S2 é o efluente mais cargado tanto en valor medio, 1151±524 mg DQO/L, como en valor máximo acadado 4318 mg DQO/L, que o sitúan no rango de efluentes con elevada carga orgánica, aínda que o rango de valores inferior é similar ó dos outros efluentes. Tamén o contido en SST é alto, acorde coa DQO₁, cun promedio de 541±153 mg/L. Esta grande variabilidade indica a presenza de vertidos moi heteroxéneos tanto en cantidade como en calidade, con picos aleatorios, moi importantes dende o punto de vista dos tratamentos sensibles a estas variacións. O pH deste efluente tamén presenta a máxima variabilidade entre 4,3 e 12,8, aínda que o valor medio se sitúa en 8,4±1,2. A concentración de sulfatos é moi elevada, situándose por riba das dos outros vertidos cun promedio de 357±110. É na concentración de nutrientes onde presenta unha gran similitude co vertido S1, sendo a concentración de amonio de 0,63±0,18 mg/L e a de fosfatos de 1,82±1,35.

3.3.2. Ensaio biolóxicos

Para completar a caracterización destes efluentes, realizáronse nalgúns casos ensaios de biodegradabilidade anaerobia e toxicidade anaerobia.

3.3.2.1. Augas residuais urbanas

Ensaio de biodegradabilidade anaerobia

Seguindo a metodoloxía exposta no Capítulo 2, lévanse a cabo 3 ensaios de biodegradabilidade anaerobia, a 20°C, con ARU, recollidas no mesmo punto da rede de sumidoiros e co mesmo procedemento. Nos dous primeiros realízase o ensaio con augas brutas e no terceiro compárase a biodegradabilidade entre augas brutas e filtradas. Os resultados amósanse na **Táboa 3.5**.

Táboa 3.5 Resultados dos ensaios de biodegradabilidade anaerobia con ARU.

Ensaio	1	2	3	
Tipo Auga	Bruta	Bruta	Bruta	Filtrada
DQO_t (mg/L)	853	647	847	-
DQO_s (mg/L)	472	226	314	314
DQO_s/DQO_t (%)	55	35	37	-
t_{BDA}^a (d)	19	14	25	16
Metanización (%)	73,9	50,6	66,6	45,5
DQO_s eliminada (%)	81,5	84,1	n.d.	n.d.
BDA^b (%)	92,4	63,3	83,3	56,9

a) Tempo requirido para acadar o valor estacionario na produción de metano.

b) %BDA = %Metanización/0,8

Os lodos utilizados nos ensaios son unha mestura de tres tipos de lodos procedentes das depuradoras de Calvo (conserveira de peixe), Acor (azucareira) e tratamento de lodos da depuradora de Lugo, cunha concentración en SSV de 31,9 mg/L e unha actividade metanoxénica de 0,32 g DQO_{CH₄}/g SSV.d. Os valores de DQO_t e DQO_s que se recollen na **Táboa 3.5** son valores corrixidos, correspondentes á concentración final no ensaio, tendo en conta que as augas ocupan só o 93% do volume do vial.

A evolución da porcentaxe de metanización nos tres ensaios con augas brutas amósase na **Figura 3.2** onde se observa unha variación progresiva que ó final tende a estabilizarse. Os valores obtidos da porcentaxe de metanización, entre o 50 e o 75% indican, por unha banda unha boa biodegradabilidade das augas e por outra que parte dos sólidos son hidrolizados e convertidos en metano, posto que a porcentaxe de DQO convertida en metano é superior á porcentaxe de DQO_s.

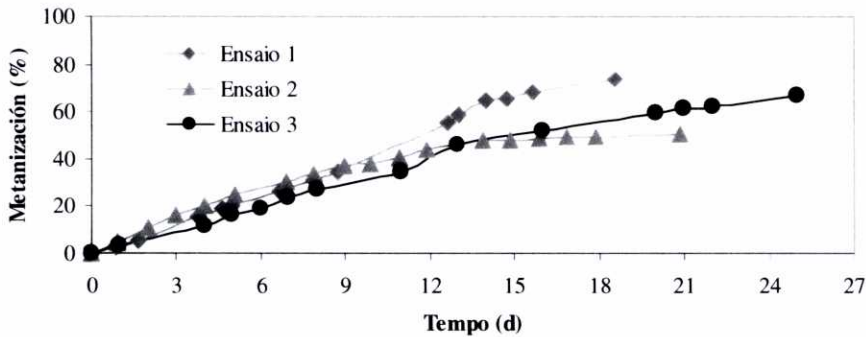


Figura 3.2 Evolución da porcentaxe de metanización co tempo nos ensaios de biodegradabilidade anaerobia con augas brutas

Os resultados da comparación entre augas brutas e filtradas (eliminación total de SS) amósanse na **Figura 3.3**. No caso da mostra filtrada, a porcentaxe de metanización non mellora, senón mais ben ó contrario, coas augas filtradas, queda no 45,5%. Ademais, mediante un balance de materia comparativo dos dous ensaios coa mostra 3 pódese deducir que a conversión en metano da DQO non soluble atinxe o 79%.

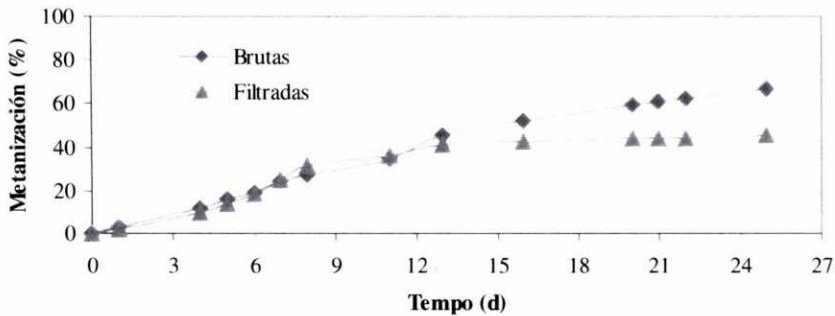


Figura 3.3 Evolución da porcentaxe de metanización co tempo no ensaio 3 de biodegradabilidade con augas brutas e filtradas

A porcentaxe de metanización promedio das tres mostras de auga residual é do 63,7%. Se consideramos unha baixa acidificación inicial e un rendemento celular global no proceso de degradación anaerobia a metano do 20%, a biodegradabilidade anaerobia promedio resultaría do 79,7%. En todo caso, obtense unha correlación entre a biodegradabilidade e a concentración orgánica na auga residual, aumentando con esta como cabería esperar.

Ensaio de toxicidade anaerobia

Fanse dous ensaios de toxicidade anaerobia coas ARU. A metodoloxía seguida nestes ensaios é a que se indica no Capítulo 2. Os lodos utilizados como inóculo son os mesmos que nos ensaios de biodegradabilidade anaerobia.

O primeiro ensaio consta dun branco de referencia e dous viais mais denominados R1 e R2. En R1 substitúese completamente a auga de dilución por ARU (o 93% do volume), mentres que en R2 só se substitúe a metade do volume (o 46,5%). O seguimento da produción de metano aparece na **Figura 3.4**.

No segundo ensaio puxéronse tamén tres viais, un branco de referencia con auga de dilución, outro con augas brutas e un terceiro co sobrenadante das mesmas augas decantadas durante 1,5 h, co fin de reducir o contido en sólidos en suspensión e en materia orgánica. O inóculo utilizado é o mesmo, aínda que neste caso a concentración de lodo nos viais é de 2,87 g SSV/L en vez de 2 g SSV/L. Ademais neste segundo ensaio fanse dúas alimentación consecutivas de AGV, determinando polo tanto a 1ª e a 2ª actividade metanoxénica (**Figura 3.5**). As características das ARU utilizadas nos dous ensaios amósanse na **Táboa 3.6**.

Táboa 3.6 Características das ARU utilizadas nos ensaios de toxicidade

Ensaio	Augas	DQO ₁	DQO ₅	SSV	DBO ₅	Graxas
1	Brutas	711	287	188	475	-
2	Brutas	570	292	152	-	86,6
2	Decantadas	413	222	100	-	62

Tódalas unidades mg/L

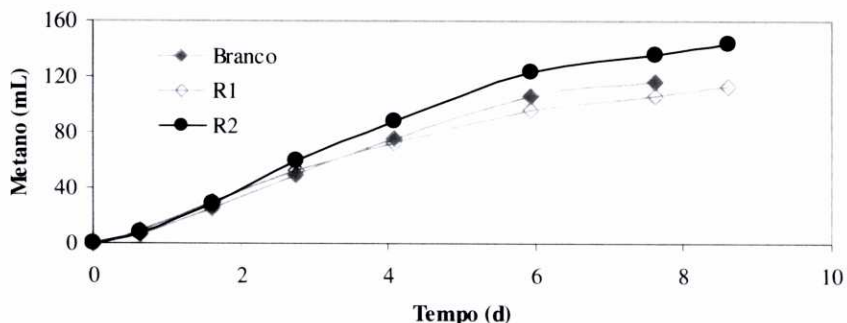


Figura 3.4 Produção de metano no primeiro ensaio de toxicidade anaerobia

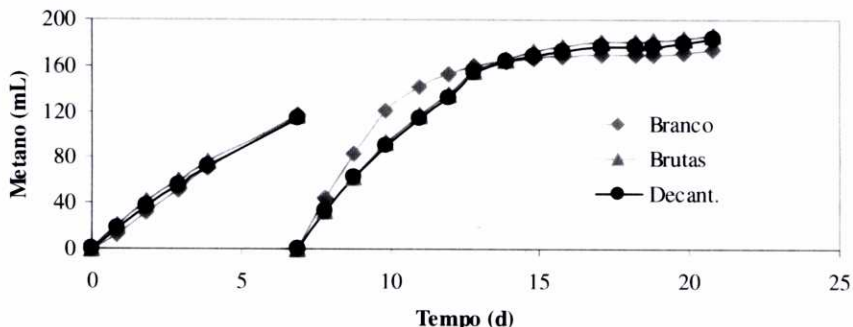


Figura 3.5 Produção de metano no segundo ensaio de toxicidade anaerobia

Os resultados obtidos nestes ensaios recóllense na **Táboa 3.7**. No primeiro ensaio, no que só se efectúa unha alimentación de AGV, a actividade do branco e dos viais R1 e R2 é practicamente igual, incluso algo maior no vial R2 que contiña o 50% das augas residuais, o que indicaría a ausencia de toxicidade anaerobia das ARU. Porén, a actividade do propio branco é inferior á esperada, posto que os lodos caracterizados previamente mostraban unha actividade de 0,32 g DQO_{CH4}/g SSV.d. Esta discrepancia pode deberse á perda de actividade por estaren os lodos un longo período sen utilizar.

Táboa 3.7 Resultados dos ensaios de toxicidade anaerobia con ARU

	Ensaio 1			Ensaio 2		
	Branco	R1	R2	Branco	Brutas	Decant.
1ª Act.	0,24	0,23	0,28	0,18	0,17	0,17
% Branco	100	95,8	116,7	100	94,4	94,4
2ª Act.	-	-	-	0,36	0,24	0,24
% Branco	-	-	-	100	66,7	66,7

Unidades da actividade metanoxénica g DQO_{CH4}/g SSV.d

No segundo ensaio coa decantación das augas brutas, acádase unha redución media aproximada do 30% en tódolos parámetros. Porén, o comportamento dos dous viais é o mesmo tanto na primeira coma na segunda alimentación con AGV. De novo na primeira alimentación hai un comportamento moi similar do branco con respecto ó primeiro ensaio, que amosa unha actividade inferior á que tiña na caracterización. Neste caso a segunda alimentación parece clarexar a situación, posto que o branco recupera a súa actividade acadando un valor de 0,36 g DQO_{CH4}/g SSV.d, mentres que os viais con ARU recuperan actividade respecto á primeira alimentación, pero non na mesma proporción que o branco, quedando a súa actividade nun 67% da do branco. Polo tanto este segundo ensaio indica que as ARU presentan unha certa toxicidade, aínda que esta non ten que ver directamente coa cantidade de materia orgánica nin de sólidos, posto que o comportamento dos dous viais é exactamente igual, como xa se indicou.

A toxicidade pode deberse a unha fracción orgánica ou inorgánica da auga residual, fracción que se atopa en concentracións lixeiramente tóxicas, como indica o aumento de actividade rexistrado no primeiro ensaio con auga residual diluída (R2) en relación ó ensaio sen dilución (R1). Podemos indicar que en ausencia de toxicidade sería de esperar unha maior actividade nos ensaios con

auga residual que no branco, debido ó efecto estimulante causado pola presenza dalgúns nutrientes e sales.

3.3.2.2. Biodegradabilidade anaerobia das augas dos polígonos industriais

O ensaio de biodegradabilidade faise con mostras compostas, obtidas coa mestura das augas recollidas a diferentes horas ó longo dun día en cada un dos puntos de mostraxe, S1, S2 e G. Como unha das mostras de S2 é especialmente cargada, ésta non se inclúe na mestura e se fai un ensaio con ela por separado S22 (Figura 3.6). O inóculo utilizado é o mesmo que nos ensaios anteriores. Na Táboa 3.8 recóllense os resultados destes ensaios.

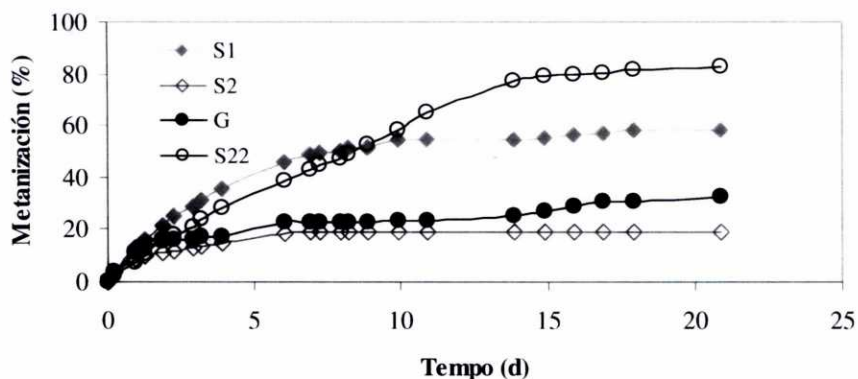


Figura 3.6 Porcentaxe de metanización nos ensaios de biodegradabilidade anaerobia coas augas dos polígonos industriais

A **Figura 3.6** amosa a evolución da porcentaxe de metanización co tempo para os catro ensaios. Os resultados son moi diversos, como xa se observou cos parámetros físico-químicos. As dúas mostras que superan o 50% de metanización son S1 cun 58% e S22 cun 82,6%, que tamén amosan unha porcentaxe de DQO_s eliminada moi alta, 82,5 e 90,7% respectivamente. Porén, nos ensaios con S2 e G

obtéñense unhas porcentaxes de metanización baixas de 19 e 32,5% respectivamente e unha DQO_s eliminada de 33 e 35%.

Táboa 3.8 Resultados dos ensaios de biodegradabilidade anaerobia con augas residuais dos polígonos industriais

Ensaio	S1	S2	G	S22
DQO_t (mg/L)	572	481	288	4042
DQO_s (mg/L)	493	187	96	1854
DQO_s/DQO_t (%)	86,2	38,9	33,3	45,7
t_{BDA}^a (d)	10	10	10	14
Metanización (%)	58,1	18,9	32,5	82,6
DQO_s eliminada (%)	82,5	33,0	34,8	90,7
BDA^b (%)	72,6	23,6	40,6	103,3

a) Tempo requerido para acadar o valor estacionario na produción de metano.

b) %BDA = %Met./0,8

Non parece haber unha causa clara que explique este comportamento, aínda que se pode apuntar como hipótese que canto mais cargadas son as augas e/ou canto maior é a fracción soluble maior parece a súa biodegradabilidade. Pola contra con augas de moi baixa carga e fracción soluble inferior ó 40% a biodegradabilidade e tamén moi baixa.

Tamén se pode apuntar a presenza dunha fracción soluble de difícil biodegradabilidade que podería asociarse á fracción coloidal da materia orgánica, posto que dos resultados se deduce que hai parte dos sólidos que se degradan e pola contra parte da fracción soluble que non.

Aínda que neste traballo non se realizaron ensaios de toxicidade anaerobia destas augas, noutros traballos realizados con augas residuais destes polígonos, indícase que poden presentar toxicidade (Veiga *et al.*, 1996).

3.4. CONCLUSIÓNS

As augas residuais urbanas estudadas presentan características típicas destes efluentes. Se ben se poden considerar de carga media-alta, cunha elevada porcentaxe en sólidos en suspensión, maioritariamente volátiles. Pola súa composición son efluentes complexos, salientando o seu contido en graxas, lixeiramente superior ó reflectido noutras caracterizacións recollidas na bibliografía. A concentración de nutrientes (nitróxeno e fósforo) é suficiente dende o punto de vista das necesidades dun posible tratamento biolóxico. A biodegradabilidade tanto aerobia como anaerobia destes efluentes, sitúase ó redor do 80%.

A caracterización de ARU indica unha variabilidade moderada nos valores correspondentes ó contido orgánico e sólidos en suspensión, determinada fundamentalmente polos hábitos domésticos da poboación, que proporcionan unha certa tendencia horaria, e por ser a rede de sumidoiros non separativa, que provoca unha forte dilución dos parámetros en días de choiva.

As augas residuais dos núcleos rurais non amosan diferencias salientables con respecto ás urbanas, o que indica unha similitude nos hábitos domésticos e a ausencia en ambos efluentes de vertidos significativos de procedencia industrial.

A relación DQO/DBO₅ media que presentan as ARU é de 1,9, mentres que os resultados dos ensaios anaerobios mostran unha biodegradabilidade promedio do 80%. Estes datos indican que é posible o tratamento anaerobio

destes efluentes. Por outra banda a relación DQO/N/P que se atopa de 129/8,7/1 garante unha concentración de nutrientes suficiente para o tratamento biolóxico.

A eliminación de sólidos das ARU, no ensaio 3 de biodegradabilidade non aumenta a porcentaxe de metanización. Por outra banda nos ensaios de toxicidade de augas brutas e decantadas (eliminación parcial de sólidos), non se obtén ningunha diferenza no comportamento. Ambos feitos parecen indicar que non é a fracción de sólidos a que limita a biodegradabilidade nin a que presenta toxicidade nestas augas.

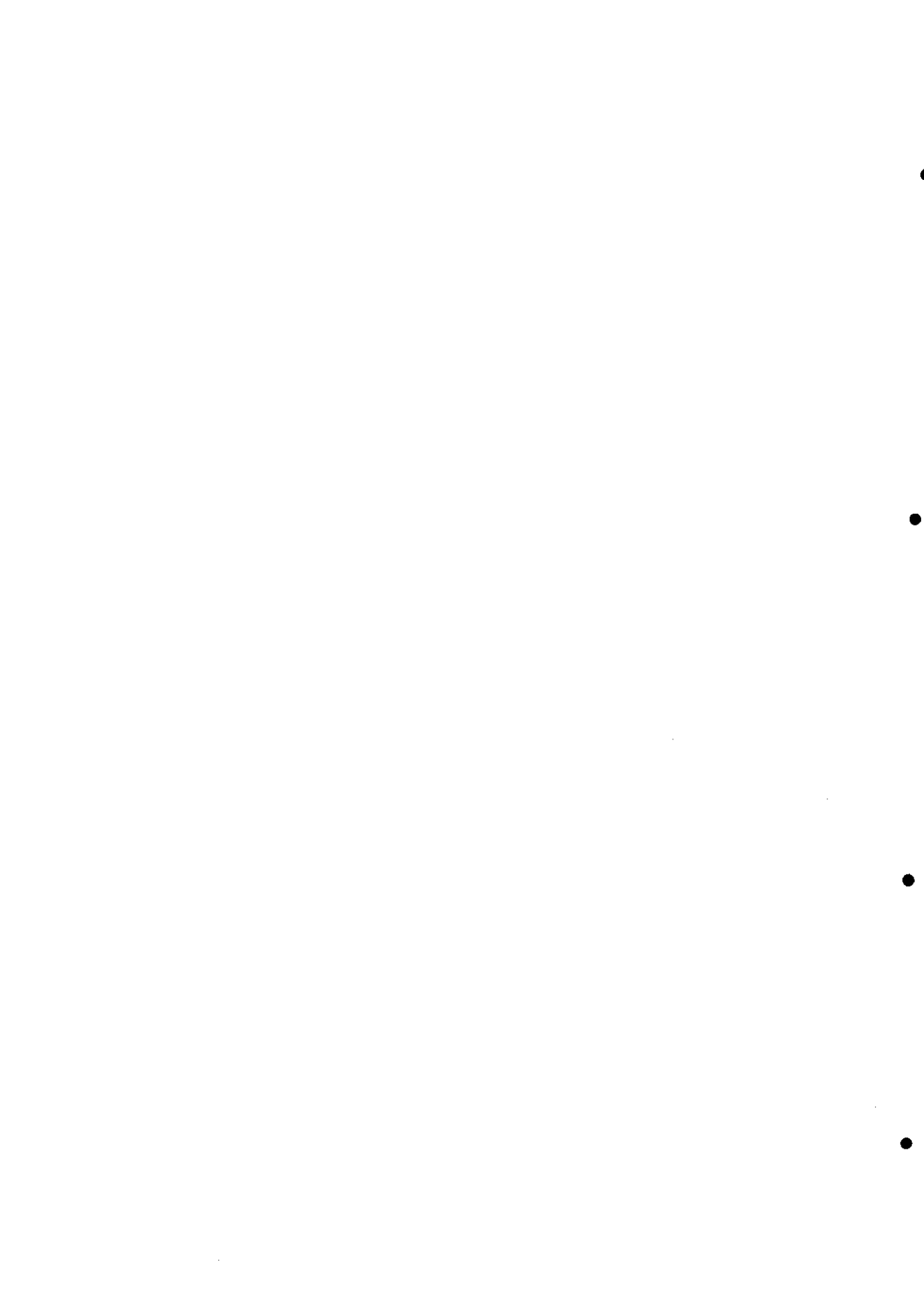
Nas augas industriais caracterizadas, obsérvanse grandes variacións no contido orgánico tanto dun polígono a outro como dentro do mesmo polígono, especialmente nas mostras de Sabón 2 onde a DQO_t varía entre 167 e 4318 mg/L indicando a presenza de vertidos puntuais de moi elevada carga. Con respecto ás ARU, os efluentes dos polígonos industriais, presentan unha maior variación de pH, un contido en nutrientes menor e en xeral unha menor biodegradabilidade.

3.5. REFERENCIAS

- Barbosa, R.A. and Sant`Anna Jr, G.L. (1989) "Treatment of raw domestic sewage in an UASB reactor". *Wat. Res.*, 23 (12), 1483-1490.
- Council of Europe (1991) "Council Directive (DIR 91/271/CE) on domestic wastewater treatment". D.O.C.E., 1 135/40, 30 May.
- Hernández Muñoz, A. (1992) "Depuración de aguas residuales". Ed. Paraninfo. *Servicio de Publicaciones de la Escuela de Ingenieros de Caminos de Madrid. Colección Senior nº 9. 2ª edición.*

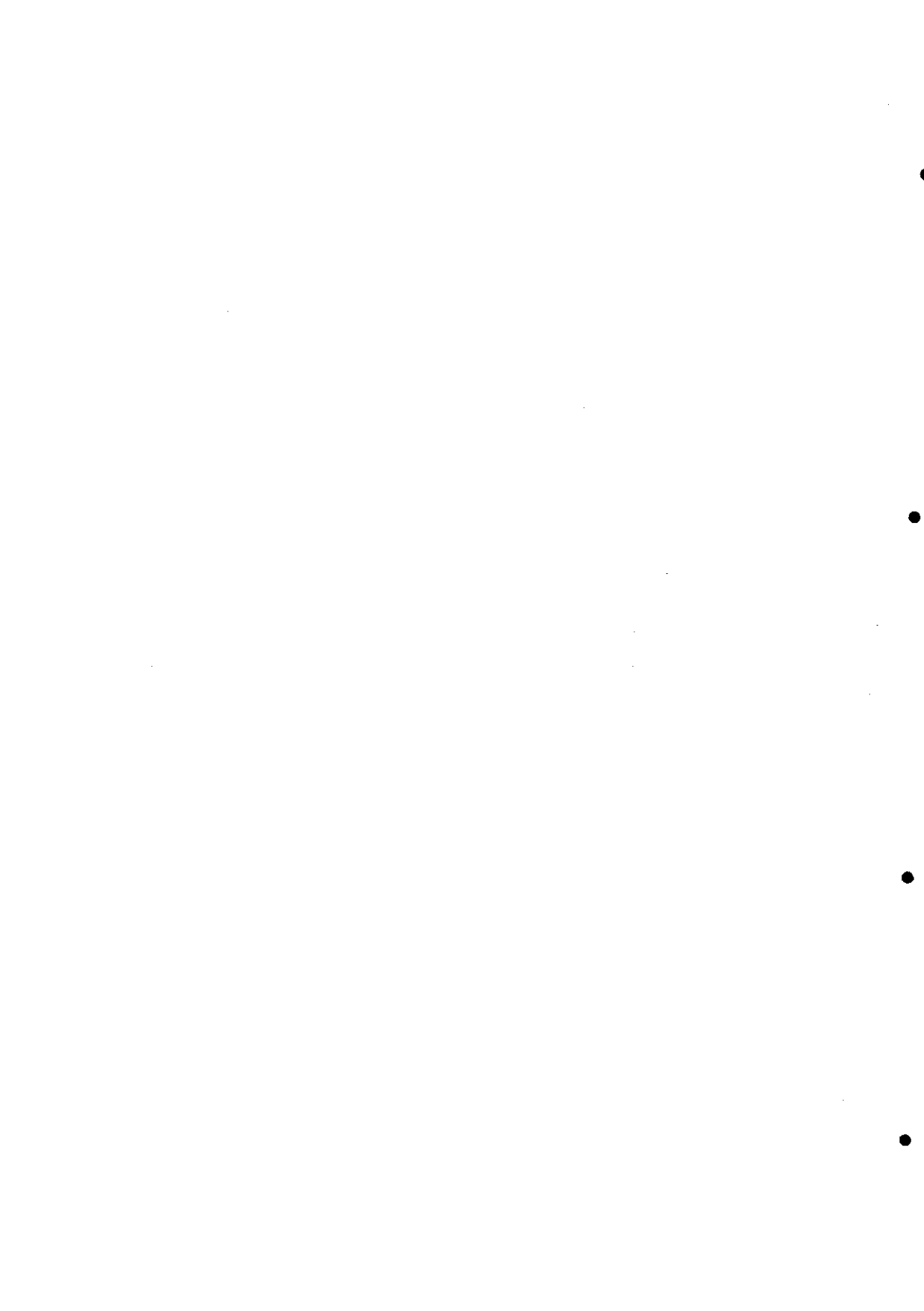
- Lens, P.N. and Verstraete, W.H. (1992) "Aerobic and anaerobic treatment of municipal wastewater". *Profiles on Biotechnology*. Villa, T.G. and Abalde, J. (Eds.) Santiago de Compostela. 333-356.
- Lettinga, G. (1996) "Sustainable integrated biological wastewater treatment". *Wat. Sci. Tech.* **33**, 85-98.
- Lettinga, G., de Man, A., van der Last, A.R.M., Wiegant, W., van Knippenberg, K., Frijns, J. and van Buuren, J.C.L. (1993) "Anaerobic treatment of domestic sewage and wastewater". *Wat. Sci. Tech.* **27**, 67-73.
- Ligero, P. (2001) "Hidrólise e granulación no tratamento anaerobio de augas residuais urbanas". Tese Doutoral. *Universidade da Coruña*. España.
- Meher, K.K., Murthy, M.V.S. and Gollakota, K.G. (1994) "Psychrophilic anaerobic digestions of human waste". *Biores. Technol.* **50**, 103-106.
- Mergaert, K., Vanderhaegen, B. and Verstraete, W. (1992) "Applicability and trends of anaerobic pretreatment of municipal wastewater". *Wat. Sci. Tech.*, **26**, 1025-1033.
- Metcalf & Eddy (1996) "Ingeniería de aguas residuales. Tratamiento, vertido y reutilización". *Ed. McGraw-Hill, S. A.*, (Madrid) 3ª edición.
- Raunkjaer, K.; Hvitved-Jacobsen, T. and Nielsen, P.H., (1994). "Measure of pools of protein, carbohydrate and lipid in domestic wastewater". *Wat. Res.* **28**, 251-262.

- Uemura, S. and Harada, H. (2000) "Treatment of sewage by a UASB reactor under moderate to low temperature conditions". *Biores. Technol.* **72**, 275-282.
- Veiga, M.C., Ferreiro, M.J., Ruiz, I., Soto, M., Vega, A. y Blázquez, R. (1996). "Efluentes residuales de polígonos industriales". *Ingeniería Química*, Junio, 95-100.
- Wang, K. (1994) "Integrated anaerobic and aerobic treatment of sewage". Ph. D. Thesis. *Agricultural University of Wageningen*, The Netherlands.



CAPÍTULO 4

TRATAMENTO DE AUGAS RESIDUAIS URBANAS NUN REACTOR UASB A ESCALA DE LABORATORIO



TRATAMENTO DE AUGAS RESIDUAIS URBANAS NUN REACTOR UASB A ESCALA DE LABORATORIO

RESUMO

Tratáronse augas residuais domésticas da cidade da Coruña nun reactor anaerobio de leito de lodos de fluxo ascendente (UASB), a 20°C. A tempos de retención hidráulico (TRH) superiores a 24 horas, a eficacia na eliminación de DQO_i e de SST permanece practicamente constante e por riba do 85%. Cando se reduce o TRH de 24 a 5 horas, a eliminación de DQO_i diminúe do 85% ó 53% e a eliminación de SST do 89% ó 63%. O metano obtido no biogas representa entre o 20% e o 25% da DQO_i do influente, e aumenta lixeiramente co tempo de operación.

A actividade metanoxénica promedio dos lodos decrece dende 0,32 g DQO_{CH₄}/g SSV.d. ó comezo da posta en marcha até aproximadamente 0,03 g DQO_{CH₄}/g SSV.d. ó final do período de operación, mentres que a concentración promedio dos lodos está no rango de 8-10 g SSV/L. A actividade metanoxénica dos lodos da parte baixa do reactor UASB é superior a 0,1 g DQO_{CH₄}/g SSV.d. A cantidade e a actividade metanoxénica dos lodos anaerobios desenrolados no reactor, parecen ser os principais factores que limitan a eficacia do sistema.

A eficacia na eliminación increméntase nun 10% aproximadamente, cando o reactor UASB se utiliza combinado cun dixestor de lodos de mestura completa (CMSD), para a dixestión externa e estabilización dos sólidos acumulados no UASB. Isto tamén conduce a un incremento da concentración da biomasa e a súa

homoxeneidade no leito, porén, a actividade metanoxénica promedio dos lodos permanece moi baixa.

4.1. INTRODUCCIÓN

A Directiva 91/271/CE do Consello de Europa (1991) establece as eficacias requeridas no tratamento de augas residuais urbanas, en función da sensibilidade das áreas de vertido. Para o vertido en áreas normais a lei fixa unha eliminación entre o 70 e o 90% para a DBO_5 , do 75% para a DQO_t e do 90% para os SST. Por outra banda as concentracións máximas do efluente tratado deben ser de 25 mg DBO_5/L , 125 mg DQO_t/L e 35 mg SST/L . Acadar estes obxectivos implica a implantación de sistemas de tratamento que unan eficacia e economía.

A dixestión anaerobia converteuse no método mais utilizado no tratamento de efluentes de media e alta carga orgánica, debido a súa economía e á baixa produción de lodos. A aplicación de diferentes tecnoloxías anaerobias ó tratamento de augas de baixa carga, como as ARÜ, está sendo estudiaada con bos resultados a baixos TRH. Os reactores anaerobios de leito fluidizado ou de leito granular expandido, con TRH entre 2 e 4 h (Sanz e Fernández-Polanco, 1989, 1990; van der Last and Lettinga, 1992) e o reactor UASB, con TRH entre 4 e 8 h (Vieira and Souza, 1986; Lettinga *et al.*, 1980, 1993; Schellinkhout, 1993; Elmitwalli *et al.*, 1999, 2002; Seghezze *et al.*, 2002) ofrecen os mellores resultados, mentres que o filtro anaerobio necesita tempos mais longos. Por outra banda, o reactor UASB é o mais utilizado en instalacións a gran escala para o tratamento de ARU, aínda que polo momento de forma bastante restrinxida a países de clima templado (Lettinga and Hulshoff Pol, 1991).

O obxectivo deste traballo é estudar o tratamento anaerobio de ARU nun dixestor UASB, a temperatura ambiente de 20°C. Ademais dos parámetros de eficacia, prestaráselle especial atención á caracterización da biomasa no dixestor. Co fin de mellorar a calidade da biomasa e a eficacia do sistema, nunha segunda parte da investigación, propónse e evalúase unha modificación no deseño do equipo experimental.

4.2. MATERIAIS E MÉTODOS

4.2.1. Augas residuais

As augas residuais urbanas alimentadas durante todo o período, proceden dun punto da rede de sumidoiros, dentro do núcleo urbano da cidade da Coruña. No momento da súa recollida, as mostras pasan a través dunha malla de 1 mm de luz, co fin de eliminar os sólidos grosos e son caracterizadas e almacenadas a 4°C até a súa utilización. A alimentación renóvase semanalmente. As características das augas alimentadas durante todo o período, recóllense na **Táboa 4.1**.

4.2.2. Inóculo

Os lodos anaerobios utilizados tanto nos ensaios en continuo como en discontinuo son floculentos e proceden da mestura de tres tipos de lodos anaerobios que tratan lodos primarios, augas residuais de conserveira e augas residuais de azucareira. A mestura ten unha concentración de 89,7 g SST/L e 31,9 g SSV/L, e unha actividade metanoxénica de 0,32 g DQO_{CH4}/g SSV.d a 20°C e 0,75 g DQO_{CH4}/g SSV.d a 35°C. Utilízase 1 L destes lodos para inocular o reactor UASB e 0,5 L para inocular o CMSD.

4.2.3. Instalación experimental

Na primeira fase da experimentación en continuo utilízase un UASB feito en metacrilato, cunha altura total de 45 cm, un diámetro interno de 8 cm e un volume útil de 2 L. O esquema da instalación aparece na **Figura 4.1**. O reactor UASB está situado nunha cámara termostatzada a 20°C. A alimentación, refrixerada a 4°C e homoxeneizada mediante axitación, introdúcese pola parte inferior do reactor UASB mediante unha bomba peristáltica, en períodos de pausa e marcha programados cun temporizador, para acadar en cada momento a VCO e o TRH necesarios.

Táboa 4.1 Características das ARU alimentadas ó reactor UASB^a

Parámetro	Intervalo	Valor medio^b
pH	7,0 – 8,3	7,8 ± 0,05
DQO_t (mg/L)	220 – 985	693 ± 30
DQO_s (mg/L)	63 – 523	322 ± 15
SST (mg/L)	116 – 424	226 ± 10
SSV (mg/L)	90 – 336	192 ± 9
SO₄²⁻ (mg/L)	2,1 – 145,7	38,5 ± 5,9
P-PO₄³⁻ (mg/L)	0,6 – 9,6	5,5 ± 0,3
N-NH₃ (mg/L)	1,8 – 33,8	20,2 ± 1,3
NTK (mg/L)	9,5 – 65,1	37,8 ± 1,8
Alc. (mg CaCO₃/L)	54 – 902	281 ± 44
DQO_s/DQO_t (%)	28,6 – 62,6	46,8 ± 1,4
SSV/SST (%)	51,7 – 97,1	84,7 ± 1,2
N_{org.} (%)^c	4,0 – 82,9	46,1 ± 4,0

a) Recóllese os valores de tódalas alimentación empregadas na experimentación. b) Xunto co valor medio preséntase o intervalo de confianza do 95%. c) (NTK – N-NH₃)*100/NTK.

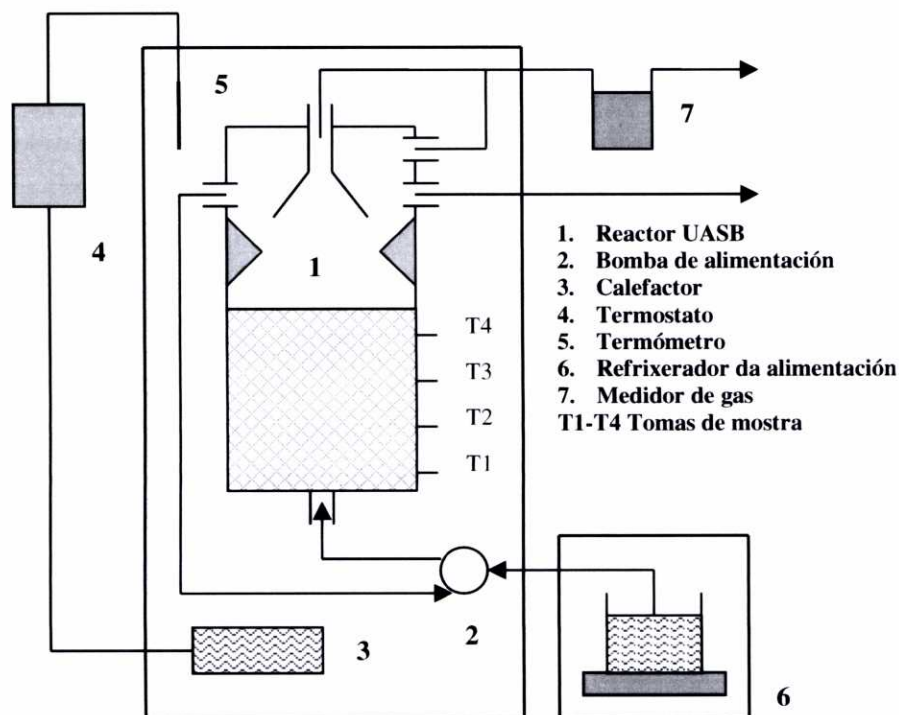


Figura 4.1 Esquema da instalación experimental

Na parte superior do reactor hai un estreitamento e un funil invertido a modo de campá que actúa como separador gas-sólido-líquido. Este deseño sinxelo evita que parte dos sólidos, que son arrastrados polo biogas producido ou por flotación, saian no efluente. O caudal de biogas producido mídese mediante un dispositivo electromecánico (Veiga *et al.*, 1990).

As saídas laterais permiten sacar mostras de lodo a diferentes alturas do leito, co fin de medir a súa concentración e a súa actividade metanoxénica periódicamente. As alturas das tomas son: 0 cm (T1) coincidindo co punto de entrada da alimentación; 8,5 cm (T2); 15,5 cm (T3) e 22,5 cm (T4).

Na segunda etapa da experimentación, o reactor UASB opera en combinación cun dixestor de lodos de mestura completa (CMSD). O CMSD aliméntase con parte dos lodos do leite, retirados da toma superior (T4). A súa vez, o mesmo volume de lodo dixerido é retirado do CMSD para introducilo no UASB pola entrada da alimentación. O CMSD, feito en metacrilato, ten un volume activo de 1,6 L, está axitado mecánicamente e situado nun baño termostático a 35°C. Esta temperatura foi elixida co obxecto de aumentar a velocidade de degradación da materia acumulada nos lodos alimentados ó dixestor.

A produción de metano procedente do CMSD, mídese mediante un sistema de desprazamento de solución alcalina (frasco de Mariotte) igual ó utilizado nos ensaios en descontinuo, pero de maior volume. O esquema desta nova configuración represéntase na **Figura 4.2**.

4.2.4. Estratexia de operación

A experimentación divídese en dúas grandes etapas, diferenciadas pola configuración do equipo experimental, que a súa vez subdivídense en períodos determinados polos diferentes TRH e VCO_i, que se consiguen fixando un caudal de alimentación para cada un deles (**Táboa 4.2**).

A primeira etapa abrangue dende o período I ata o IX cunha parada de 56 días entre os períodos IV e V. Os TRH medios varían dende 88,2 h (período I) ata 5,1 h (período IX), mentres que as VCO_i medias do influente varían dende 0,21 até 3,21 g DQO/L.d respectivamente.

A segunda etapa abrangue dende o período X ata o XIV. Nestes períodos mántense o TRH entre 6 e 7 h e a VCO_i entre 2 e 3 g DQO/L.d. Nesta etapa o

reactor UASB funciona en combinación co CMSD, agás no período X, que se considera de rearranque. Duas veces por semana retíranse 200 mL de lodos da toma T4 do UASB e son introducidos no CMSD. Á súa vez un volume igual de lodos dixeridos é retirado do CMSD e introducido no UASB xunto coa alimentación.

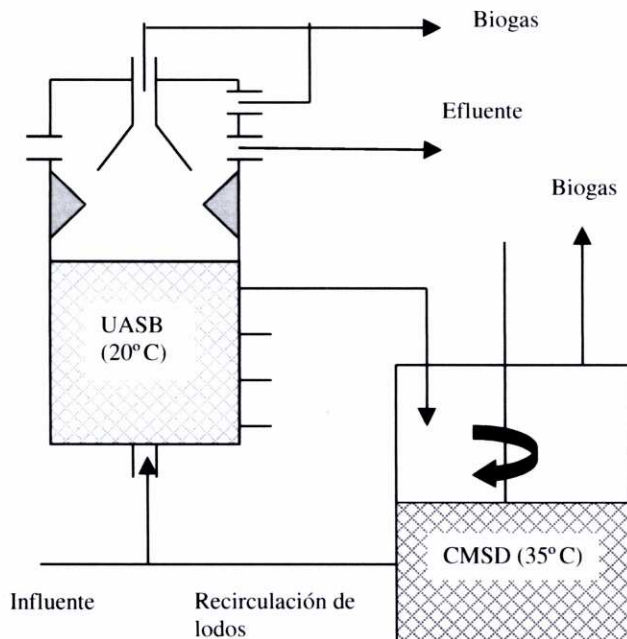


Figura 4.2 Esquema da instalación experimental na segunda etapa

4.2.5. Métodos analíticos

Os métodos analíticos empregados foron os descritos no Capítulo 2.

Táboa 4.2 Períodos nas etapas de experimentación

Etapa	Período	Días Operación	TRH (h)	VCO_i (g DQO/L.d)
1 UASB	I	1-30	88,2	0,21
	II	31-49	32,8	0,65
	III	50-70	24,4	0,48
	IV	71-85	13,4	1,29
	V	143-159	13,7	1,43
	VI	160-170	15,5	0,52
	VII	171-199	8,9	2,13
	VIII	200-212	5,9	2,83
	IX	213-225	5,1	3,21
2 UASB + CMSD	X	296-334	6,9	2,84
	XI	335-348	7,0	2,74
	XII	349-373	7,0	2,59
	XIII	374-397	6,1	2,43
	XIV	398-430	6,4	2,17

4.3. RESULTADOS

Preséntanse os resultados obtidos tanto nas dúas etapas de experimentación en continuo, como nos ensaios descontinuos realizados co fin de caracterizar a biomasa desenrolada no reactor UASB ó longo do tempo.

4.3.1. Operación do reactor UASB

Na primeira etapa de operación faise o seguimento e control dun UASB alimentado con ARU, co obxectivo de determinar os rangos óptimos de operación, en canto a eliminación de materia orgánica e sólidos en suspensión.

Antes de comezar a operar o reactor con ARU, aliméntase durante 15 días con augas sintéticas, co fin de poñer en marcha o equipo experimental e os lodos inoculados. As augas sintéticas son unha mestura de glucosa (1g/L) e macro e micronutrientes, éstos engadíronse en concentración e composición previamente definida (Field *et al.*, 1988).

O comezo da operación con ARU faise a unha VCO_i baixa, que permita a adaptación do inóculo ás augas, para despois aumentala progresivamente. Os valores diarios da VCO_i e do TRH ó longo de toda a etapa aparecen na **Figura 4.3**. As oscilacións observadas nestes parámetros son debidas ás fluctuacións no caudal subministrado pola bomba de alimentación e ás variacións nas características das alimentación. Na **Figura 4.4** represéntanse os valores da DQO_t , DQO_s , SST e SSV tanto do influente como do efluente ó longo de toda a etapa. Na **Táboa 4.3** recóllense os valores medios das características da alimentación e do efluente e dos parámetros de eficacia obtidos en cada período.

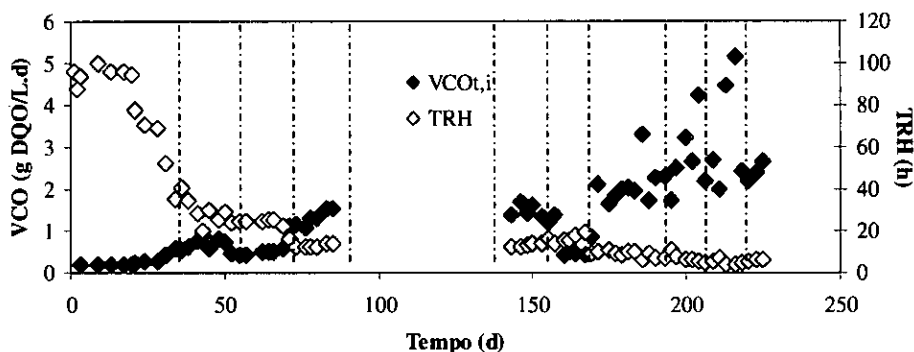


Figura 4.3 Variación da $VCO_{t,i}$ e do TRH na primeira etapa de operación

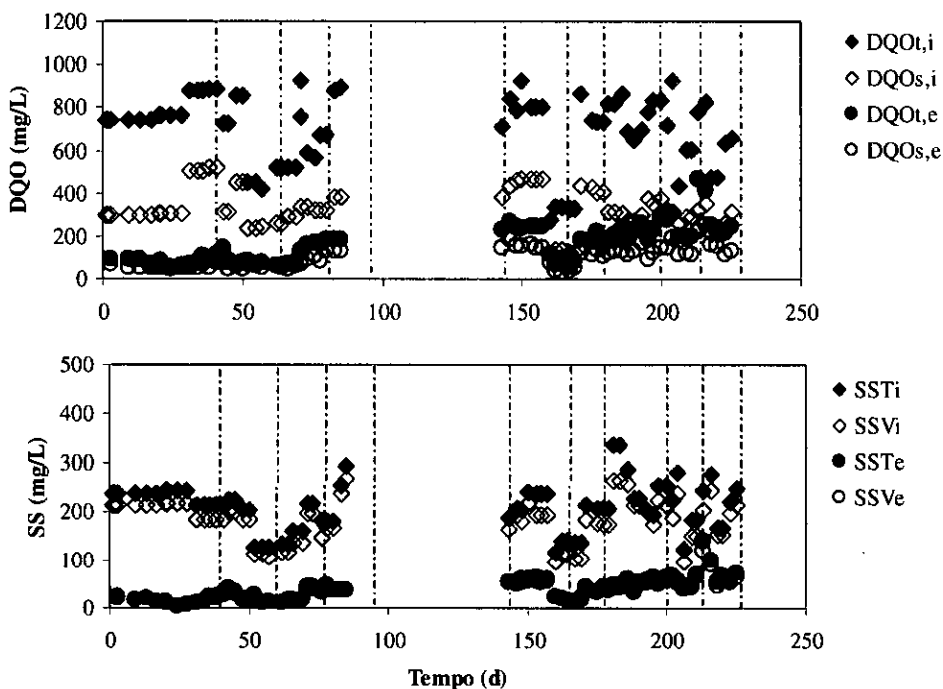


Figura 4.4 Variación da DQO_t, DQO_s, SST e SSV no influente e no efluente na primeira etapa de operación

Durante esta etapa, a DQO_t do influente variou entre 276 e 926 mg/L, presentando un valor medio de 700 mg/L. Análogamente, o contido en SS variou entre 116 e 336 mg/L, cun valor medio de 210 mg/L. A eficacia do tratamento exprésase como porcentaxe de eliminación de DQO total e soluble e de SS totais e volátiles (**Figura 4.5**). Cando os valores do TRH son superiores a 24 h (períodos I, II e III), a eficacia permanece practicamente constante con valores por riba do 85% tanto para a DQO como para os SS. A eficacia do reactor decrece progresivamente cando baixan os valores do TRH, sendo do 53% para a eliminación de DQO e do 63% para a eliminación de SS no período IX onde se

opera ó TRH mais baixo (5 h). Na **Figura 4.6** represéntanse as porcentaxes de eliminación en función do TRH.

Táboa 4.3 Valores medios das características do influente e do efluente e dos parámetros de eficacia por períodos

Período	I	II	III	IV	V	VI	VII	VIII	IX
TRH	88,2	32,8	24,4	13,4	13,7	15,5	8,9	5,9	5,1
Influente									
DQO_t	754	843	486	718	810	319	767	687	642
DQO_s	301	456	260	343	449	125	346	309	280
SST	240	213	138	217	221	134	242	208	221
SSV	214	188	119	197	190	106	209	172	193
Efluente									
DQO_t	73	93	72	166	245	84	204	243	305
DQO_s	54	60	59	106	155	49	125	138	170
SST	14	23	15	40	59	19	48	59	82
SSV	13	21	15	38	54	18	45	54	73
Eficacia									
%DQO_t	90,3	88,8	85,1	76,3	69,7	73,3	73,2	64,0	52,7
%DQO_s	81,9	86,3	77,2	69,0	65,3	60,2	62,8	55,2	38,9
%SST	94,8	89,4	88,7	80,8	73,3	85,3	79,5	70,8	63,0
%SSV	94,5	88,7	87,4	79,8	71,4	82,4	78,2	67,0	62,4
%Metan.	26,0	21,7	22,2	16,4	15,0	51,8	25,1	21,9	23,4

Unidades en mg/L agás o TRH en h. Os parámetros de eficacia indican a redución no efluente con respecto ó influente (% de eliminación), agás a metanización expresada como a porcentaxe de DQO_t do influente que sae no gas en forma de metano ($DQO_{CH_4} * 100 / DQO_t$)

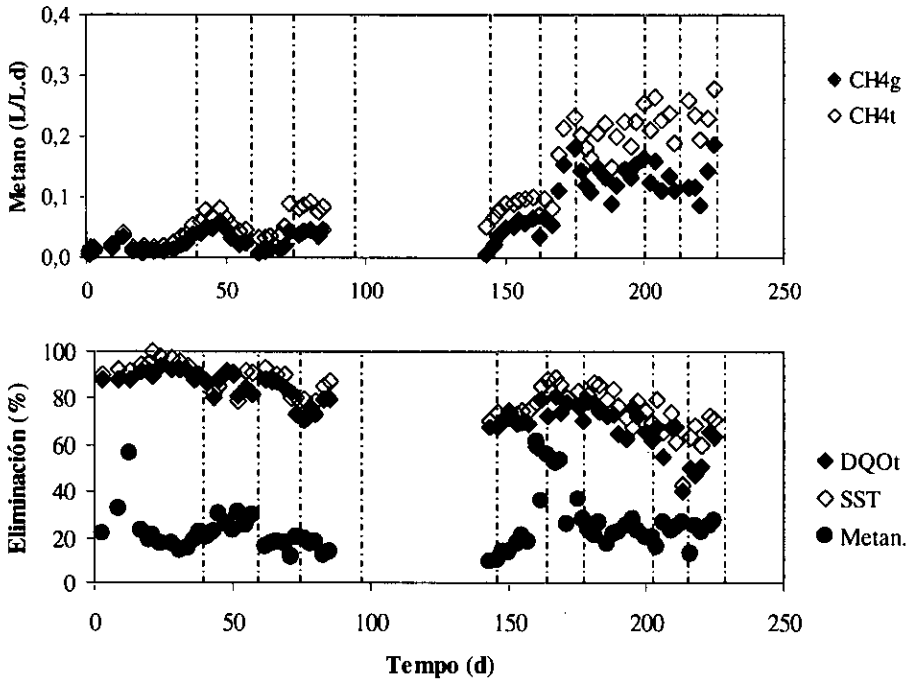


Figura 4.5 Porcentaxe de eliminación de DQO_t e SST e porcentaxe de metanización na primeira etapa de operación

Nos períodos III e VI os influentes presentan unha concentración por baixo da media en DQO e SS. Durante estos períodos aínda que se mantén o comportamento global do reactor, mellora a calidade do efluente ó presentar tamén unha concentración mais baixa en DQO e SS. No período V, despois dunha parada de 56 días, cun TRH practicamente igual ó do período IV (13 h), as eficacias son lixeiramente inferiores como consecuencia do rearranque.

A porcentaxe de metanización obtense tendo en conta o metano presente no biogas e o metano disolto no efluente. O biogas ten unha composición media do 65% en metano. O cálculo do metano disolto no efluente faise aplicando a lei de Henry (Perry and Chilton, 1973), obténdose un valor da solubilidade a 20°C

de 23,1 mg CH₄/L efluente. A produción de metano aumenta a medida que aumenta a VCO_i (Figura 4.5). Porén, a porcentaxe de metanización mantense entre o 20 e o 25% independentemente do TRH (Figura 4.6), agás no período VI no que aumenta até o 52%, posiblemente como consecuencia da menor concentración da alimentación, que permite a degradación de parte da biomasa acumulada no reactor.

A produción de metano no período IX, para o valor máximo de VCO_i, acada o valor de 0,16 L CH₄/L.d no biogas e de 0,28 L CH₄/L.d considerando o metano disolto, dando un valor promedio de 56,9 mL CH₄/L de auga residual alimentada.

O pH no reactor mantense en torno a $7 \pm 0,1$ ó longo de toda a etapa sen necesidade de adicionar ningún composto. Pola súa banda o potencial redox presenta valores negativos, en torno a -200 mV, durante todo o tempo de operación.

Na Figura 4.6 tamén se recollen as características do efluente en función do TRH e a porcentaxe soluble e insoluble da DQO do efluente respecto á DQO_i.

4.3.2. Caracterización da biomasa do UASB

4.3.2.1. Perfil de sólidos e actividade metanoxénica

Co obxecto de estudar a biomasa desenrolada no reactor, retíranse mostras de lodo das tomas laterais, en diferentes momentos da experimentación. Análzanse tanto a concentración de sólidos como a actividade metanoxénica (segundo metodoloxía explicada no capítulo 2).

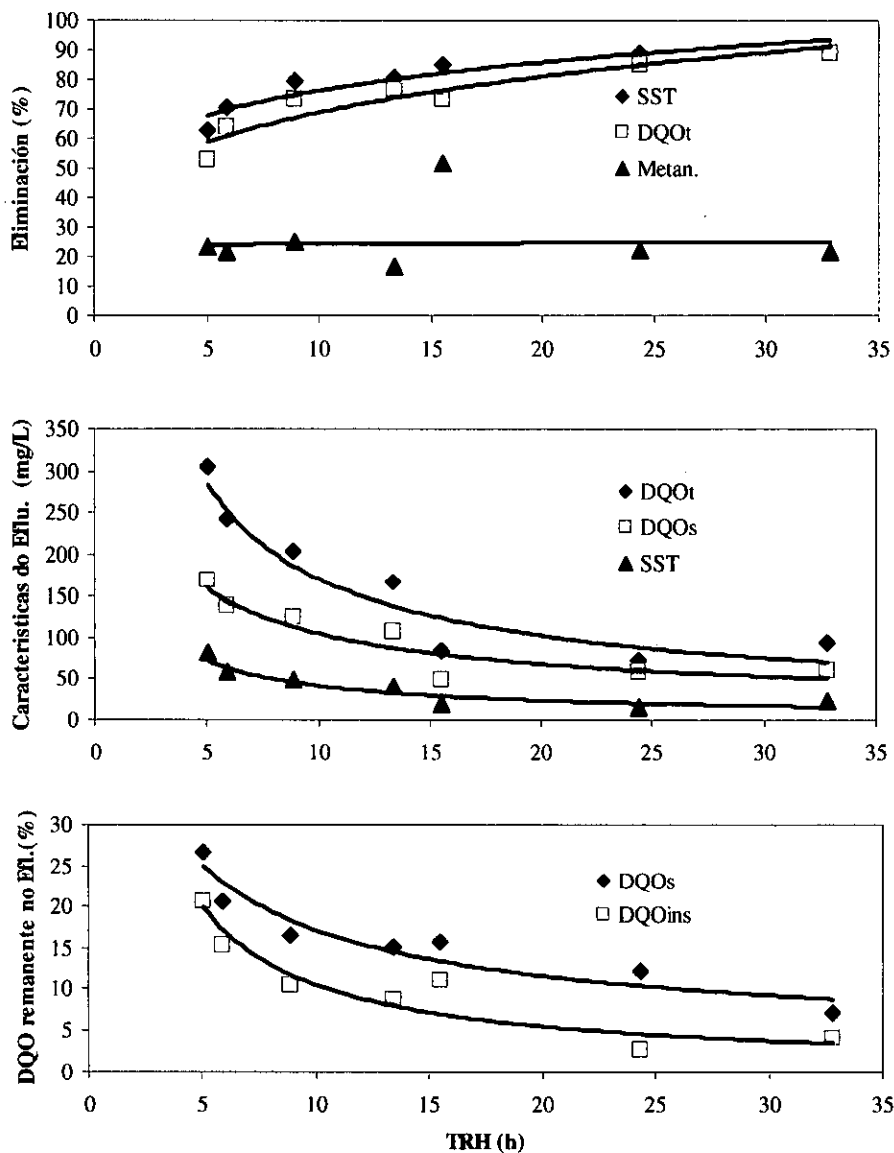


Figura 4.6 Parâmetros de eficácia e conversão em função do TRH

Os resultados obtidos preséntanse na **Táboa 4.4**. O primeiro valor corresponde ó do inoculo, posteriormente tómanse mostras ó final do período IV (antes da parada), ó comezo do período V (despois da parada) e por último no período VIII, case ó final desta primeira etapa de experimentación.

A concentración de SS, tanto totais como volátiles, vai diminuíndo nas tomas de mostra T1 e T2 ó longo do tempo. Na toma T3, hai unha diminución até o período V pero despois no período VIII detéctase un aumento na concentración de sólidos. O leito de lodo non chega a T4 nas tres primeiras mostraxes, pero sí na última, sendo ademais o punto que presenta maior concentración de SS nese momento.

Táboa 4.4 Perfiles de sólidos e de actividade da biomasa na primeira etapa da experimentación

	T1 (0 cm)			T2 (8,5 cm)			T3 (15,5 cm)			T4 (22,5 cm)		
	SS	SSV	Act.	SS	SSV	Act.	SS	SSV	Act.	SS	SSV	Act.
I	89,7	31,9	0,32	89,7	31,9	0,32	89,7	31,9	0,32	0,0	0,0	n.d.
IV	n.d.	n.d.	n.d.	74,5	26,6	0,112	38,2	15,4	0,092	0,0	0,0	n.d.
V	n.d.	n.d.	n.d.	54,9	21,8	0,076	13,8	6,6	0,040	0,0	0,0	n.d.
VIII	15,3	9,2	0,056	6,2	3,0	0,112	37,8	20,0	0,027	41,0	23,1	0,0

Unidades: SS e SSV en g/L e actividade metanoxénica en g DQO_{CH4}/g SSV.d

A evolución da actividade metanoxénica é diferente á da concentración de sólidos. No período IV, hai unha perda importante de actividade metanoxénica, de case un 70% como promedio en todo o leito de lodo. Porén, no período VIII a diferenza entre as tomas faise máis acusada e é en T2 onde se mantén a actividade respecto ó período IV (0,112 g DQO_{CH4}/g SSV.d), diminuíndo aínda mais en T1 (0,056 g DQO_{CH4}/g SSV.d) e en T3 (0,027 g DQO_{CH4}/g SSV.d). Pola

súa banda os lodos presentes en T4, aínda que son os que teñen unha maior concentración en SS, non presentan ningunha actividade metanoxénica.

4.3.2.2. Biodegradabilidade anaerobia do lodo a 20°C e 30°C

Co obxecto de determinar o potencial metanoxénico do lodo, extráense mostras das diferentes tomas durante o período IX (6 final desta etapa) e realízanse ensaios en descontinuo de biodegradabilidade anaerobia. Estes ensaios fanse seguindo a metodoloxía descrita no capítulo 2, en viais de 500 ml e cunha concentración de SSV entre 1 e 2 g/L (debido á diferente concentración do lodo nas tomas de mostra). Ademais co fin de determinar a influencia da temperatura na extensión e na velocidade de produción de metano, realízanse dúas tandas de ensaios, unha a 20°C e outra a 30°C.

Nos viais con mostra de T4, posto que o lodo no ten actividade metanoxénica, inocúlase con lodo fresco, introducindo unha concentración de 2 g SSV/L. Para controlar a produción de metano debida ó inóculo realízanse dous brancos (a 20°C e a 30°C), e esta produción réstase da obtida nos viais T4. O resto dos ensaios fanse sen engadir inóculo. Os resultados móstranse na **Figura 4.7**.

A maior produción de metano obtense nos ensaios co lodo da parte baixa do leito (T1), seguidos dos ensaios cos lodos da parte alta do reactor (T4), tanto a 20°C como a 30°C. Por outra banda a 30°C a velocidade de produción de metano é casi o dobre que a 20°C, aínda que co tempo as cantidades de metano obtidas tenden a igualarse.

Estes resultados indican que no lodo hai unha parte importante de materia acumulada que non ten actividade metanoxénica pero que pode ser biodegradada e metanizada cando se lle dá o tempo suficiente.

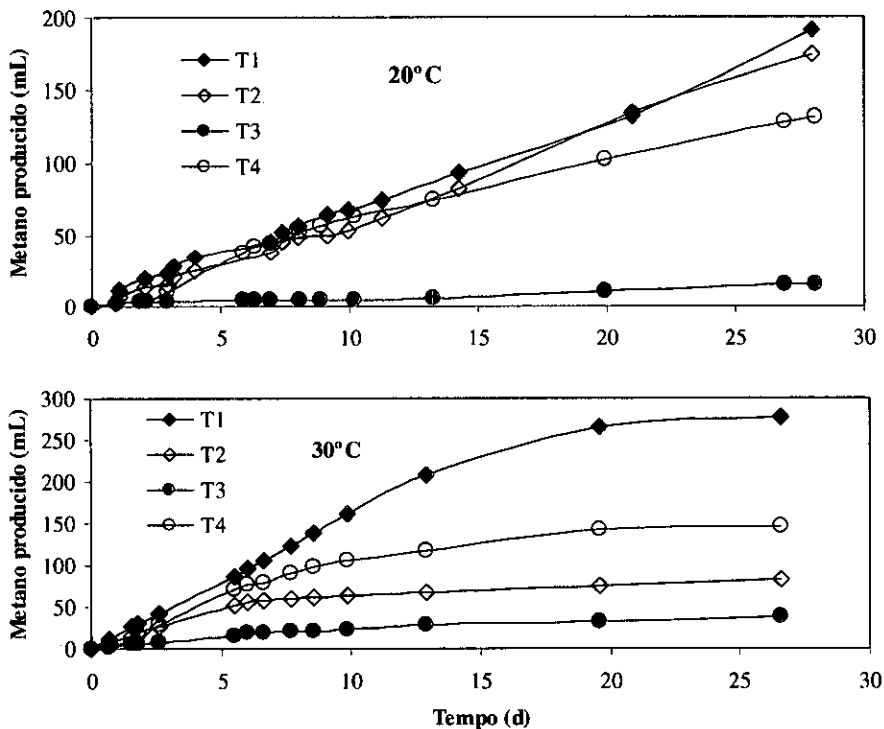


Figura 4.7 Produción de metano nos ensaios de biodegradabilidade do lodo a diferente altura do leito a 20°C e 30°C

4.3.3. Operación do UASB en combinación cun CMSD

Tendo en conta os resultados obtidos nos ensaios en descontinuo, realizados cos lodos do reactor UASB, planifícase unha segunda etapa de operación. Co obxecto de mellorar a eficacia do UASB así como a actividade do

lodo, propónse utilizar un dixestor de lodos de mestura completa (CMSD) que opere a 35°C, para dixerir por separado os lodos da parte alta do leito.

Nesta etapa o reactor UASB opera a TRH entre 6 e 7 h e VCO_i entre 2 e 3 g DQO/L.d. No período X faise o rearranque do UASB e no período XI comeza a funcionar o CMSD en paralelo co UASB.

O CMSD inocúlase con 500 mL de lodo, cunha actividade metanoxénica a 35°C de 0,75 g DQO_{CH_4} /g SSV.d e opera a un TRH e TRS de 28 días. Dúas veces por semana extráense 200 mL de lodo do CMSD que se introducen no UASB coa alimentación, e á vez 200 mL de lodo da toma T4 do UASB son introducidos no CMSD.

Os resultados da operación do UASB nesta etapa recóllense na **Táboa 4.5**. Na **Figura 4.8** recóllense as características do influente o do efluente e na **Figura 4.9** os parámetros de conversión e eficacia. Durante o período X ten lugar unha mellora progresiva na eficacia do dixestor, probablemente paralela a un incremento da biomasa no dixestor. A DQO soluble no efluente era elevada ó comezo deste período, e a alta relación AGV/AT (ácidos graxos volátiles/alcalinidade total) indícanos que pudo ter lugar unha acumulación temporal de ácidos graxos no efluente. Nos seguintes períodos, o reactor presenta unha gran estabilidade nos parámetros medidos, pH, potencial redox e relación AGV/AT e unha mellora progresiva nos parámetros de eficacia, que acadan no período XIV o 81% para a eliminación de DQO total e o 88% para a eliminación de SST. A porcentaxe de metanización tamén mellora respecto da etapa anterior, situándose en torno ó 30% en toda a etapa (33% no período XIV). A composición do biogas é dun 80% en metano e o valor da solubilidade (lei de Henry) é de 28,4 mL CH_4 /L efluente.

Táboa 4.5 Valores medios das características do influente e do efluente e dos parámetros de eficacia por períodos na segunda etapa de operación

Período	X	XI	XII	XIII	XIV
TRH	6,9	7,0	7,0	6,1	6,4
Influente					
pH	7,6	7,8	7,4	8,2	8,0
DQO_t	801	785	758	564	575
DQO_s	338	362	285	306	293
SST	259	246	284	209	222
SSV	226	219	247	163	168
%N_{org}	33,6	41,6	42,3	70,5	50,2
Efluente					
DQO_t	313	228	178	162	109
DQO_s	178	132	93	101	75
SST	84	58	55	35	26
SSV	76	50	48	32	24
%N_{org}	8,8	3,5	13,2	11,3	5,9
Reactor					
pH	6,9	6,8	6,8	6,9	6,8
pot. Redox	-299	-278	-255	-283	-310
AGV/AT	0,28	0,26	0,19	0,19	0,18
Eficacia					
%DQO_t	61,1	70,7	73,7	71,6	81,0
%DQO_s	47,4	63,4	62,3	67,3	74,0
%SST	67,3	76,5	80,6	84,2	88,2
%SSV	66,3	77,4	78,6	80,8	85,9
%Metan.	21,0	29,9	42,9	36,4	32,9
%Prot.Hidrol.	73,1	88,3	64,9	84,6	89,0

Unidades en mg/L agás: TRH (h); pH; potencial redox (mV). Os parámetros de eficacia indican a redución no efluente con respecto ó influente (% de eliminación), agás a metanización expresada como a porcentaxe de DQO_t do influente que sae no gas en forma de metano (DQO_{CH₄}*100/DQO_t). A porcentaxe de proteínas hidrolizadas está calculado en base ó nitróxeno orgánico eliminado.

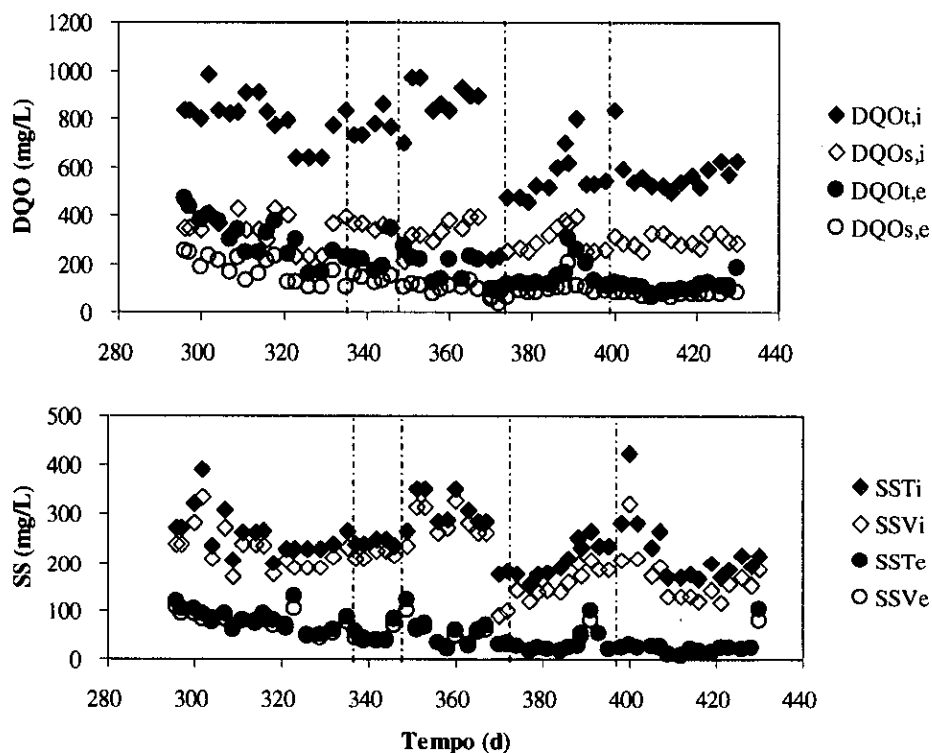


Figura 4.8 Variación da DQO_t, DQO_s, SST e SSV no influente e no efluente na segunda etapa de operación

Nos períodos XII e XIV tómanse mostras de lodo no UASB para facer o perfil de sólidos e de actividade metanoxénica a 20°C. Os resultados recóllense na **Táboa 4.6**. Obsérvase nestes dous perfis unha maior homoxeneidade do leito respecto á primeira etapa de operación, tanto na concentración de SS como na actividade metanoxénica. Porén, os valores da actividade mantéñense baixos, entre 0,01 e 0,02 g DQO_{CH₄}/g SSV.d.

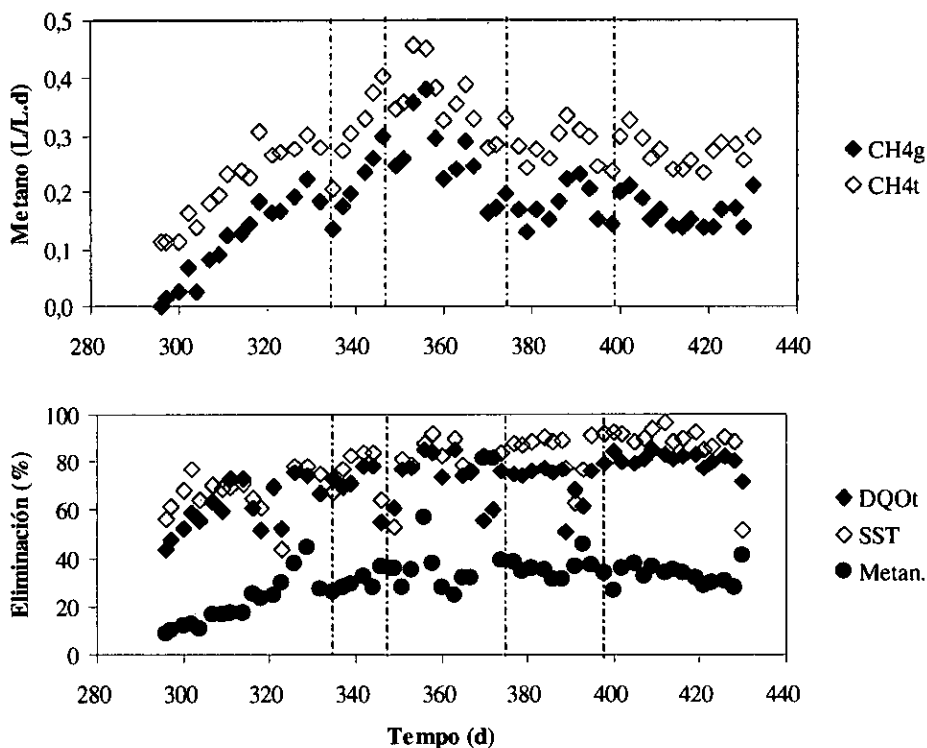


Figura 4.9 Porcentaxe de eliminación de DQO_t e SST e porcentaxe de metanización na segunda etapa

Táboa 4.6 Perfíles de sólidos e de actividade da biomasa na segunda etapa da experimentación

	T1 (0 cm)			T2 (8,5 cm)			T3 (15,5 cm)			T4 (22,5 cm)		
	SS	SSV	Act.	SS	SSV	Act.	SS	SSV	Act.	SS	SSV	Act.
XII	30,5	20,0	0,027	50,4	25,3	0,028	55,6	30,4	0,010	36,9	20,3	0,015
XIV	33,2	22,2	0,012	27,9	17,8	0,014	33,5	20,6	0,020	41,0	23,8	0,017

Unidades: SS e SSV en g/L e actividade metanoxénica en g DQO_{CH4}/g SSV.d

No CMSD faise o seguimento diario da produción de metano, observándose que progresivamente vai diminuíndo. Na primeira semana a produción de metano acada un valor medio de 323,6 mL/d, na segunda este valor é de 165 mL/d e na terceira de 69 mL/d. Un ensaio de actividade metanoxénica a 35°C dunha mostra de lodo do CMSD, collida nesta terceira semana, indica que a actividade é de 0,04 g DQO_{CH₄}/g SSV.d, é dicir un 5% da actividade inicial do inóculo. Tendo en conta estes resultados, a operación do CMSD finaliza no período XIII, aínda que o UASB segue operando durante 32 días mais (período XIV).

4.4. DISCUSIÓN

A eficacia dos dixestores UASB tratando augas residuais urbanas está entre o 50 e o 70% para eliminación de DQO e entre o 70 e o 80% para eliminación de SS, a valores típicos de TRH de 4 a 8 h (Lettinga *et al.*, 1993; Kato, 1994; Wang, 1994), aínda que a eficacia depende mais das características das augas tratadas e dos parámetros de deseño e operación que do TRH. A partir de ensaios en descontinuo establécese un límite do 85% na eliminación de DQO no tratamento anaerobio nunha única etapa (van der Last and Lettinga, 1992).

Os resultados obtidos neste estudo coinciden con outros resultados publicados anteriormente, porén, a eficacia na eliminación, tanto da DQO como dos SS, é claramente unha función do TRH, para TRH < 10 h. Nun TRH mínimo de 5 h, a eliminación de DQO é do 53% e a eliminación de SS do 63%. Estes valores incrementanse até 73% e 80%, respectivamente, para TRH de 8 h no reactor UASB. Porén, o límite obtido a TRH superiores a 1 día é maior do 85% na eliminación de DQO. Isto é debido, probablemente, á relativamente alta DQO das augas domésticas utilizadas neste estudo.

As eficacias de eliminación aumentan en torno a un 10% cando o UASB opera en combinación co CMSD. Esta mellora é debida principalmente á mellor mestura e contacto entre as augas residuais e a biomasa, como consecuencia da recirculación a través do CMSD, que conduce a un incremento na concentración de sólidos no UASB.

Medíronse outros parámetros, no influente e no efluente do UASB, como sulfatos, fosfatos, amonio e nitróxeno total. A eliminación media de sulfatos non é significativa. Aínda que puntualmente hai eliminación de sulfatos, noutros momentos o valor no efluente supera o valor no influente, polo que non se pode establecer un balance de materia consistente.

Respecto ó amonio e ós fosfatos, o valor no efluente sempre supera o valor no influente como consecuencia da hidrólise da materia orgánica que contén nitróxeno e fósforo. O balance de nitróxeno na segunda etapa de operación, tendo en conta amonio e NTK, indica que a hidrólise de proteínas está entre un 65 e un 89% (Táboa 4.5).

Existen poucos estudos acerca das características da biomasa desenrolada nos reactores UASB que tratan este tipo de augas residuais. Lettinga *et al.* (1993) indican que podería obterse unha concentración de 30-40 g SS/L no dixestor, cunha actividade metanoxénica de 0,1 g DQO_{CH_4} /g SSV.d, incluso cando se fai a posta en marcha do reactor sen inóculo, aínda que non hai datos que indiquen se esta actividade metanoxénica corresponde a un valor medio ou a un valor puntual no leito. Neste estudo, atópanse valores similares da actividade nas mostras de lodo da parte media-baixa do reactor durante a etapa I, pero as actividades decaen progresivamente e os valores son inferiores a 0,03 g DQO_{CH_4} /g SSV.d durante a etapa II na que o dixestor UASB funciona en combinación co dixestor de lodos.

Os datos das Táboas 4.4 e 4.6 poden utilizarse para calcular a concentración media de biomasa e a actividade metanoxénica media do leito. Os resultados amósanse na Táboa 4.7 xunto coa produción potencial de metano e a produción medida. Tanto a concentración de lodo como a actividade metanoxénica medias son inferiores ás preditas por Lettinga *et al.* (1993).

O contido de biomasa total activa decrece progresivamente, a pesar da materia orgánica convertida en metano. A produción potencial de metano do UASB é determinada a partir do contido en SSV e da actividade metanoxénica específica medida (utilizando AGV como substrato). Este valor decrece progresivamente despois da posta en marcha, estabilizándose ó final da segunda etapa de operación no rango de 0,22 a 0,30 g DQO_{CH₄}/L.d, un valor mais baixo que a cantidade de DQO convertida en metano. Polo tanto, a pouca cantidade de biomasa activa contida no reactor UASB, podería ser un factor limitante que necesita resolverse para mellorar a eficacia do reactor cando opera a baixos TRH.

Táboa 4.7 Características da biomasa no reactor UASB

Sistema	Período	TRH	Concentración		Act.	Produción de	
			Media		Metan.	Metano	
			SS	SSV	Media	Potencial	Medida
UASB	I	88,2	42,8	15,2	0,320	4,86	-
UASB	IV	13,4	29,2	10,7	0,108	1,16	0,26
UASB	V	13,7	18,9	7,7	0,058	0,45	0,26
UASB	VIII	5,9	16,6	9,1	0,029	0,26	0,71
UASB-CMSD	XII	7,0	29,3	15,9	0,019	0,30	1,02
UASB-CMSD	XIV	6,4	21,9	13,6	0,016	0,22	0,75

Unidades: SS e SSV en g/L; Actividade metanoxénica en g DQO_{CH₄}/g SSV.d; Produción de metano en g DQO_{CH₄}/L.d; TRH en h

Ademais, podería considerarse unha vía de conversión do substrato a metano diferente da vía a través de AGV considerada, para explicar as diferencias entre a produción de metano medida (entre 0,7 e 1 g DQO_{CH₄}/L.d) e a produción de metano potencial (entre 0,22 e 0,30 g DQO_{CH₄}/L.d) calculada en base a concentración e a actividade metanoxénica da biomasa. As bacterias metanoxénicas non acetoclásticas poderían contribuir significativamente á produción de metano.

O decrecemento da actividade metanoxénica do lodo do UASB, xunto co comportamento do CMSD en canto a produción de metano, suxire que a toxicidade metanoxénica pode ser un factor importante que regule a calidade da biomasa no sistema. A toxicidade metanoxénica das augas urbanas en reactores UASB non aparece mencionada na bibliografía, porén, a adsorción sobre lodos primarios e secundarios, de substancias tóxicas que entran no sistema de tratamento coas augas residuais si que se recolle (Koopman and Bitton, 1986).

Estes tóxicos son principalmente metais pesados e hidrocarburos fenólicos e clorados. Nas augas residuais domésticas tamén aparecen varias clases de deterxentes, que mostran toxicidade microbiana e baixa biodegradabilidade baixo condicións anaerobias, así como, ácidos graxos de cadea longa, como palmítico, esteárico e oleico, que se atopan nas ARU en concentracións relativamente altas (Rinzema, 1988) e poden causar toxicidade metanoxénica.

4.5. CONCLUSIÓNS

Os resultados obtidos no tratamento anaerobio de ARU, a 20°C, nun reactor UASB nunha única etapa, indican que se poden acadar os obxectivos de redución de DQO e SS esixidos pola Directiva comunitaria 91/271/CE, cando se opera a TRH superiores a 15 h. Para TRH inferiores a operación no UASB pode

considerarse un bo pretratamento. A TRH entre 6 e 8 h a eliminación de DQO₁ sitúase no 65-70% e a de SST no rango do 70-80%.

O reactor UASB presenta unha gran estabilidade na operación, incluso despois de longos períodos de parada, dos que se recupera acadando rápidamente o estado estacionario. Porén, a biomasa do leito sofre unha perda importante de actividade metanoxénica, como indica o perfil de sólidos realizado ó longo do período de operación. Os resultados indican que se produce unha estratificación do leito. Na parte inferior queda a biomasa que mantén unha certa actividade metanoxénica e na parte superior acumúlase unha gran cantidade de sólidos sen actividade que presentan un gran potencial de biodegradación.

A operación en dúas etapas combinando o reactor UASB a 20°C cun dixestor de lodos de mestura completa a 35°C, incrementa nun 10% as eficacias de eliminación acadadas no UASB como etapa única. A recirculación de parte do lodo do CMSD ó reactor UASB mellora o contacto entre as ARU e a biomasa e contribúe a homoxeneizar o leito no UASB. Así, os obxectivos legais poden acadarse utilizando un sistema UASB-CMSD, con TRH no UASB de 6-8 h.

O TRH no CMSD é de 28 días, porén, debería aumentarse dado que non resulta suficiente para degradar os sólidos acumulados e manter a actividade metanoxénica do lodo.

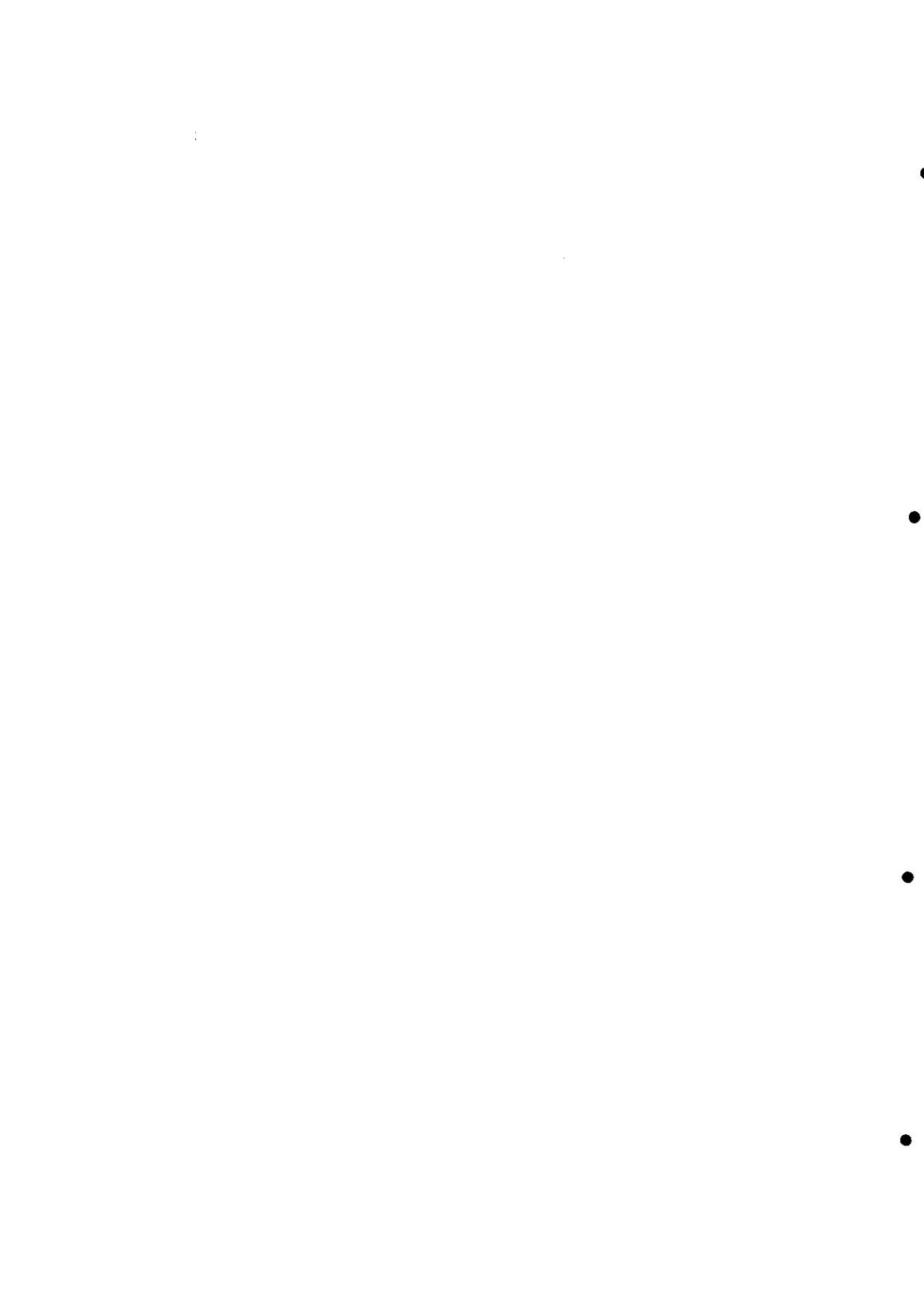
Aínda que en ensaios previos con ARU non se detectou toxicidade metanoxénica, a perda de actividade da biomasa tanto no UASB como no CMSD indica unha posible toxicidade anaerobia das ARU que será estudada posteriormente.

4.6. REFERENCIAS

- Council of Europe (1991) "Council Directive (DIR 91/271/CE) on Domestic Wastewater Treatment". D.O.C.E., 1 135/40, 30 May.
- Elmitwalli, T.A., Zandvoort, M.H., Zeeman, G., Bruning, H. and Lettinga, G. (1999) "Low temperature treatment of domestic sewage in upflow anaerobic sludge blanket and anaerobic hybrid reactors". *Wat. Sci. Tech.* **39**, 177-185.
- Elmitwalli, T.A., Oahn, K.L.M., Zeeman, G. and Lettinga, G. (2002) "Treatment of domestic sewage in a two-step anaerobic filter/anaerobic hybrid system at low temperature". *Wat. Res.* **36**, 2225-2232.
- Field, J., Sierra, R. y Lettinga, G. (1988) "Ensayos anaerobios". Actas del 4º Seminario de depuración de augas residuales. Valladolid, 23-25 de Novembro, pp. 52-81.
- Kato, M.T. (1994) "The anaerobic treatment of low strength soluble wastewaters". Ph. D. Thesis, *Agricultural University of Wageningen*, The Netherlands.
- Koopman, B. and Bitton, G. (1986) "Toxicant screening in wastewater systems". In: G. Bitton and B. Dutka (eds.) *Toxicity Testing Using Microorganisms* Vol. 2 CRC Press, Boca Raton, Florida 101-132.
- van der Last, A.R.M and Lettinga, G. (1992) "Anaerobic treatment of domestic sewage under moderate climate (dutch) conditions using upflow reactors at increased superficial velocities". *Wat. Sci. Tech.* **25**, 167-178.

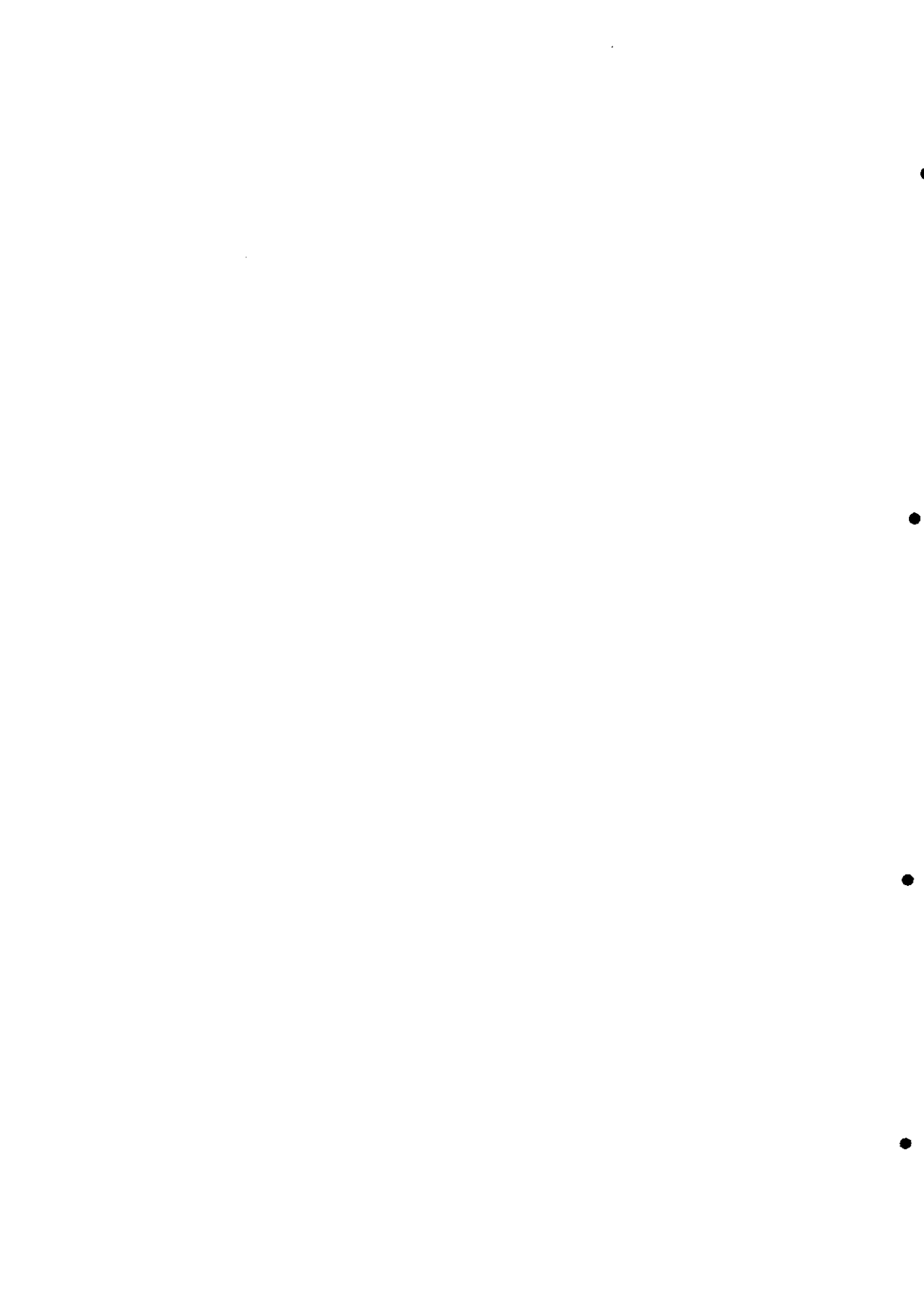
- Lettinga, G., van Welsen, A.F.M., Hobma, S.W., de Zeeuw, W. and Klapwijk, A. (1980) 'Use of the upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment, specially for anaerobic treatment'. *Biotechnol. Bioeng.* **22**, 699-734.
- Lettinga, G., de Man, A., van der Last, A.R.M., Wiegant, W., van Knippenberg, K., Frinjns, J. and van Bueren, J.C.L. (1993) "Anaerobic treatment of domestic sewage and wastewaters". *Wat. Sci. Tech.* **27**, 67-73.
- Lettinga, G. and Hulshoff Pol, L.W. (1991) "UASB-Process design for various types of wastewaters". *Wat. Sci. Tech.* **24**, 109-132.
- Perry, R.H. and Chilton, C.H. (1973) Methane solubility in water, Table 3-138. In: *Chemical Engineer's Handbook* (5th edn.), McGraw-Hill. 3-98.
- Rinzema, A. (1988) "Anaerobic treatment of wastewater with high concentrations of lipids or sulfates". Ph. D. Thesis, *Agricultural University of Wageningen*, The Netherlands.
- Sanz, I. and Fernández-Polanco, F. (1989) "Anaerobic treatment of municipal sewage in UASB and AFBR reactors". *Environ. Technol. Lett.* **10**, 453-462.
- Sanz, I. and Fernández-Polanco, F. (1990) "Low temperature treatment of municipal sewage in anaerobic fluidized bed reactors". *Wat. Res.* **24**, 464-469.

- Schellinkhout, A. (1993) 'UASB technology for sewage treatment: experience with a full scale plant and its applicability in Egypt'. *Wat. Sci. Tech.* **27**, 173-180.
- Seghezzo, L., Guerra, R.G., González, S.M., Trupiano, A.P., Figueroa, M.E., Cuevas, C.M., Zeeman, G. and Lettinga, G. (2002) "Removal efficiency and methanogenic activity profiles in a pilot-scale UASB reactor treating settled sewage at moderate temperatures". *Wat. Sci. Tech.* **45**, 243-248.
- Veiga, M.C., Soto, M., Méndez, R. and Lema, J.M. (1990) "A new device for measurement and control of gas production by bench scale anaerobic digesters". *Wat. Res.* **24**, 1551-1554.
- Vieira, S.M.M. and Souza, M.E. (1986) 'Development of technology for the use of the UASB reactor in domestic sewage treatment'. *Wat. Sci. Tech.* **18**, 109-121.
- Wang, K. (1994) 'Integrated anaerobic and aerobic treatment of sewage'. Ph. D. Thesis, *Agricultural University of Wageningen*, The Netherlands.



CAPÍTULO 5

ESTUDOS DE TOXICIDADE METANOXÉNICA DO LODO DO REACTOR UASB E DAS AUGAS RESIDUAIS URBANAS



ESTUDOS DE TOXICIDADE METANOXÉNICA DO LODO DO REACTOR UASB E DAS AUGAS RESIDUAIS URBANAS

RESUMO

Determinábase a toxicidade metanoxénica causada polo lodo acumulado na parte alta do reactor UASB (Capítulo 4), así como a toxicidade metanoxénica de augas residuais urbanas brutas e centrifugadas, empregando o mesmo lodo activo como inóculo e AGV como substrato.

Diferentes cantidades de lodo acumulado na parte superior do reactor UASB (25, 50 e 75% do volume do vial) mostran o mesmo comportamento, con inhibición da actividade metanoxénica a partir da segunda alimentación e unha progresiva pero parcial recuperación nas sucesivas alimentación. A redución da actividade metanoxénica respecto do branco sitúase para as diferentes concentracións no rango do 80-90% e acádase na segunda ou terceira alimentación. Isto indícanos que existe unha situación de inhibición no dixestor UASB e explica a baixa actividade do lodo acumulado.

Pola outra banda, as augas residuais urbanas tanto brutas como centrifugadas (nestas dase unha eliminación promedio dun 60% dos sólidos en suspensión), provocan unha diminución de até o 33% e o 47% da actividade do branco na primeira alimentación. Nas sucesivas alimentación con AGV pero sen reposición da auga residual urbana (ensaos con exposición única) a actividade vai recuperándose até acadar a do branco, dunha forma algo mais rápida cando se empregan augas centrifugadas.

Noutros ensaios, a 2ª, 3ª e 4ª alimentación realizouse repoiñendo tanto os AGV como a auga residual urbana (exposicións sucesivas ou exposición continuada). Neste caso, obsérvase unha inhibición permanente do 45-50% tanto no ensaio con augas brutas como no ensaio con augas centrifugadas. A concentración efectiva de DQO residual no medio para unha redución da actividade do 50% resulta de 184 mg DQO/L.

5.1. INTRODUCCIÓN

No proceso de depuración anaerobia, o efluente residual ponse en contacto cos lodos anaerobios (granulares ou floculentos), e mediante mecanismos físicos e químicos retense e degrádase a materia orgánica. As sustancias fácilmente degradables son acidificadas rápidamente e convertidas en metano e dióxido de carbono principalmente. No caso de efluentes complexos con elevado contido en sólidos en suspensión, como son as augas residuais urbanas, a licuefacción de sólidos en suspensión e a hidrólise de macromoléculas solubles é un proceso mais lento, no que interveñen enzimas extracelulares excretados por bacterias acidoxénicas. Se o tratamento anaerobio de augas residuais urbanas, se leva a cabo nunha única etapa, detéctase acumulación de sólidos en suspensión inertes no leito, especialmente cando se opera a temperaturas ambiente baixas (20°C ou inferiores), polo que deberían aplicarse TRH altos, entre 9 e 14 horas (de Man *et al.* 1986)

Aínda que na bibliografía revisada non se menciona a toxicidade das augas residuais urbanas, Zeeman *et al.*, (1997) indican que no tratamento de ARU, nun reactor de eliminación de sólidos en suspensión, despois de 60 días de operación a actividade do inóculo decae até un 7% da inicial. Por outra banda tamén se coñece a presenza de sustancias tóxicas nas augas residuais urbanas, como metais pesados, deterxentes e ácidos graxos de cadea longa (Koopman and

Bitton, 1986; Rinzema, 1988), que se acumulan no lodo en maior ou menor concentración.

Os resultados dos ensaios preliminares de toxicidade con ARU que se presentaron no Capítulo 3 deste traballo, non son concluíntes a este respecto. Porén, a caracterización do lodo feita durante a operación do reactor UASB tratando ARU, e posteriormente a caracterización do lodo do dixestor de lodos (CMSD, Capítulo 4) indican unha forte diminución da actividade metanoxénica do inóculo. Para explicar esta perda de actividade apúntanse como posibles causas: a) a presenza de tóxicos nas ARU, que causaría unha inhibición directa da actividade metanoxénica, incrementada pola posible acumulación destes tóxicos no leito de lodos, e b) a simple acumulación de SS no leito de lodos e desprazamento físico da biomasa activa. Ambos factores poden actuar simultáneamente.

O obxectivo do traballo que se presenta neste capítulo é afondar no estudo da toxicidade metanoxénica das augas residuais urbanas, realizando diferentes ensaios de toxicidade anaerobia en descontinuo, tanto con ARU como con lodos do reactor UASB utilizados no tratamento en continuo das augas.

5.2. MATERIAIS E MÉTODOS

5.2.1. Ensaio de toxicidade metanoxénica

Os ensaios de toxicidade metanoxénica lévanse a cabo en viais de 100 mL e o procedemento é igual ó dos ensaios de actividade metanoxénica descrito no Capítulo 2. A diferenza é que nos ensaios de toxicidade hai un branco de referencia onde se determina a actividade metanoxénica do inóculo e nos ensaios sustítúese a auga de dilución do branco polas augas ou lodos dos que se quere

determinar a toxicidade. A substitución da auga de dilución pode ser total ou parcial, indicando, en calquera caso, a porcentaxe de volume do vial que ocupan as augas problema.

Igual que nos ensaios de actividade o substrato utilizado é unha mestura de AGV (acético, propiónico e butírico) de concentración 100:25:25 g/L. A cantidade desta mestura en cada alimentación é de 2 mL/vial, que supón unha concentración de 3,8 g DQO/L (2 g/L de ácido acético, 0,5 g/L de propiónico e 0,5 g/L de butírico).

Tanto as augas residuais como o lodo procedente do dixestor UASB dos que queremos deteminar a súa toxicidade presentan DQO, polo que a DQO total de cada ensaio vai ser variable, dependendo das características e concentración de cada substrato problema.

5.2.2. Inóculo

O inóculo empregado en tódolos ensaios é o mesmo que se utilizou nos experimentos anteriores en continuo e descontinuo, unha mestura de tres tipos de lodos procedentes de dixestores anaerobios que tratan lodos primarios, augas residuais de conserveira e augas residuais de azucareira. A concentración do lodo é de 89 g SST/L e de 28,7 g SSV/L. A determinación de graxas nunha mostra de lodo inóculo indica unha concentración de 0,6 g de graxa/L. A cantidade de lodo empregada en cada ensaio é a mesma, correspondendo a unha concentración final no medio de ensaio de 2,9 g SSV/L.

Dado que algúns dos ensaios teñen por obxectivo determinar a toxicidade do lodo acumulado no dixestor UASB, polo que neses ensaios se empregan simultáneamente o lodo inóculo e o lodo problema cuxa toxicidade se quere

avaliar, será necesario non confundilos cando fagamos referencia a algún deles. Así, empregaremos sempre os términos de "lodo inóculo" ou simplemente "inóculo" para referirnos ó lodo que aporta a biomasa metanoxénica activa ós ensaios, e "lodo acumulado no UASB", "lodo UASB" ou simplemente "lodo" para referirnos ó lodo problema. Así mesmo, cumpre indicar, en relación coa interpretación dos resultados, que o lodo acumulado na toma de mostras T4 do dixestor UASB, cuxa toxicidade metanoxénica avaliamos nestes ensaios, non presenta actividade metanoxénica significativa, segundo se concluíu nos estudos presentados no Capítulo 4.

5.2.3. Métodos analíticos

Os métodos analíticos empregados foron os descritos no Capítulo 2. Outros aspectos da metodoloxía describíense mais adiante, na presentación dos resultados.

5.3. RESULTADOS

Preséntanse os resultados de tres series de ensaios de toxicidade metanoxénica. Na primeira serie avalíase a toxicidade do lodo acumulado no reactor UASB ó final da experimentación en continuo. Nas outras dúas series estúdase a toxicidade das augas residuais urbanas brutas e centrifugadas. En todas elas fanse 4 alimentación sucesivas utilizando como sustrato unha mestura de AGV, determinándose a produción de metano en cada unha delas.

5.3.1. Ensaio de toxicidade do lodo acumulado no reactor UASB

Durante a etapa de operación do UASB en combinación co CMSD, parte do lodo acumulado na zona superior do leito foi retirado do UASB e introducido

no dixestor de lodos de mestura completa co fin de ser dixerido aparte a maior temperatura (35°C). Ó final da operación recolleuse este mesmo lodo situado na parte superior do leito (T4) do UASB para determinar a súa toxicidade metanoxénica a 35°C. O ensaio consta dun branco de referencia e 3 viais con diferentes cantidades de lodo acumulado no dixestor UASB: 25 mL en A1, 50 mL en A2 e 75 mL en A3. As características do inóculo e do lodo recóllense na **Táboa 5.1**.

Táboa 5.1 Características do inóculo e do lodo

	SST	SSV	Graxas	DQO _t
Lodo Inóculo	89,0	28,7	0,6	n.d.
Lodo UASB (T4)	42,8	25,5	4,6	42

Unidades en g/L

Inocúlanse tódolos viais con 10 mL de lodo inóculo, obténdose unha concentración de 2,9 g SSV/L e procédese á primeira alimentación con AGV. Os resultados da primeira alimentación aparecen na **Táboa 5.2**. Cando en tódolos viais se acada un valor estable na produción de metano, lévase a cabo unha segunda alimentación, introducindo 2 mL da mestura de AGV en cada vial. Da mesma maneira introdúcese unha 3ª e unha 4ª alimentación de AGV. A produción de metano nas sucesivas alimentacións, recóllese na **Figura 5.1**.

Na primeira alimentación, tódolos viais producen unha cantidade de metano similar nas primeiras horas, período onde a produción de metano presenta a máxima pendente que determina a actividade metanoxénica máxima. Posteriormente, debido á DQO_t contida no lodo, a produción dos ensaios supera á do branco en cantidade proporcional á do lodo que conteñen. A porcentaxe de DQO do lodo transformada en metano, é igual para os tres ensaios, o 28% en A1

e A2 e lixeiramente inferior, o 26%, en A3. Os resultados indican que non aparece toxicidade na primeira alimentación e que no lodo hai un 28% de materia fácilmente degradable.

Táboa 5.2 Resultados da 1ª alimentación no ensaio de toxicidade do lodo UASB

	Branco	A1	A2	A3
CH₄ producido (mL)	151	263,5	374,5	464
DQO lodo CH₄ (g) *	0	0,29	0,58	0,81
DQO lodo CH₄ (%) **	0	28	28	26

*DQO correspondente ó lodo que é transformado en metano. ** DQO correspondente ó lodo que é transformada en metano referida á DQO total que aporta o lodo. Para facer o cálculo considérase 1,65 g DQO/g SSV, relación que se obtén da caracterización do lodo.

Nas seguintes alimentación, a produción de metano do branco de referencia mantense, indicando que tódolos AGV introducidos son transformados en metano. Nos outros ensaios, a evolución nas sucesivas alimentación presenta diferencias. A produción final de metano nos ensaios con respecto ó branco recóllese na **Táboa 5.3**.

Táboa 5.3 Porcentaxe da produción final de metano nos ensaios respecto ó branco nas sucesivas alimentación de AGV

Alimentación	A1	A2	A3
2ª	35	85	99
3ª	96	77	38
4ª	98	94	49

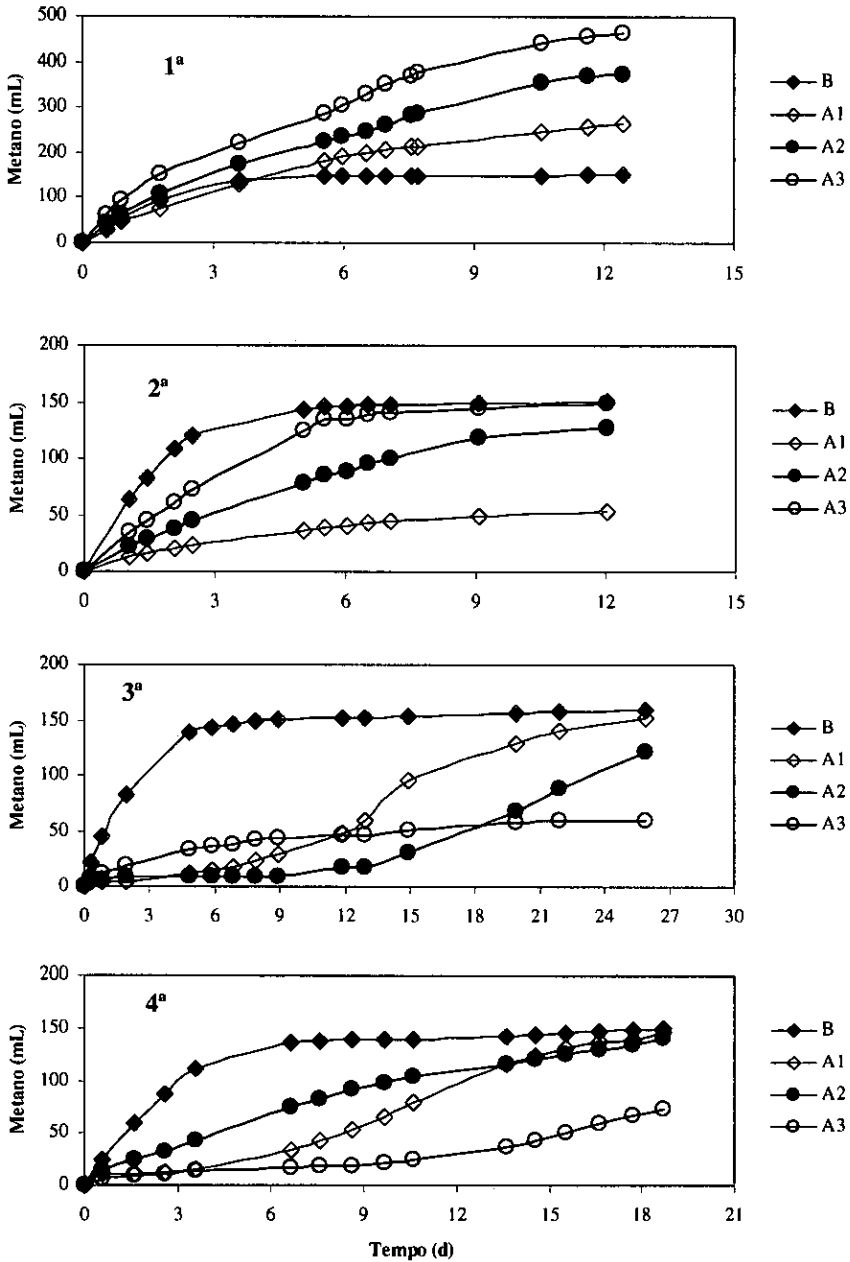


Figura 5.1 Producción de metano no ensaio de toxicidade metanoxénica causada polo lodo do dixestor UASB nas sucesivas alimentación con AGV. B (Branco), A1 (25% lodo), A2 (50% lodo) e A3 (75% lodo)

A **Figura 5.2** mostra a evolución da actividade metanoxénica específica expresada para cada ensaio como porcentaxe da actividade do branco.

No ensaio A1, onde hai menor cantidade de lodo UASB (25%), hai unha clara diminución da actividade na segunda alimentación que se recupera en parte na terceira e na cuarta. A actividade chega a ser nula ó final da segunda alimentación e comenzo da terceira (Fig. 5.1). A porcentaxe de actividade cae até o 16% na segunda alimentación e increméntase despois até o 40% na terceira e cuarta alimentación (Fig. 5.2).

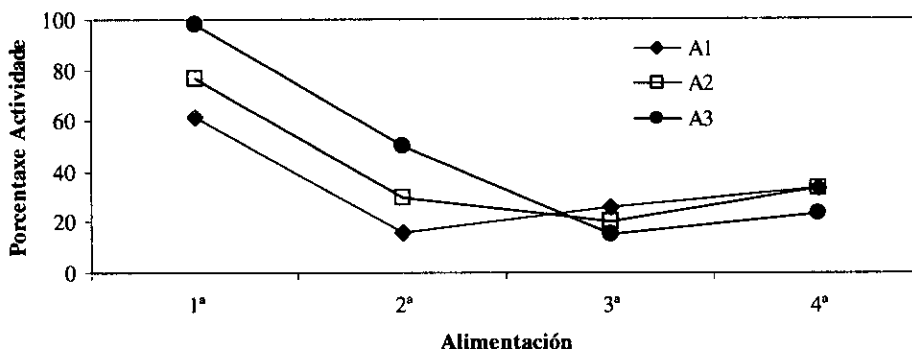


Figura 5.2 Evolución da actividade metanoxénica en cada ensaio expresada como porcentaxe respecto do branco nas sucesivas alimentaciónes. A1 (25%), A2 (50%) e A3 (75%)

No ensaio A2 (50% de lodo) na segunda alimentación detéctase tamén unha perda de actividade metanoxénica, pero non tan severa como en A1 ó comezo. Na terceira alimentación é cando se percibe claramente inhibición, cun período de actividade nula de 12 días, e unha posterior recuperación (35%) que se consolida na cuarta alimentación.

No ensaio A3 (75% de lodo) a produción de metano na segunda alimentación equivale ó 50% da do branco, sendo a porcentaxe mais alta dos tres ensaios, porén, na terceira e cuarta alimentación cae a menos do 10%, recuperándose lixeiramente ó final da cuarta alimentación tras un período de actividade nula de 10 días.

Nos tres ensaios a evolución da actividade metanoxénica é a mesma aínda que cun desfase temporal. En conclusión, o lodo acumulado na parte superior dun dixestor UASB de laboratorio causa unha inhibición intensa (redución do 80-90% da actividade). Pero ha de terse en conta que este lodo non é representativo de todo o dixestor UASB, senon daquela parte do mesmo no que a actividade era inferior.

5.3.2. Ensaio de toxicidade con augas residuais urbanas

Con ARU fixéronse dúas series de ensaios de toxicidade a 20°C. En ambas realizáronse catro alimentación sucesivas con 2 mL de mestura de AGV como sustrato (3,8 g DQO/L) e substituíuse inicialmente a auga de dilución por augas residuais brutas ou centrifugadas (89 mL), agás nos brancos. As mostras centrifugadas obtéñense centrifugando unha parte da mostra de augas brutas, a 4000 rpm durante 5 minutos, co fin de eliminar a maior parte dos sólidos en suspensión. Inocúlanse tódolos viais con 8 mL de lodo fresco, obténdose unha concentración de 2 g SSV/L. Tanto os brancos como os ensaios das dúas series fixéronse por duplicado, sendo os resultados que se mostran de tódolos parámetros o valor medio de ambos.

Nunha das series (Serie 1) hai unha única exposición do inóculo ás augas residuais na primeira alimentación, e nas alimentación sucesivas (ata catro) só se engaden 2 mL da mestura de AGV como sustrato. Na outra serie de ensaios

(Serie 2), entre unha alimentación e outra deixase decantar o lodo nos viais, elimínase o líquido sobrenadante (80 mL) e súsitúese por unha cantidade igual de augas residuais (brutas ou centrifugadas) e 2 mL da mestura de AGV. Desta maneira a exposición do lodo ás augas residuais é continua.

As características das augas residuais brutas e centrifugadas utilizadas móstranse na **Táboa 5.4**. As correspondentes á primeira alimentación utilízanse nas dúas series e as demais só na serie 2. Na táboa tamén se recolle a porcentaxe de redución de DQO que se consegue coa centrifugación. Aínda que é unha porcentaxe variable, dependendo da mostra, sitúase en torno ó 25% para a DQO_t e en torno ó 5% para a DQO_s. A redución de SS resulta dun 60% como promedio.

Na **Táboa 5.5** recóllense os valores da actividade metanoxénica máxima obtidos en cada ensaio para cada unha das alimentación, tanto na Serie 1 como na Serie 2. As evolucións da produción de metano co tempo das dúas series móstranse nas **Figuras 5.3 e 5.4** respectivamente.

Os resultados indican que a actividade metanoxénica, nos ensaios con ARU, diminúe con respecto ó branco na primeira alimentación, igual nas dúas series posto que nesta alimentación non existe ningunha diferenza entre elas. Esta diminución é algo mais acentuada nos ensaios con augas brutas que nos ensaios con augas centrifugadas.

Táboa 5.4 Características das augas brutas e centrifugadas utilizadas nos ensaios de toxicidade de ARU*

Parámetro	Augas Brutas	Augas Centrif.	%Redución
1ª Alimentación			
DQOt	942	671	28,8
DQOs	319	309	3,1
SST	284	100	64,8
SSV	260	96	63,1
2ª Alimentación			
DQOt	855	638	25,4
DQOs	232	209	9,9
SST	274	109	60,2
SSV	249	103	58,8
3ª Alimentación			
DQOt	963	822	14,6
DQOs	314	309	1,6
SST	208	90	56,7
SSV	192	85	55,7
4ª Alimentación			
DQOt	902	688	23,7
DQOs	241	226	6,2
SST	257	107	58,4
SSV	230	100	56,5

Unidades: mg/L. * Na Serie 1 só se utilizan as ARU na primeira alimentación.

A partir da segunda alimentación, na Serie 1, onde só se introduce como sustrato mestura de AGV, as actividades metanoxénicas dos ensaios van recuperándose, chegando incluso a superar á do branco na 4ª alimentación, como consecuencia da degradación da materia orgánica debida ás ARU. A súa vez tamén vai desaparecendo a pequena diferenza que había entre os ensaios con augas brutas e con augas centrifugadas.

Táboa 5.5 Actividades metanoxénicas nas sucesivas alimentación, no ensaio de toxicidade metanoxénica das ARU

Alimentación	Serie 1 (exposición única)			Serie 2 (exposicións sucesivas)		
	B1	A11	A12	B2	A21	A22
1ª	0,15	0,05	0,07	0,15	0,05	0,08
2ª	0,13	0,09	0,11	0,14	0,075	0,11
3ª	0,12	0,12	0,13	0,14	0,07	0,09
4ª	0,12	0,14	0,14	0,15	0,07	0,07

Unidades: mg DQO_{CH4}/g SSV.d. B1, A11 e A12 son respectivamente branco, ensaio con augas brutas e ensaio con augas centrifugadas da Serie 1 e B2, A21 e A22 os mesmos correspondentes á Serie 2.

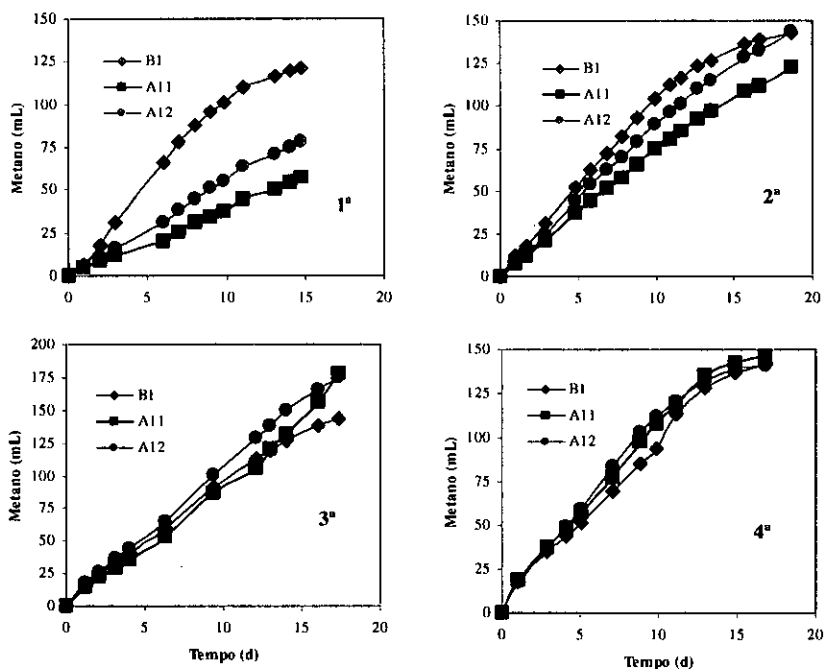


Figura 5.3 Produción de metano fronte ó tempo nos ensaios de toxicidade de ARU (Serie 1)

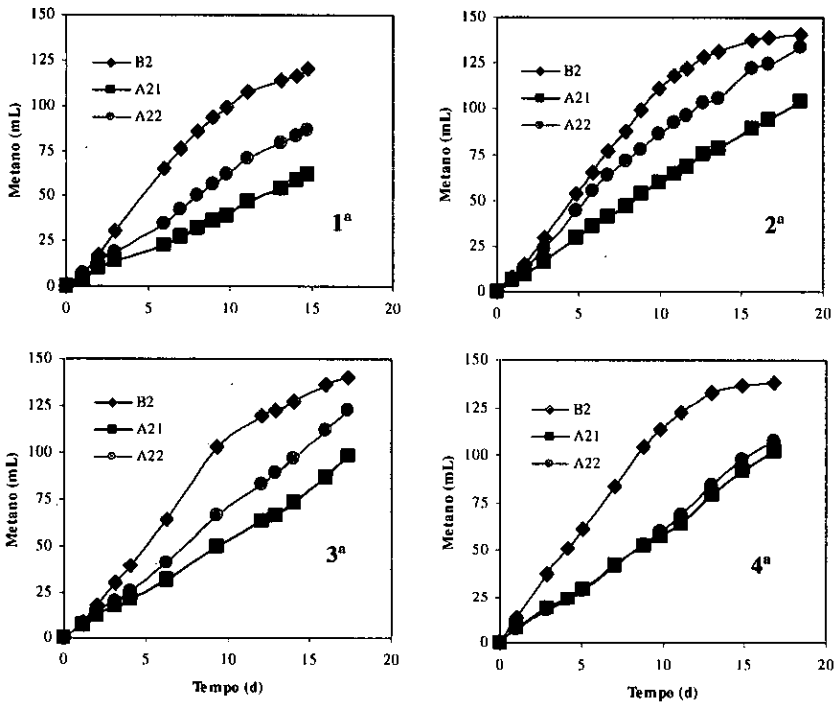


Figura 5.4 Producción de metano fronte ó tempo nos ensaios de toxicidade de ARU (Serie 2)

Na Serie 2, onde se substitúe o sobrenadante dos ensaios por ARU brutas ou centrifugadas e o do branco por auga de dilución, prodúcese un lixeiro aumento da actividade na segunda alimentación que non continúa nas seguintes. O ensaio con augas brutas estáncase nunha actividade de 0,07 mg DQO_{CH4}/g SSV.d, que supón un 47% da do branco. No ensaio con augas centrifugadas, a actividade mellora na segunda alimentación, para despois diminuír na terceira e na cuarta até chegar ó mesmo valor que o ensaio con augas brutas.

A diferente evolución das dúas series móstrase na **Figura 5.5** onde se reflicte a porcentaxe de actividade respecto ó branco de cada un dos ensaios nas catro alimentación.

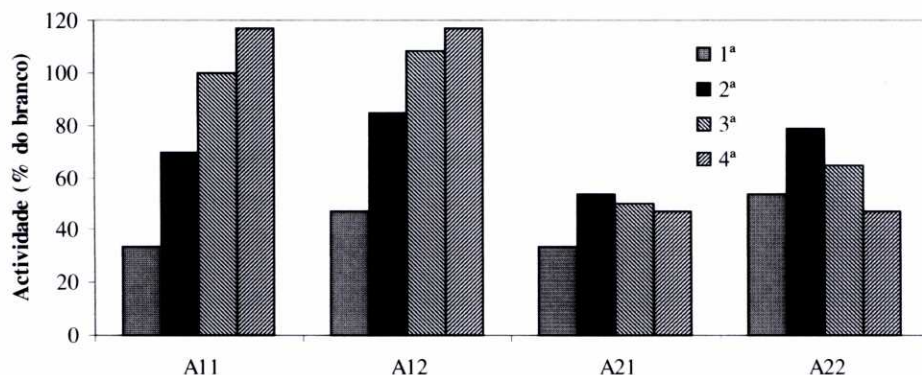


Figura 5.5 Porcentaxe de actividade respecto do branco nos ensaios de toxicidade de ARU brutas e centrifugadas nas sucesivas alimentacións. Comparación dos resultados das Series 1 e 2

Ademais de determinar as actividades metanoxénicas máximas, mediuse ó final de cada alimentación a DQO do sobrenadante en tódolos ensaios (**Táboa 5.6**), de maneira que se pode establecer o balance de materia para cada un dos ensaios. Este balance permítenos analizar a corrección dos experimentos realizados.

Táboa 5.6 DQO do sobrenadante ó final de cada alimentación nos ensaios de toxicidade con augas residuais brutas e centrifugadas.

Alimentación	B1	A11	A12	B2	A21	A22
1ª	19	240	180	17	227	159
2ª	17	278	166	11	191	79
3ª	7	87	24	1	154	67
4ª	24	36	16	5	192	153

Unidades: mg DQO

Nas **Táboas 5.7 e 5.8** recóllese, para cada ensaio, o balance de materia na primeira alimentación e o balance global, tendo en conta as catro alimentación. Nos balances de materia considérase como DQO_i inicial nos viais, a suma da DQO debida ós AGV e ás ARU brutas ou centrifugadas, tendo en conta o volume real de augas introducidas no vial (89 mL na primeira alimentación e 80 mL nas seguintes alimentación da Serie 2). Nos balances de materia globais para determinar a DQO_i inicial réstase a DQO retirada nos ensaios da Serie 2.

Táboa 5.7 Balance de materia da 1ª alimentación nos ensaios de toxicidade de ARU brutas e centrifugadas.

	B1	A11	A12	B2	A21	A22
DQO_{AGV}	380	380	380	380	380	380
DQO_{ARU}	0	84	60	0	84	60
Total inicial	380	464	440	380	464	440
CH₄ recup.	316	150	203	313	161	224
CH₄ disolto	7	7	7	7	7	7
DQO sobre.	19	240	180	17	227	159
Y celular*	14	22	20	15	23	21
Total final	356	419	410	352	418	411
Diferencia	24	45	30	28	46	29
%Diferencia	6	10	7	7	10	7
%Metanización**	85	34	48	84	36	53

Unidades: mg DQO. * Y celular = $0,04 (DQO_{AGV} - DQO_{sobr.} - DQO_{retirada}) + 0,2 DQO_{ARU}$

** % Metanización = $(CH_4 \text{ recuperado} + CH_4 \text{ disolto}) / 100 / DQO \text{ total inicial}$

Na determinación da DQO_i final inclúese a DQO do metano recuperado; a DQO do metano disolto, considerando unha solubilidade de 28,4 mL CH₄/L; a DQO do sobrenadante que medimos entre alimentación e por último unha estimación da DQO correspondente ó crecemento celular. Para estimar o

rendimento celular ($Y_{cel.}$) considérase que é o 4% da DQO_{AGV} eliminada e o 20% da DQO_{ARU} .

A diferenca entre a DQO inicial e a DQO final, na primeira alimentación é en tódolos ensaios inferior ó 10% e no balance global inferior ó 7%, o que indica que na primeira alimentación acumúlase pouca DQO e ademais vai degradándose nas sucesivas alimentación. Do balance global nos brancos, obtense unha diferenca negativa entre a DQO inicial e final, inferior ó 1%, que pode considerarse despreziable.

Na **Figura 5.6** represéntanse os valores da porcentaxe de actividade respecto do branco fronte á DQO final do sobrenadante. Nesta figura apréciase unha boa correlación entre estes parámetros (da que só se excluíu un punto, o correspondente á segunda alimentación do ensaio A11). Canto maior é a DQO do sobrenadante ó final da alimentación correspondente, maior é a inhibición da actividade metanoxénica. As desviacións observadas nesta correlación pódense deber, en parte, á presenza de DQO residual na forma de AGV no momento de realizar a determinación da DQO final. Isto semella claro no caso do ensaio A11 (2ª alimentación), polo que foi excluído da correlación. Así mesmo, pódese concluir que unha exposición cun nivel de DQO de 184 mg/L causa unha redución do 50% na actividade metanoxénica do lodo.

5.4. DISCUSIÓN

A caracterización do lodo procedente do reactor UASB, utilizada nos ensaios de toxicidade, indica que presenta unha elevada concentración de materia orgánica en forma de DQO e un elevado contido en graxas, de 4,6 g/L, fronte ós 0,6 g/L dos lodos utilizados como inóculo. Desta materia acumulada, recupérase

en forma de metano preto dun 30% na primeira alimentación (Táboa 5.2), correspondente á fracción fácilmente degradable. O resto da materia orgánica do lodo parece ser refractario ó tratamento anaerobio, producindo ademais a inhibición da actividade do inóculo, o que se reflicte na diminución de produción de metano nos ensaios respecto á produción de metano do branco. Porén, esta inhibición é temporal, posto que a actividade vai recuperándose progresivamente en tódolos ensaios nas seguintes alimentaciónns.

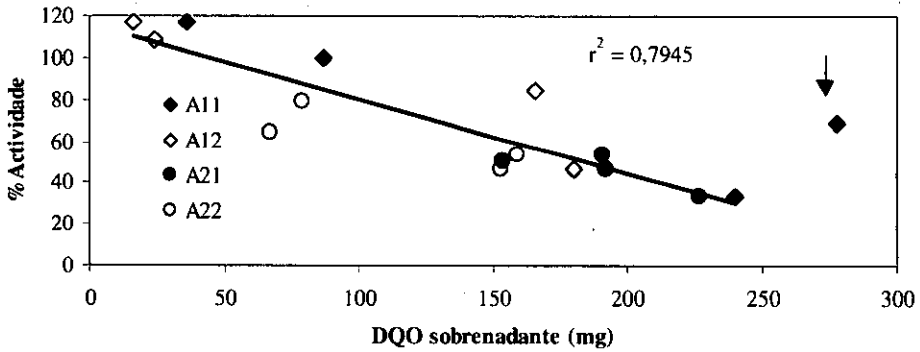


Figura 5.6 Correlación entre a porcentaxe de actividade metanoxénica respecto do branco e a DQO do sobrenadante ó final de cada alimentación en tódolos ensaios. O punto marcado cunha flecha non está incluído na correlación

Nos ensaios de toxicidade con ARU, a diferenza dos ensaios feitos con lodo do UASB, a porcentaxe de DQO correspondente ás ARU é moito menor que a correspondente ós AGV (sustrato fácilmente degradable). Nos ensaios con augas brutas a DQO_{ARU} supón o 18% e nos ensaios con augas centrifugadas o 14%. A pesar disto, a inhibición temporal da actividade metanoxénica, é corroborada polos ensaios con ARU. Na Serie 1 destes ensaios, a actividade

metanoxénica vai recuperándose até acadar a do branco, porque o inóculo só se expón a unha alimentación con ARU.

Táboa 5.8 Balance de materia global nos ensaios de toxicidade de ARU brutas e centrifugadas.

	B1	A11	A12	B2	A21	A22
DQO_{AGV}	1520	1520	1520	1520	1520	1520
DQO_{ARU}	0	84	60	0	301	232
DQO_{retirada}	0	0	0	23	458	244
Total inicial	1520	1604	1580	1497	1364	1508
CH₄ recup.	1439	1368	1411	1411	992	1198
CH₄ disolto	7	7	7	25	25	25
DQO_{sobre.}	24	36	16	5	192	153
Y celular*	60	76	72	60	95	91
Total final	1530	1487	1506	1501	1304	1467
Diferencia	-10	117	74	-4	60	41
%Diferencia	-0,7	7	5	-0,3	4	3
%Metanización**	95	86	90	96	75	81

Unidades: mg DQO. * Y celular = 0,04 (DQO_{AGV} - DQO_{sobre.} - DQO_{retirada.}) + 0,2 DQO_{ARU}

** % Metanización = (CH₄ recuperado + CH₄ disolto) 100/DQO total inicial

Na Serie 2 onde a exposición ás augas residuais é continua, a actividade metanoxénica non se recupera, quedando en torno a un 50% da do branco. Como consecuencia da baixa concentración de ARU nestes ensaios de toxicidade, a diminución da actividade metanoxénica do inóculo non é tan acusada como no reactor UASB ou no CMSD. Nestes reactores a actividade do lodo, despois dun corto período de operación en continuo, baixou até quedar nun 5% da actividade inicial. Así, a porcentaxe de inhibición observada nos ensaios con ARU e

exposicións sucesivas (arredor do 50%) poderíase considerar como a inhibición mínima que terá lugar durante un posible tratamento en continuo.

O feito de que nos ensaios de maior concentración de lodo se manifeste a inhibición mais tarde podería deberse a un efecto inhibitorio selectivo, de tal forma que a inhibición afecta só ou en maior grado ós procesos metanoxénicos acetoclásticos que ós hidroxenófilos. Outras explicacións poderían estar relacionadas coa existencia de procesos de adsorción e desorción de fraccións orgánicas parcialmente solubles.

Respecto á fracción causante da toxicidade, os resultados destes ensaios indican que a concentración de sólidos en suspensión non é determinante. Aínda que os ensaios con augas brutas acusan algo mais a inhibición, a diferenza de comportamento cos ensaios con augas centrifugadas non é significativa.

A acumulación de graxas que se adsorben ós lodos e degrádanse lentamente dando lugar á presenza de ácidos graxos de cadea longa, cuxa toxicidade no proceso de dixestión anaerobia ten sido referenciada, parece ser unha das causas da toxicidade das augas urbanas.

Hwu *et al.* (1996) estudan a toxicidade dos ácidos graxos de cadea longa sobre sete tipos de lodos (diferentes orixes e diferentes características físicas) a 40°C. Como ácido graxo de referencia utilizan oleato sódico, expoñendo a cada tipo de lodo a diferentes concentracións de oleato (entre 0 e 1,67 g/L) durante unha noite, antes de determinar a actividade metanoxénica específica utilizando como sustrato acetato en concentración de 1 g DQO/L. Nestas condicións determinan a concentración que reduce a actividade até o 50% para cada tipo de lodo, obtendo valores entre 0,073 g/L e 0,94 g/L, correspondendo os valores mais baixos ós lodos floculentos e os mais altos ós lodos granulares, chegando á

conclusión de que a toxicidade non depende tanto da orixe do lodo como da súa superficie específica. Os lodos floculentos que presentan maior superficie específica, sufren unha maior inhibición que os lodos granulares. Concentracións equivalentes ós 0,073 g/L (73 mg/L) de ácidos graxos de cadea longa poden atoparse nas ARU utilizadas nos ensaios, e posto que o inóculo é floculento, a presenza destes compostos pode ser unha das causas da inhibición detectada.

Neste sentido, podemos considerar que existen dificultades para evitar a inhibición do lodo nun dixestor anaerobio de etapa simple, xa que o lodo acumulado no interior do dixestor non vai estar constituído só por biomasa activa, senon principalmente por fraccións orgánicas non degradadas, especialmente aquelas non biodegradables ou de difícil biodegradación. Por último, entre os factores que poderían axudar a diminuír esta toxicidade citamos os seguintes: a) mellorar a hidrodinámica de forma que se favoreza a degradación de ácidos graxos de cadea longa, b) degradar ou estabilizar o lodo nun dixestor concentrado de lodos, c) empregar lodo granular, d) realizar un tratamento anaerobio en dúas fases.

5.5. CONCLUSIÓNS

A exposición sucesiva do inóculo ás augas residuais urbanas, en ensaios en descontinuo, provoca a diminución da actividade metanoxénica do lodo nun 50% aproximadamente, o que indica a toxicidade das augas. Tendo como referencia a DQO residual no medio, a concentración efectiva para unha redución da actividade do 50% resulta duns 184 mg DQO/L.

Porén, cando a exposición ás ARU é puntual a actividade metanoxénica do inóculo recupérase, se se deixa tempo suficiente para eliminar a presenza do tóxico.

A eliminación parcial de sólidos en suspensión das ARU, como a que ten lugar nos procesos de decantación primaria, amosa un reducido efecto de diminución da toxicidade o que indica que non é nesta fracción na que se atopa a toxicidade fundamentalmente.

O lodo acumulado na parte superior dun dixestor UASB de laboratorio causa unha inhibición mais intensa (redución do 80-90% da actividade do inóculo) que as propias augas residuais, posiblemente pola concentración do tóxico nestes lodos.

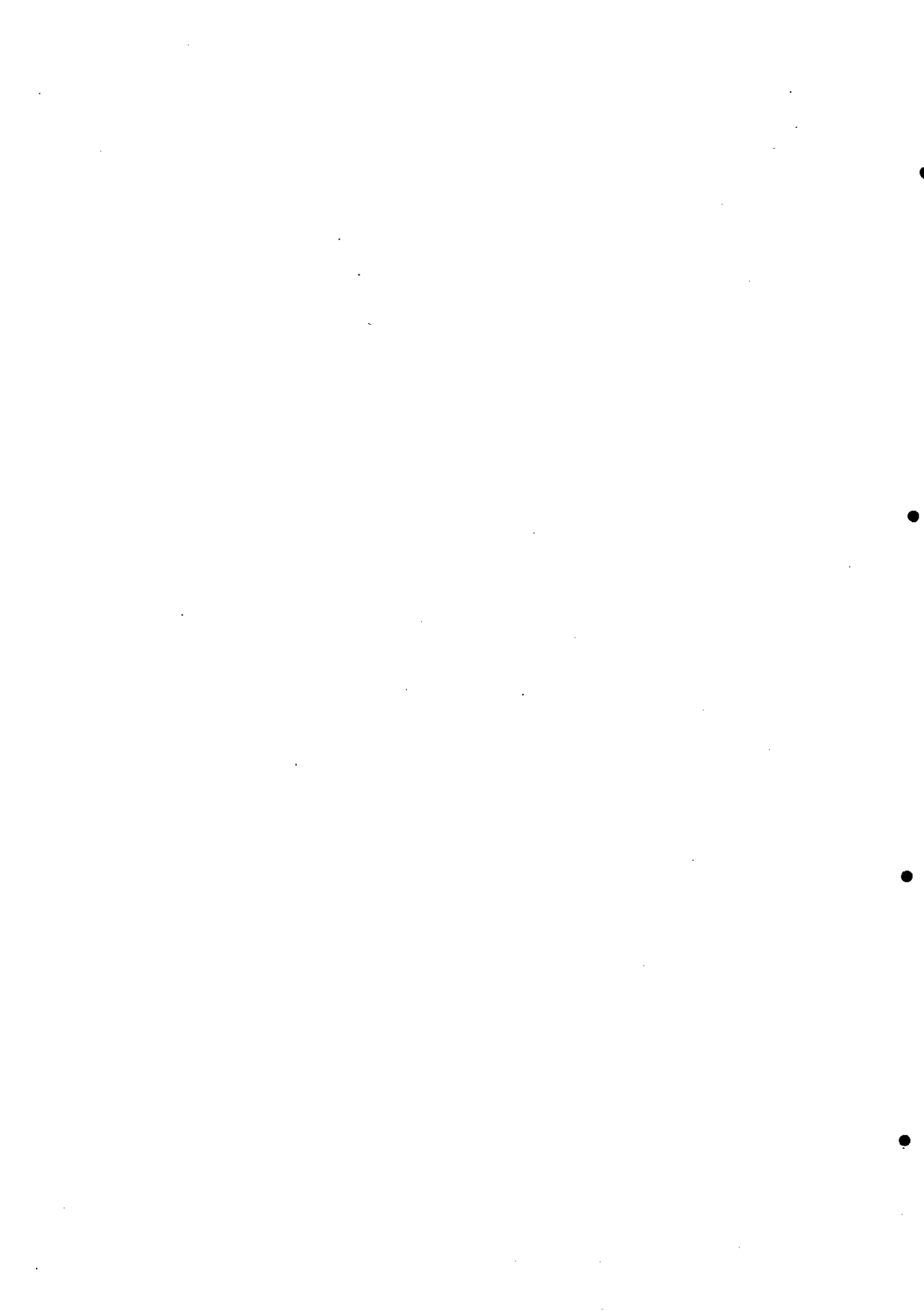
A elevada concentración de graxas no lodo do reactor UASB (4,6 g/L) apunta a que poden ser os ácidos graxos de cadea longa, procedentes da súa degradación, os que causan a toxicidade, polo que a redución das graxas nas ARU reduciría a súa toxicidade sobre as bacterias metanoxénicas.

A mellora das condicións hidrodinámicas dentro do reactor tamén pode axudar a reducir a toxicidade. A mellora do contacto entre as fases e a diminución das limitacións á transferencia de materia poden aumentar a velocidade de degradación dos compostos acumulados no leito, mellorando tamén a calidade da biomasa activa.

5.6. REFERENCIAS

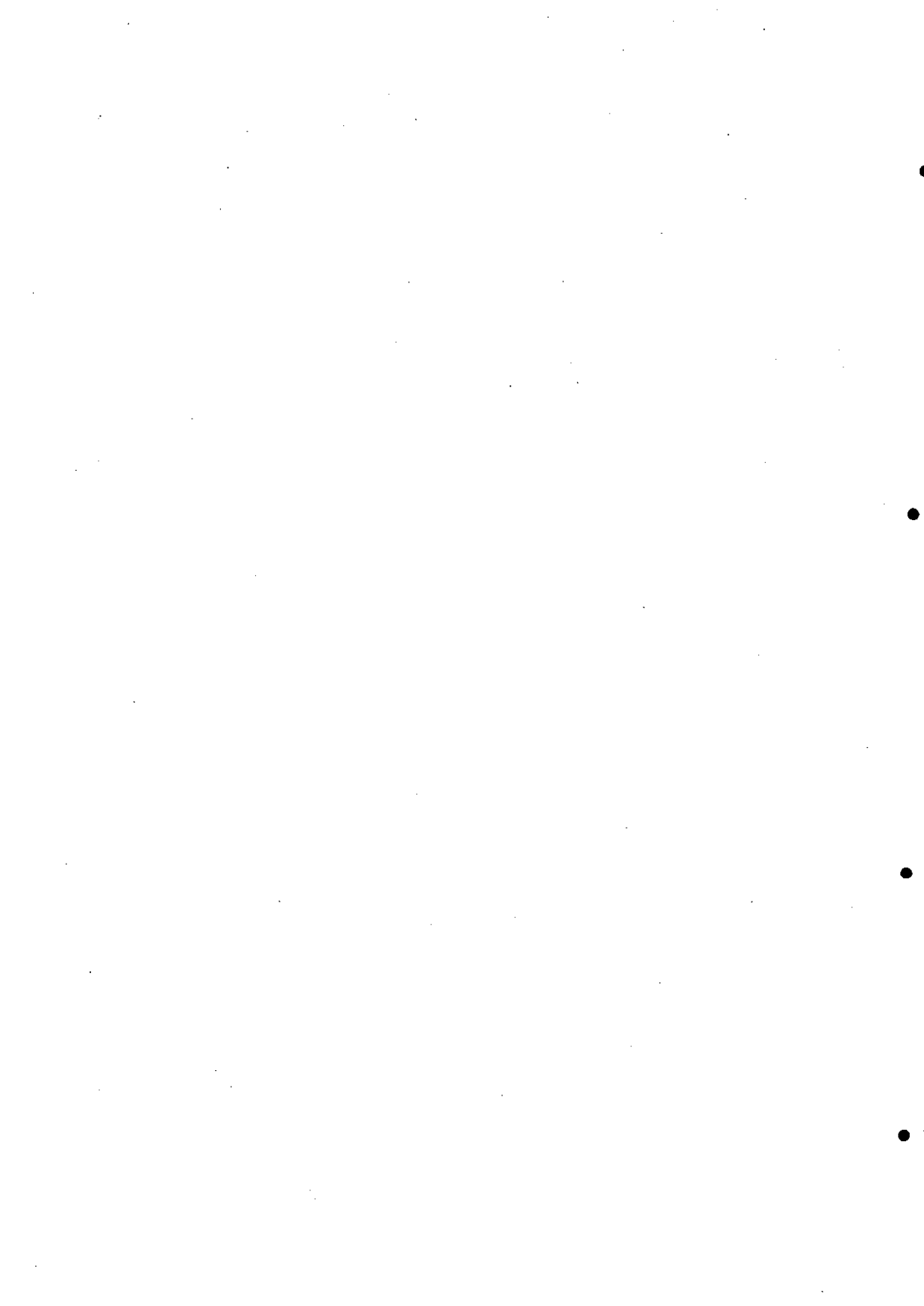
Hwu, C.S., Donlon, B. and Lettinga, G. (1996) "Comparative toxicity of long-chain fatty acid to anaerobic sludges from various origins". *Wat. Sci. Tech.*, **34**, 351-358.

- Koopman, B. and Bitton, G. (1986) "Toxicant screening in wastewater systems". In: G. Bitton and B. Dutka (eds.) *Toxicity Testing Using Microorganisms* Vol. 2 CRC Press, Boca Raton, Florida 101-132.
- Man, A.W.A., de Grin, P.C., Roersma, R.E., Grolle, K.C.F. and Lettinga, G. (1986) "Anaerobic treatment of municipal wastewater at low temperatures". In: *Proceedings of the Anaerobic Treatment a grown up Technology*. Amsterdam (The Netherlands), pp. 453-466.
- Rinzema, A. (1988) "Anaerobic treatment of wastewater with high concentrations of lipids or sulfate". Ph. D. Thesis, *Agricultural University of Wageningen*, The Netherlands.
- Zeeman, G., Sanders, W.T.M., Wang, K.Y. and Lettinga, G. (1997) "Anaerobic treatment of complex wastewater and waste activated sludge –application of an upflow anaerobic solid removal (UASR) reactor for the removal and pre-hydrolysis of suspended COD" *Wat. Sci. Tech.*, **35**, 121-128.



CAPÍTULO 6

COMPORTAMENTO DUN LODO GRANULAR TRATANDO AUGAS RESIDUAIS DOMÉSTICAS BRUTAS. INFLUENCIA DA VELOCIDADE ASCENSIONAL



**COMPORTAMENTO DUN LODO GRANULAR TRATANDO
AUGAS RESIDUAIS DOMÉSTICAS BRUTAS. INFLUENCIA DA
VELOCIDADE ASCENSIONAL**

RESUMO

Empréganse catro dixestores de 100 mL de volume útil, inoculados con lodo granular cultivado en laboratorio, para estudar o comportamento dun lodo granular en dixestores alimentados con augas residuais urbanas brutas a diferentes velocidades ascensionais. O influente presenta como promedio unha DQO_t de 620 mg/L, DQO_s de 248 mg/L, SS de 197 mg/L e SSV de 157 mg/L. Cada un dos reactores opérase a TRH sucesivos de 12, 3-4, 2 e 1 h, diferenciándose entre eles no caudal de recirculación do efluente, que se selecciona para conseguir velocidades ascensionais de 0,8 m/h (R1), 1,7 m/h (R2), 2,4 m/h (R3) e 4,8 m/h (R4).

Os catro dixestores mostran un comportamento moi similar, con elevadas porcentaxes de eliminación de DQO_t (89-68%), DQO_s (83-61%) e SS (93-58%), que se van reducindo progresivamente a medida que se reduce o TRH. Inicialmente rexístrase unha elevada adsorción de materia orgánica soluble sobre o lodo granular, que se veu sumar á acumulación no dixestor de sólidos en suspensión eliminados do influente. O leito granular actúa como un material filtrante e adsorbente moi eficaz e, tras algúns días de operación, desenvolveu unha alta capacidade de hidrólise, que atinxiu ó 88% dos SSV eliminados do efluente. Esta capacidade hidrolítica mantívose a TRS no rango de 30-10 días e TRH de 2-1 h.

Obsérvase unha perda de actividade metanoxénica co tempo nos lodos dos catro reactores, de forma lixeiramente mais acusada cando aumenta a velocidade ascensional. Esta perda de actividade, causada probablemente polo efecto tóxico de substancias presentes no influente e acumuladas no lodo, non foi inmediata, xa que tras 11 días de contacto, a actividade situábase no rango do 86-114% da actividade inicial, mentres que caeu ó 4-11% tras 40 días de operación. O lodo contido nos dixestores ó final do período de operación non se atopaba completamente estabilizado e exercía unha lixeira toxicidade metanoxénica.

6.1. INTRODUCCIÓN

Nos estudos realizados previamente no dixestor UASB de 2 L (capítulo 4), detectouse a perda de actividade nos lodos ó longo do período de operación. Nese caso o reactor operou a diferentes velocidades de carga orgánica (VCO) da alimentación, sen aplicar ningunha recirculación, o que implicaba unha velocidade ascensional do líquido moi baixa, 0,07 m/h, para un TRH de 6 h. Así mesmo, observouse unha estratificación do lodo no dixestor, permanecendo a parte mais activa na zona inferior do dixestor e acumulándose lodos sen actividade metanoxénica e con grandes cantidades de graxas na zona superior. A combinación do dixestor UASB co dixestor de estabilización do lodo supuxo unha homoxeneización do leito de lodos no UASB, pero non un incremento da actividade metanoxénica.

No dixestor UASB de 2 L (capítulo 4) empregouse como inóculo un lodo floculento, que mantivo estas características ó longo de todo o período de operación. Outra alternativa no tratamento anaerobio de augas residuais urbanas sería a operación en condicións que favorezan a granulación ou o mantemento desta característica cando o lodo xa é granular. Esta posibilidade aparece confusa no estudo da bibliografía, xa que algúns autores indican o desenrolo de lodo

granular e o seu mantemento durante a operación de dixestores tratando augas residuais presedimentadas (Vieira *et al.*, 1994; van der Last and Lettinga, 1992), así mesmo, tense indicado que o lodo granular non se ve afectado negativamente cando o influente se cambia a augas brutas (Vieira *et al.*, 1994).

Porén, outros estudos indican que nos dixestores UASB, o tratamento de efluentes con sólidos en suspensión, sólidos coloidais ou materia graxa leva á acumulación e adsorción destas substancias sobre o lodo granular, o que provoca o deterioro do lodo, que pode perder total ou parcialmente a súa actividade metanoxénica (Kato, 1994).

O lodo granular poderíase deteriorar pola simple acumulación de sólidos inertes procedentes da alimentación no leito de lodos, desprazando ó lodo activo, ou mesmo causar a desintegración dos gránulos. En relación con este aspecto, unha elevada hidrólise dos sólidos influentes podería contrarrestar o efecto de desprazamento do lodo activo. O lodo tamén se podería ver afectado na súa actividade metanoxénica específica, por causa de procesos de inhibición coma os descritos no capítulo 5 sobre lodos floculentos, porén, nese caso a toxicidade non se vñu reducida pola eliminación previa dos sólidos en suspensión.

Por outra banda, algúns estudos (Rinzema, 1988) indican que unha maior expansión do leito de lodos, por exemplo mediante un aumento da velocidade ascensional do líquido, axuda a un mellor contacto entre as fases líquida e sólida á vez que favorece a biodegradación dos lípidos. Por isto, cabería pensar que unha maior velocidade ascensional nos dixestores permitiría unha maior eficacia de depuración e axudaría ó mantemento da actividade da biomasa.

O dixestor de leito expandido permitiría un mellor funcionamento con estes substratos, ó incrementar as condicións de mestura, segundo se comprobou no

tratamento de efluentes con ácidos graxos de cadea media e longa. Así, nun EGSB (Expanded Granular Sludge Bed), a biodegradación de ácidos graxos de cadea longa foi satisfactoria, atinxíndose eficacias do 83-91% a TRH de 2 h e velocidades ascensionais de 7-8 m/h (Rinzema, 1988), aínda que os resultados non foron tan satisfactorios cando o influente contiña triglicéridos emulsionados.

A velocidade ascensional é unha variable que determina a expansión do leito de lodos e que diferencia entre as condicións de operación dun dixestor UASB e un dixestor EGSB. A operación dun dixestor con lodo granular como o dixestor de leito expandido pode garantirse mediante a recirculación do efluente para atinxir velocidades da orden de 4-5 m/h ou superiores.

O obxectivo do presente estudo é determinar o comportamento dun lodo granular tratando en continuo augas residuais urbanas brutas e a posible influencia da velocidade ascensional tanto na eficacia da operación coma no mantemento da actividade da biomasa. Así mesmo, analízase o comportamento dos sólidos do influente e a hidrólise ou acumulación dos mesmos no leito de lodos.

6.2. MATERIAIS E MÉTODOS

6.2.1. Augas residuais

Alimentáronse os reactores con augas residuais urbanas brutas, recollidas da rede de sumidoiros, filtradas a través dunha rexilla metálica de 1 mm de luz para eliminar os sólidos grosos. As características da auga residual influente indícanse na **Táboa 6.1**.

Táboa 6.1 Características das augas residuais urbanas

Parámetro*	Valor máximo	Valor mínimo	Valor medio**
pH	9,2	7,3	7,8±0,3
DQO _t	791	498	620±45
DQO _s	277	208	248±11
SST	346	134	197±31
SSV	256	112	157±21
Sulfatos	115	11,1	16,6±14
Fosfatos	11,2	4	5,7±1,2
Amonio	30,9	4	12,5±4,1
NTK	57,4	18,9	32,5±5,0
Graxas	230	39,8	86,4±26
AcH	29	1,4	9,1±3,8
PrH	12	0	2,3±2,2
BuH	2,1	0	0,3±0,3

* Tódolos valores en mg/L, agás o pH. ** Valor medio ± intervalo de confianza do 95%

6.2.2. Inóculo

Cada un dos reactores foi inoculado con 25 g de lodo húmido granular, obtido nun reactor de laboratorio alimentado con augas sintéticas (Soto *et al.*, 1997). Este lodo tiña unha concentración de 31,4 mg ST/g lodo húmido e de 28,4 mg SV/g lodo húmido, o que nos dá unha concentración inicial de biomasa de 7,8 g SST/L e 7,1 g SSV/L nos reactores. A actividade metanoxénica do lodo a 20°C era de 0,28 g DQO_{CH₄}/g SSV.d

6.2.3. Instalación experimental

Dispúxose de catro reactores cilíndricos de 100 mL de volume útil, que foron inoculados con lodo granular e alimentados con augas urbanas. Os reactores UASB, construídos en metacrilato, de 2 cm de diámetro e 40 cm de altura, instaláronse nunha cámara termostatzada a 20°C (**Figura 6.1**). Na parte superior dos cilindros instalouse, a modo de separador gas-sólido-líquido unha bóla de vidro soportada nunha rexilla de plástico. A recirculación parte dunha toma lateral situada xusto por debaixo da rexilla e introdúcese no mesmo punto da alimentación.

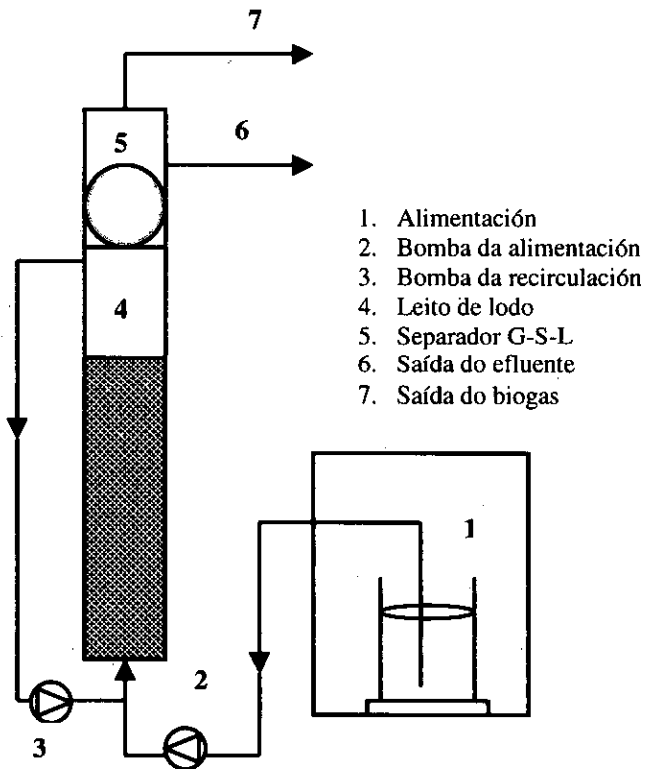


Figura 6.1 Esquema de cada un dos reactores experimentais

6.2.4. Estratexia de operación

Planificouse a operación en catro etapas sucesivas a diferentes TRH, comezando a 12 h e reducindoos progresivamente. Co fin de fixar diferentes velocidades ascensionais, no rango que vai dende velocidades típicas do UASB, até velocidades próximas ó EGSB, en cada reactor aplicouse unha relación de recirculación diferente. Ademais, tamén se variou o caudal de recirculación para cada TRH coa finalidade de conseguir velocidades constantes para cada reactor. As velocidades ascensionais seleccionadas, así como as condicións de operación indícanse na **Táboa 6.2**. O período total de operación dos reactores foi de 62 días.

Durante o período de operación medíronse diariamente os caudais de alimentación e efluente e periódicamente o pH, a DQO total e soluble, os SST, SSV, e a concentración de AGV (acético, propiónico e butírico). A medida de biogas non se realizou, debido á baixa produción esperada, polo que non se poderán realizar balances de DQO. Porén, realízanse balances de SSV e determínase a hidrólise dos sólidos en suspensión presentes no influente residual.

Táboa 6.2 Condicións de operación dos reactores

Etapa	Días	TRH (h)	VCO (g DQO/l.d)
I	11 (1-11)	12	1,6
II	29 (12-40)	4-3	4
III	13 (41-53)	2	8,6
IV	9 (54-62)	1	10,7
Velocidade ascensional (m/h)			
R1	R2	R3	R4
0,8	1,7	2,4	4,8

A actividade metanoxénica do lodo nos reactores determinouse ó final das etapas I e II. Ó final da operación determinouse a biodegradabilidade e toxicidade metanoxénica do lodo acumulado. Outros aspectos dos métodos experimentais foron descritos no capítulo 2.

Os ensaios de actividade metanoxénica realízanse en viais de 100 mL de volume útil, utilizando como sustrato 1, 0,25 e 0,25 g/L de acético, propiónico e butírico, respectivamente. Como inóculo engádese lodo procedente dos diferentes reactores, variando a concentración de SSV nos ensaios entre 1,1 e 1,6 g/L.

Os ensaios de biodegradabilidade e toxicidade do lodo acumulado nos dixestores realizáronse igualmente en viais de 100 mL de volume útil, empregando 10 mL de lodo fresco como inóculo (1,84 g SV/L no vial), e engadindo nunha primeira alimentación 50 mL de lodo do reactor correspondente como sustrato. Ademais engadíronse 0,1 mL das solucións de macro e micro nutrientes e solución reductora de Na_2S (Capítulo 2) e 0,5 g de NaHCO_3 . Fíxose un branco coas mesmas características pero sen lodo procedente dos reactores. Nunha segunda alimentación engádense AGV como sustrato, en concentracións de 1, 0,25 e 0,25 g/L de acético, propiónico e butírico, respectivamente. A primeira alimentación permite determinar o potencial metanoxénico do lodo acumulado (biodegradabilidade anaerobia), ó tempo que constitúe unha alimentación de exposición do lodo inóculo ó lodo procedente dos reactores. A segunda alimentación permite determinar a actividade metanoxénica residual do lodo inóculo e por tanto a toxicidade ou inhibición causada sobre o mesmo polo lodo procedente dos dixestores.

6.3. RESULTADOS E DISCUSIÓN

6.3.1. Operación e eficacia de depuración

Dado que as características do influente foron practicamente constantes ó longo do período de operación (**Táboa 6.1**), analizaremos aquí a evolución das características do efluente dos dixestores. A **Figura 6.2** móstranos que os diferentes parámetros no efluente evolucionan dunha forma moi similar, existindo só pequenas diferencias dun a outro dixestor. A concentración de SS e DQO_t van parellas e incrementáanse a medida que se reduce o TRH. A perda de SS (e de SSV, que mostran un comportamento moi similar ó dos SS) no efluente é moi reducida a TRH de 12 e 4 h, e incrementáanse a TRH inferiores, aínda que señ afectar á estabilidade dos dixestores. A retención de biomasa pódese considerar boa para TRH superiores a 2 h.

A DQO_s no efluente dos dixestores permanece practicamente constante ó longo do tempo, para os diferentes TRH, reducíndose ó final (TRH de 1 h) nos dixestores R2, R3 e R4, pero non no R1. En canto á concentración de AGV, só no período IV, a TRH de 1 h, aparecen concentracións apreciables no efluente, equivalentes aproximadamente ó 20% da DQO soluble.

Existe pois unha clara influencia do TRH no rango de operación, mentres que a velocidade ascensional afecta pouco á operación dos dixestores. A **Figura 6.2** móstranos que as concentracións de DQO_t e SS no efluente eran lixeiramente mais elevadas no dixestor que operaba coa maior velocidade ascensional (R4), sobre todo nos TRH mais elevados.

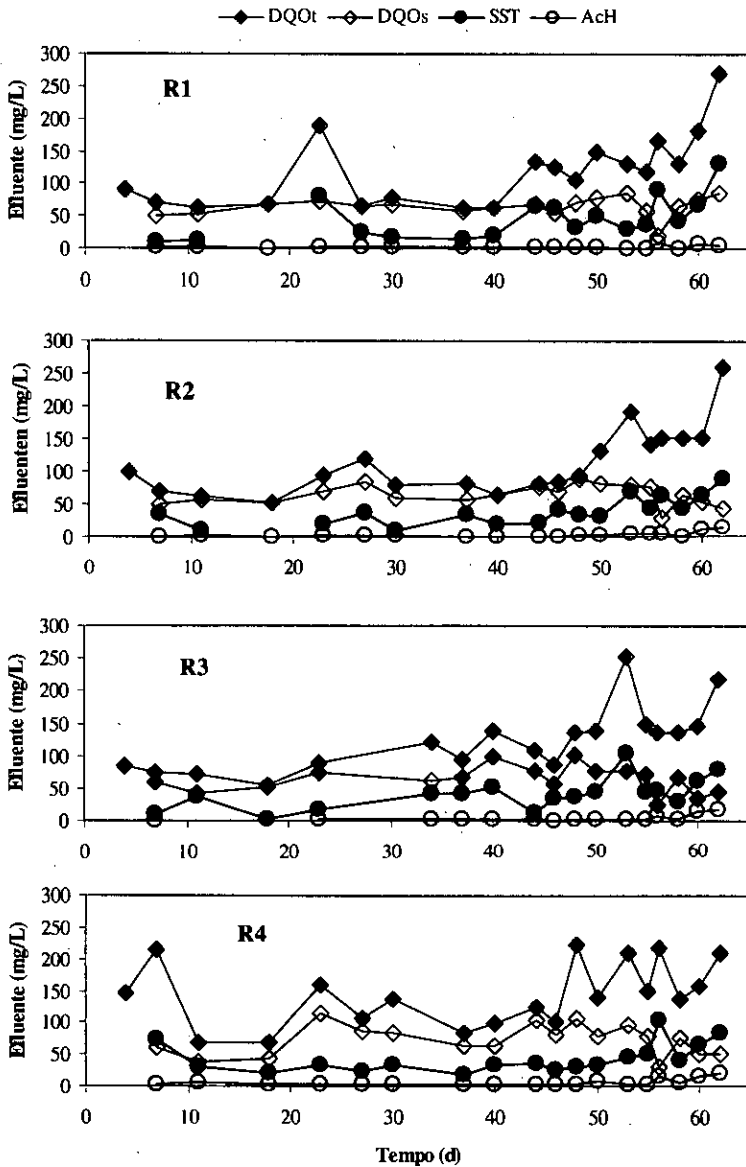


Figura 6.2 Características dos efluentes dos reatores (R1-R4)

Comportamento dun lodo granular tratando augas residuais domésticas brutas. Influencia da velocidade ascensional

Para ver mais fácilmente a influencia do TRH e da velocidade ascensional, na **Figura 6.3** representáanse gráficamente os datos da **Táboa 6.3** correspondentes ós valores promedio de eliminación por períodos para cada reactor. De novo, a **Figura 6.3** indica un comportamento moi similar nos catro reactores. A TRH de 12 h, a única diferenza significativa é a menor eliminación de sólidos en R4, pola saída de lodos do reactor, debida á maior expansión que experimenta o leito por traballar a maior velocidade ascensional. Tamén se pode observar que as porcentaxes de eliminación de DQO son en xeral lixeiramente inferiores a medida que aumenta a velocidade ascensional, aínda que dunha forma moi pouco acusada. En todo caso, hai que destacar que as porcentaxes de eliminación son moi elevadas, incluso a TRH de 1 h, condicións nas que a eliminación de DQO está en torno ó 70 % e a de SS entre o 58 e o 68 %.

Táboa 6.3 Porcentaxes de eliminación promedio para cada período de operación

Reactor	Etapas	I	II	III	IV
R1 (0,8)	DQO _t	88,8	86,0	80,2	67,7
	DQO _s	81,6	74,3	69,8	68,8
	SS	93,0	86,7	73,0	60,2
R2 (1,7)	DQO _t	88,2	87,0	82,1	68,3
	DQO _s	80,7	74,9	65,8	76,0
	SS	87,2	87,8	78,5	62,8
R3 (2,4)	DQO _t	88,2	83,0	78,1	71,0
	DQO _s	81,6	72,9	67,2	78,8
	SS	86,6	80,9	75,6	68,5
R4 (4,8)	DQO _t	78,4	82,6	76,1	67,9
	DQO _s	82,5	70,7	60,8	75,1
	SS	70,1	86,6	81,4	58,3

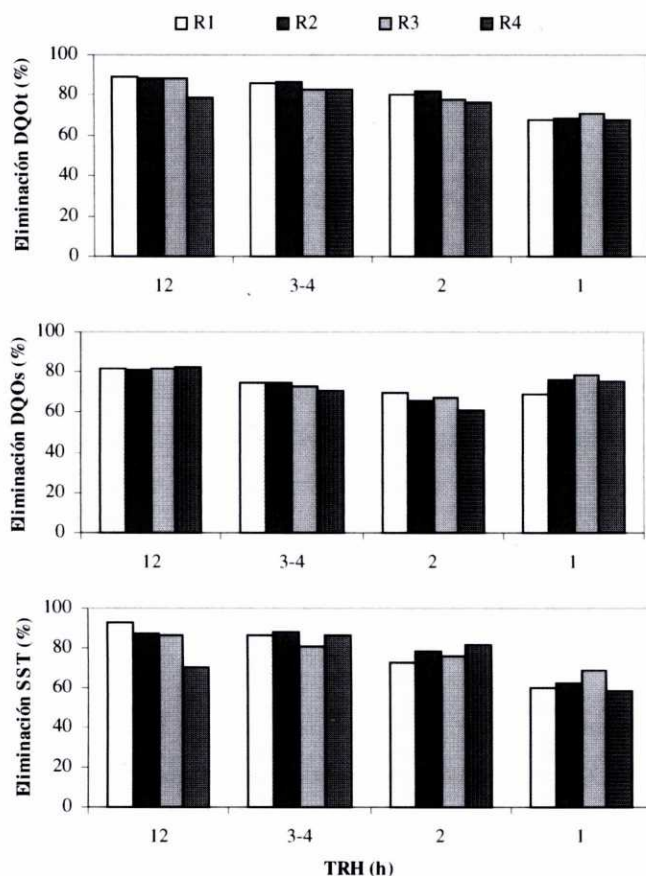


Figura 6.3 Porcentaxes de eliminación de DQO_t, DQO_s e SST en cada reactor

6.3.2. Concentración de lodo nos dixestores, hidrólise e tempo de retención de sólidos

Ó final das etapas de operación I (día 11), II (día 40) e IV (día 62) determináronse as concentracións de lodo nos dixestores. A evolución do leito de lodos móstrase na **Figura 6.4**. A relación entre SSV e SST redúcese lixeiramente e estabilízase ó final do período de operación. Pero o que mais nos interesa é atopar unha explicación para o comportamento da concentración de lodo nos

Comportamento dun lodo granular tratando augas residuais domésticas brutas. Influencia da velocidade ascensional

dixestores. Nos primeiros días ten lugar un forte incremento da concentración de lodo nos dixestores, duplicando ou triplicando a concentración do inóculo. Este incremento é maior que o correspondente á retención dos SSV do influente, incluso se supoñemos unha hidrólise nula. Para analizar isto, fixemos un balance de SSV no dixestor, tanto no período global como en cada un dos períodos I, II e III+IV por separado. Os resultados amósanse na **Táboa 6.4**.

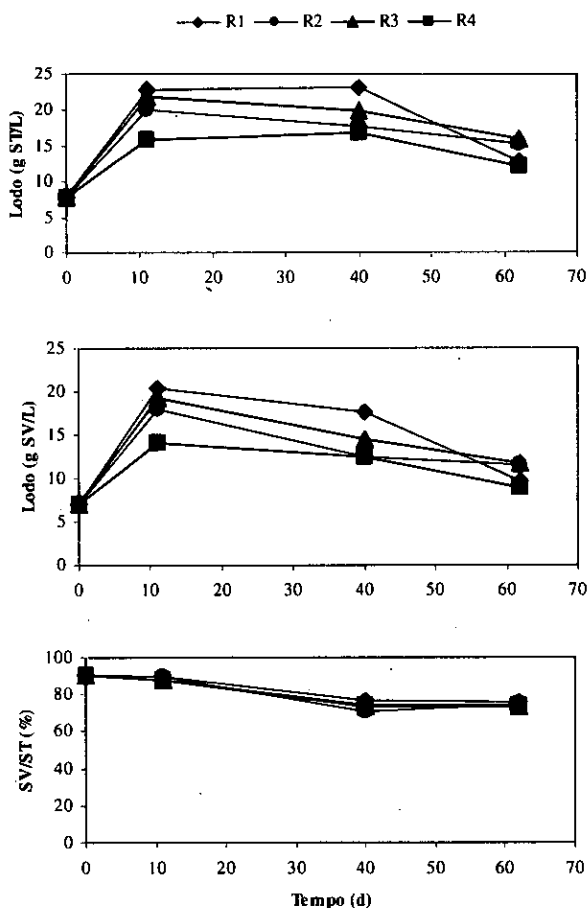


Figura 6.4 Evolución da concentración de lodo nos dixestores

Para facer os cálculos no balance de sólidos utilizouse a seguinte expresión considerando en cada término os SSV correspondentes en g/período:

$$SSV_{\text{Hidrolizados}} = SSV_i - SSV_e - SSV_{\text{purga}} - SSV_{\text{acumulados}}$$

onde:

SSV_i = SSV no influente

SSV_e = SSV no efluente

SSV_{purga} = SSV que se extraen para facer os ensaios

$SSV_{\text{acumulados}}$ = incremento de SSV no leito de lodos no período correspondente

Globalmente, hidrólizanse arredor do 88% dos sólidos en suspensión volátiles eliminados da corrente líquida, con escasas variacións en función da velocidade ascensional. Porén, a hidrólise é moi reducida nos primeiros días de operación, mostrando no período I valores negativos. Isto significa non só que a hidrólise dos SSV retidos nos reactores é inicialmente baixa, senon que ademais adsórbense sobre o lodo cantidades importantes de materia orgánica soluble, o que contribúe a incrementar a concentración do lodo medido como SSV. Nos períodos II, III e IV, porén, hidrólízase a maior parte dos SSV retidos no dixestor e tamén parte daqueles que se acumularon nos primeiros días de operación. Desta forma, a pesar de aumentar o caudal influente e manter baixas concentracións de sólidos no efluente, a concentración de lodo nos reactores diminúe progresivamente (**Figura 6.4**).

Aínda que ó final do período de operación as concentracións de lodo difiren pouco dun a outro dixestor, a acumulación nos períodos I e II si se ve afectada pola velocidade ascensional, sendo inferior a velocidades mais elevadas (**Figura 6.4**). Isto débese fundamentalmente a unha maior saída de SSV no efluente do dixestor R4 durante os períodos I e II e tamén a unha maior saída de DQO_5 no efluente do mesmo dixestor durante os períodos II e III.

Táboa 6.4 Resultados do balance de sólidos en suspensión e hidrólise

Período global de operación					
	R1	R2	R3	R4	Promedio
% Eliminación (Influyente-efluente) ^a	71,9	77,5	76,7	76,2	75,6
% Hidrólise SSV influentes ^b	63,3	67,6	65,3	70,2	66,6
% Hidrólise SSV eliminados ^c	88,1	87,2	85,1	92,1	88,1
Hidrólise por períodos (% SSV eliminados)					
	R1	R2	R3	R4	Promedio
I	-266	-210	-246	-143	-216
II	103	115	115	100	108
III+IV	122	99	104	108	108

a) $(SSV_i - SSV_e) * 100 / SSV_i$ b) $SSV_{Hidrolizados} * 100 / SSV_i$ c) $SSV_{Hidrolizados} * 100 / (SSV_i - SSV_e)$

Por outra banda, o tempo de retención de sólidos é un factor importante que inflúe directamente na hidrólise dos sólidos, ó tempo que determina as condicións de funcionamento viable dun dixestor anaerobio metanoxénico (Zeeman and Lettinga, 1999). No cálculo do TRS empregouse a seguinte ecuación (Henze *et al.*, 1995):

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

onde M_X é a cantidade de lodo promedio no dixestor expresada en g SSV e F_{PL} é o caudal de SSV que saen no efluente nun período determinado de tempo, expresado en g SSV/d. Os valores de purga non se tiveron en conta, xa que a súa incidencia aparece reflectida nos valores experimentais da cantidade de lodo nos dixestores. Os resultados recóllense na Táboa 6.5.

Táboa 6.5 Valores de TRS mínimo (d) estimados para cada período

Período	R1	R2	R3	R4	Promedio
I	811	504	550	124	497
II	116	149	129	85	120
III	31	28	30	30	30
IV	10	11	14	10	11

Nota: para o cálculo do TRS de cada un dos períodos III e IV estimouse a concentración de biomasa nos dixestores no paso dun ó outro período como a media ponderada no tempo entre as concentracións do inicio do período III e do final do período IV.

Podemos considerar que o valor de TRS calculado desta forma equivale a un tempo de residencia mínimo dos sólidos influentes que son retidos, xa que unha fracción daqueles que non son retidos presentarán unha permanencia similar ó líquido (TRH). Tamén constitúe un tempo de residencia mínimo para o lodo inóculo, e en xeral para a biomasa metanoxénica presente no dixestor. Os valores de TRS son similares en tódolos dixestores, agás para o R4 durante os períodos I e II, que mostran un TRS inferior, como consecuencia da menor retención de sólidos. Isto estaría en concordancia coa consideración de que os dixestores de leito expandido presentan menor capacidade para a retención de sólidos, o que neste caso comezaría a notarse a velocidades ascensionais de 4,8 m/h ou superiores (Hwu *et al.*, 1997).

Nos períodos III e IV, o TRS sitúase entre 10 e 30 días. Nestas condicións, a hidrólise dos SSV procede correctamente, con porcentaxes moi elevadas dos SSV retidos do influente. Podemos considerar por tanto que calquera TRS situado por riba dos 10 días será compatible cunha elevada hidrólise dos sólidos influentes, e que os valores globais de hidrólise (aprox. 88%) poden ser representativos do proceso.

Con todo, se consideramos que os valores de TRS obtidos para os períodos III e IV (<30 d) son valores promedio para a fracción de biomasa metanoxénica dos dixestores, entón a operación nestas condicións non sería viable como dixestores metanoxénicos, xa que estes TRS non garantirían a renovación suficiente da biomasa metanoxénica (Zeeman and Lettinga, 1999).

6.3.3. Evolución das características do lodo nos dixestores: actividade metanoxénica e potencial inhibidor

A forte acumulación de sólidos en suspensión e substancias solubles sobre o inóculo granular levou a que a aparencia granular do lodo acumulado nos dixestores se fose reducindo, até tal punto que ó final da operación era practicamente imposible detectar a existencia de gránulos no leito de lodos. Nalgúns casos observáronse fenómenos de flotación do lodo nos primeiros períodos de operación, especialmente en R4. Porén, en xeral puídose manter a estabilidade do leito de lodos nos diferentes dixestores.

A actividade metanoxénica dos lodos determinouse os días 11 e 40 de operación, ó final dos períodos I e II, respectivamente. Os resultados dos ensaios (**Figura 6.5**) móstranse na **Táboa 6.6**. Ó final da etapa I, tras 11 días de operación a 12 h de TRH, a actividade do lodo é practicamente igual a do lodo inicial (0,28 g DQO_{CH4}/g SV.d). Con todo, ó final da etapa II, tras 40 días de operación, a actividade metanoxénica diminuíu drásticamente en tódolos reactores. Nos dous casos obsérvase unha actividade inferior no lodo dos reactores que operan a mais alta velocidade ascensional.

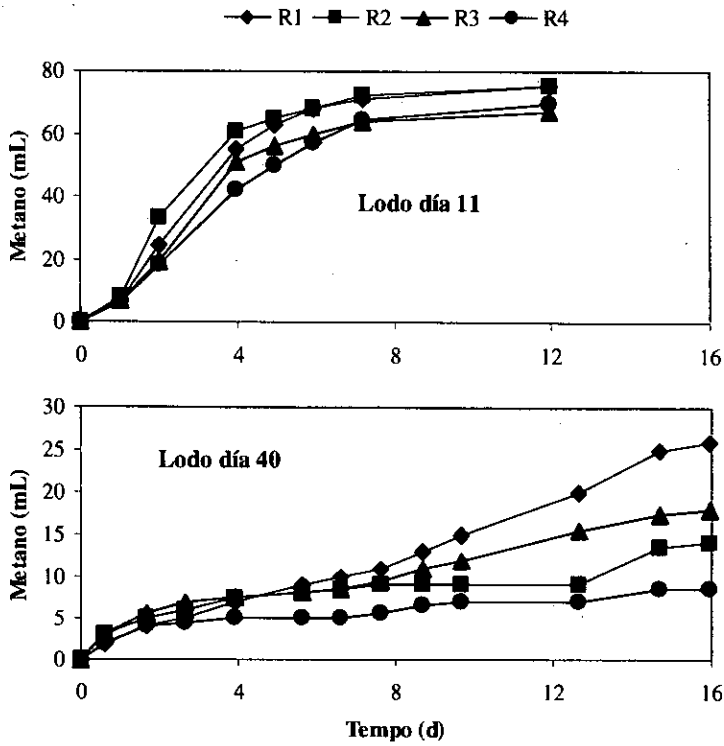


Figura 6.5 Resultados dos ensaios de actividade metanoxénica

Táboa 6.6 Actividade metanoxénica do lodo ó final das etapas I e II

Parámetro	Día 11 de operación				Día 40 de operación			
	R1	R2	R3	R4	R1	R2	R3	R4
Actividade (g DQO _{CH₄} /g SSV.d)	0,26	0,32	0,24	0,24	0,031	0,021	0,020	0,012
%Act. inóculo	93	114	86	86	11,1	7,5	7,1	4,3

No día 11 de operación xa se tiña producido a maior acumulación de sólidos en suspensión e a adsorción sobre o lodo de substancias solubles. Con todo, o efecto sobre a actividade metanoxénica aínda non se percibía. A forte caída observada tras 40 días de operación débese probablemente a un efecto tóxico ou inhibitorio dos compoñentes da auga residual sobre o lodo anaerobio, xa que podemos desbotar como causa principal a perda de biomasa activa no efluente. Ademais da consideración baseada na inspección visual, de que a maior parte dos sólidos en suspensión no efluente son sólidos procedentes da alimentación e non do inóculo, o balance de SSV indícanos que ó longo dos períodos I e II saíron co efluente 0,35 g SSV en promedio para os 4 dixestores, mentres o inóculo inicial contiña 0,71 g SSV. Por outra banda, o TRS mínimo promedio neste período foi moi superior ós 100 días, o que en condicións de non inhibición debería garantir mediante o crecemento bacteriano a reposición do lodo perdido no efluente.

A maior caída da actividade metanoxénica a medida que se incrementa a velocidade ascensional pode deberse ó feito de que altas velocidades ascensionais provocan un mellor contacto entre o efluente e o lodo, o que neste caso acelera o proceso de inhibición. Isto percébase tanto nos ensaios co lodo do período I como co lodo do período II.

Por último, realizáronse ensaios de biodegradabilidade do lodo acumulado nos dixestores ó cabo de 62 días de operación. A **Figura 6.6A** móstra os resultados obtidos. A cantidade de metano producida na primeira alimentación está corrixida para o lodo de cada dixestor restando a cantidade de metano producida no branco. O metano final que se obtivo foi practicamente o mesmo para o lodo procedente dos diferentes dixestores, resultando nun promedio de 50 ± 2 mL por ensaio, o que corresponde a 98 ± 12 mL $\text{CH}_4/\text{g SV}$ procedentes dos

dixestores. Os resultados confirman que o lodo dos reactores contiña materia biodegradable acumulada, que probablemente procede dos sólidos en suspensión do influente aínda non hidrolizados. A mineralización do lodo, aínda que elevada, non é completa nas condicións de operación do período IV.

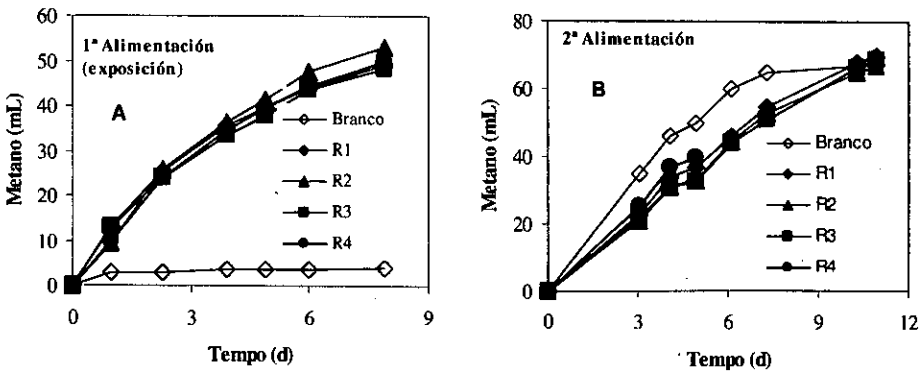


Figura 6.6. A) Resultados do ensaio de biodegradabilidade B) Resultados do ensaio de actividade metanoxénica residual

Tras este período de exposición de 8 días (Figura 6.6A), e unha vez eliminada a maior parte do substrato biodegradable contido nos lodos, determinouse nunha segunda alimentación a actividade residual do inóculo (Figura 6.6B), que resultou ser do 74%, 67%, 67% e 80% da actividade do branco (0,16 g DQO_{CH4}/g SV.d), para R1, R2, R3 e R4 respectivamente. Polo tanto, as diferencias dun a outro dixestor son pequenas, e os resultados indican que os sólidos acumulados nos dixestores exercen unha inhibición do 28±6% da actividade do lodo inóculo. A capacidade inhibidora deste lodo é inferior á observada no lodo acumulado no dixestor UASB de 2 L (capítulo 4). Isto pode estar relacionado coa elevada hidrólise mostrada polos dixestores do presente estudo e coa mellor mestura acadada en todos eles en comparación co referido

UASB de 2 L. Neste, a velocidade ascensional era de tan só 0,07 m/h fronte ó mínimo de 0,8 m/h do R1 do presente estudo.

Así mesmo, a comparación destes valores de inhibición cos de actividade do lodo ó final do período II suxire que a forte toxicidade exercida sobre o lodo inóculo dos dixestores podería deberse en boa parte á elevada acumulación inicial de materia orgánica como consecuencia dunha baixa capacidade hidrolítica inicial. Noutras palabras, unha estratexia de posta en marcha que permitise o desenvolvemento da capacidade hidrolítica da que carecía o lodo granular antes de que se acumularan elevadas cantidades de materia orgánica inhibidora, podería evitar en parte o proceso de inhibición observado.

6.4. CONCLUSIÓNS

Os catro reactores utilizados neste estudo amosaron un comportamento moi similar, observándose altas capacidades de eliminación de DQO e SS que se foron reducindo progresivamente a medida que se reduciu o TRH. Isto indica que, no rango estudado (0,8-4,8 m/h), a velocidade ascensional non é un parámetro determinante nas eficacias de eliminación no reactor como o TRH.

En tódolos reactores, inicialmente rexistrouse unha elevada adsorción de materia orgánica soluble sobre o lodo granular, que se veu sumar á acumulación no dixestor de sólidos en suspensión eliminados do influente. O leito granular, carente inicialmente de actividade hidrolítica, actuou como un material filtrante e adsorbente moi eficaz.

Tralos primeiros días de operación, desenvolveuse unha alta capacidade de hidrólise, que no período global de operación acadou ó 88% dos SSV eliminados do efluente.

Observouse unha perda de actividade co tempo nos lodos dos catro reactores, de forma lixeiramente mais acusada a mais altas velocidades ascensionais. Esta perda de actividade non foi inmediata, xa que tras 11 días de contacto, a actividade situábase no rango do 86-114% da actividade inicial, mentres que caeu ó 4-11% tras 40 días de operación. A perda de actividade do lodo debeuse probablemente ó efecto tóxico causado por substancias presentes no influente e acumuladas no lodo, como graxas e sólidos de lenta biodegradabilidade.

O lodo contido nos dixestores ó final do período de operación non se atopaba completamente estabilizado e exercía unha lixeira toxicidade metanoxénica, ademais de non presentar aspecto granular.

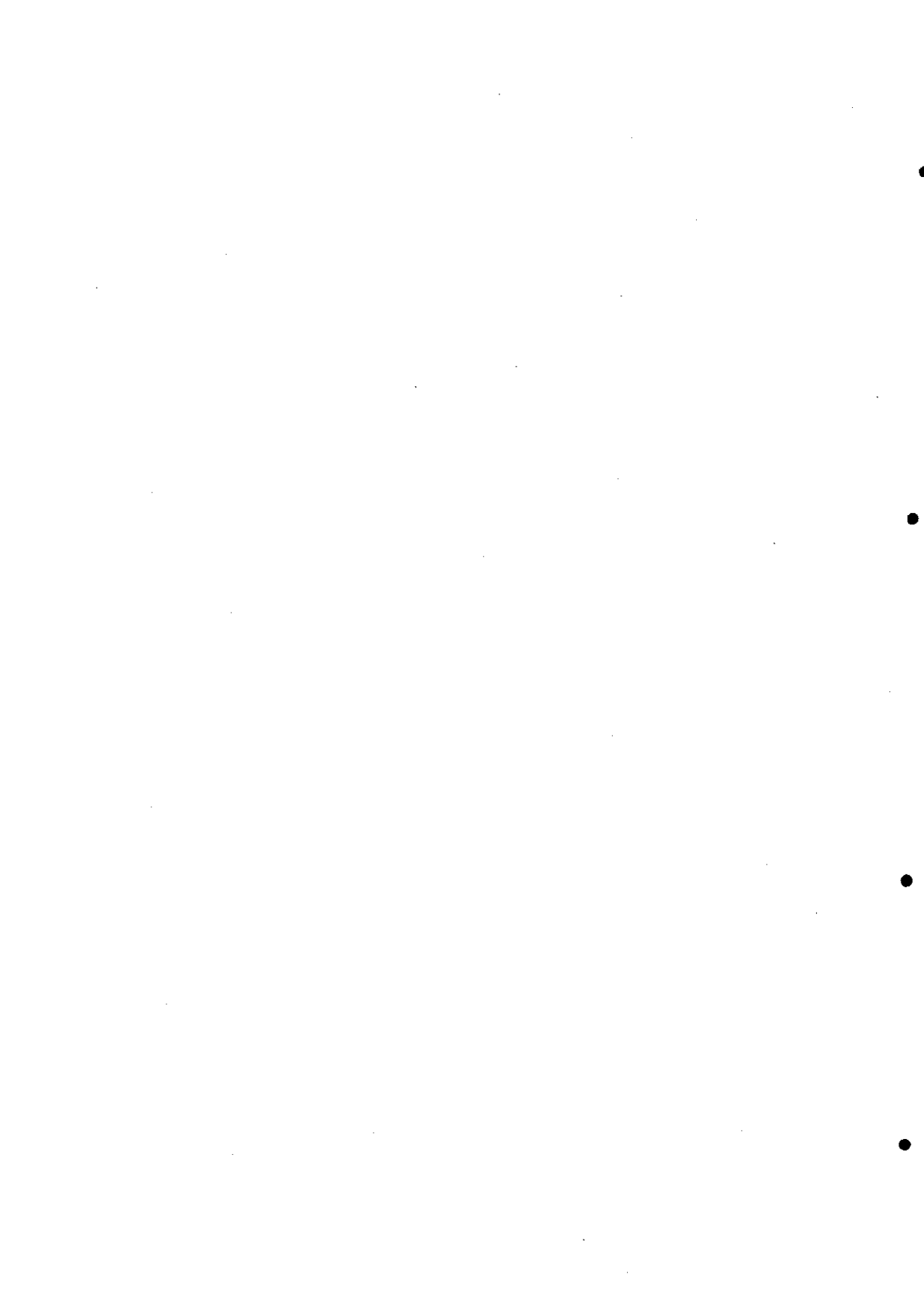
Os resultados suxiren que a ausencia de actividade hidrolítica no inóculo dos dixestores foi o factor que desencadeou a acumulación de materia orgánica sobre o lodo, potenciando desta forma o efecto inhibitor.

No rango de velocidades ascensionais estudado non se observaron diferencias significativas nos catro reactores, nin sobre a hidrólise nen sobre a inhibición causada polas ARU sobre o lodo granular.

6.5. REFERENCIAS

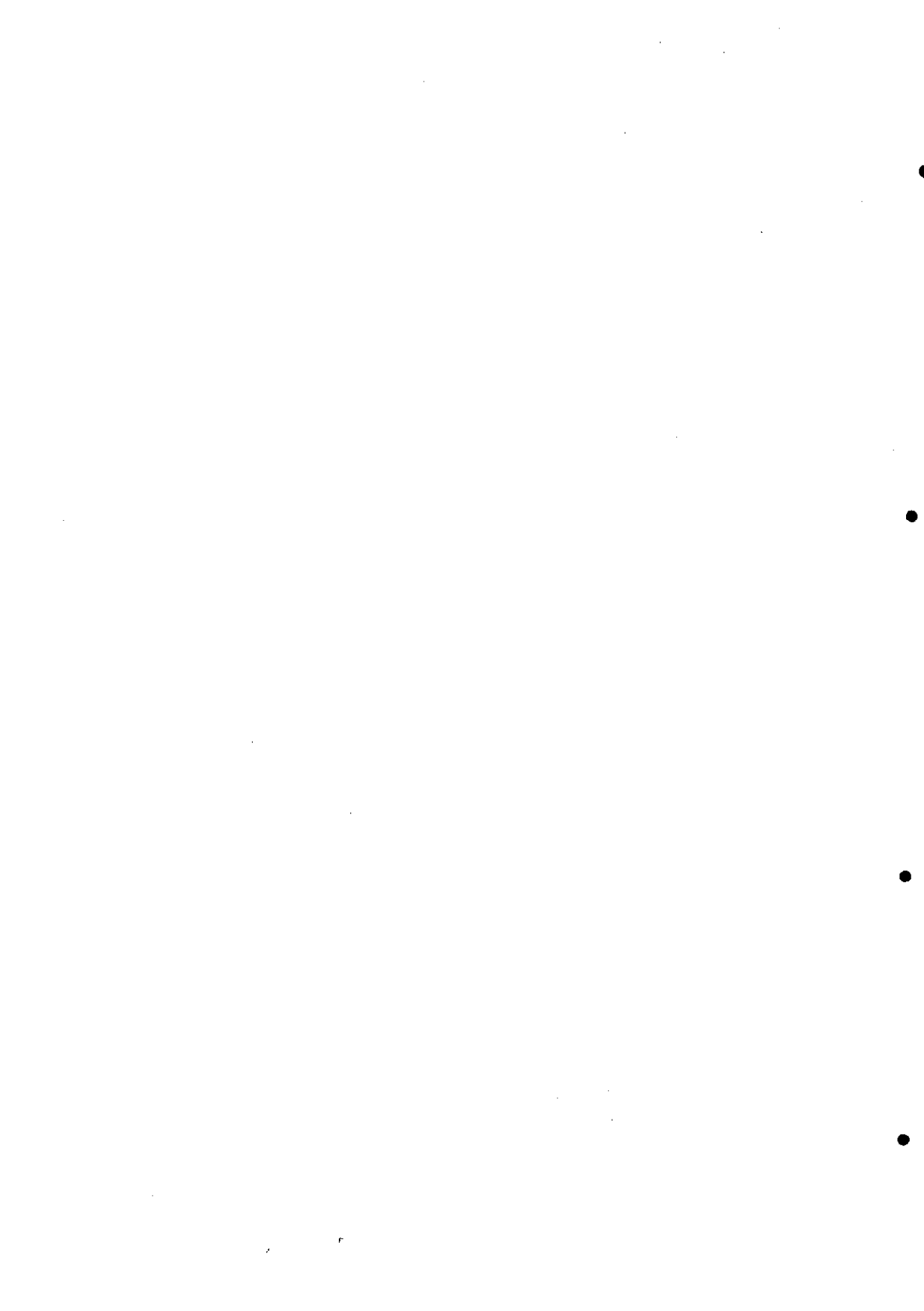
Henze, H., Harremoës, P., Jansens, J. and Arvin, E., (1995). "Wastewater treatment. Biological and chemical processes". Förstner, U., Murphy, R.J. and Rulkens, W.H. Eds. *Springer-verlag, New York*. Cap. 9, pp.285-310

- Hwu, C.S., Molenaar, G., Garthoff, J., van Lier, J.B. and Lettinga, G. "Thermophilic high-rate anaerobic treatment of wastewater containing long-chain fatty acids: impact of reactor hydrodynamics". *Biotechnol. Lett.* **19**, 447-451.
- Kato, M.T., (1994) "The anaerobic treatment of low strength soluble wastewaters. Ph.D. Thesis, *Agricultural University of Wageningen*, The Netherlands.
- van der Last, A.R.M. and Lettinga, G. (1992). "Anaerobic treatment of domestic sewage under moderate climate (dutch) conditions using upflow reactors at increased superficial velocities". *Wat. Sci. Tech.* **25**, 109-178.
- Rinzema, A. (1988). "Anaerobic treatment of wastewaters with high concentrations of lipids or sulfate". Ph.D. Thesis, *Agricultural University of Wageningen*, The Netherlands.
- Soto, M., Ligeró, P., Vega, A., Ruiz, I., Veiga, M.C. and Blázquez, R. (1997) "Sludge granulation in UASB digesters treating low strength wastewaters at mesophilic and psychrophilic temperatures". *Environ. Technol.* **18**, 1133-1141.
- Vieira, S.M.M., Carvalho, J.L., Barijan, F.P.O. and Rech, C.M. (1994) "Application of the UASB technology for sewage treatment in a small community at Sumare, Sao Paulo State". *Wat. Sci. Tech.*, **30**, 203-210.
- Zeeman, G. and Lettinga, G. (1999) "The role of anaerobic digestion of domestic sewage in closing the water and nutrient cycle at community level". *Wat. Sci. Tech.*, **39**, 187-194.



CAPÍTULO 7

**INFLUENCIA DA VELOCIDADE ASCENSIONAL NO
TRATAMENTO ANAEROBIO DE AUGAS RESIDUAIS
DILUÍDAS**



INFLUENCIA DA VELOCIDADE ASCENSIONAL NO TRATAMENTO ANAEROBIO DE AUGAS RESIDUAIS DILUÍDAS

RESUMO

Emprégase un reactor UASB de 1,1 L, alimentado con augas residuais de baixa carga. A temperatura de operación é de 20°C. Emprégase como inóculo un lodo granular obtido no laboratorio cunha concentración inicial no reactor de 3,34 g SSV/L e unha actividade de 0,27 g DQO_{CH4}/g SSV.d.

Nunha primeira etapa aliméntase ó reactor con augas sintéticas, preparadas mesturando sacarosa e AGV como substratos, cunha DQO_i de 750 mg/L. Nesta etapa que dura 52 días o TRH mantense en 5 h e a VCO_i en 4 g DQO/L.d. Mediante recirculación do efluente fíxase a velocidade ascensional no leito en 1,2 m/h. A operación resulta moi estable durante todo o período acadando elevadas porcentaxes de eliminación de DQO e de AGV, 92 e 95% respectivamente. A porcentaxe de metanización é do 39%. A análise da biomasa e o balance de sólidos realizados ó final desta etapa indican que se manteñen as características do inóculo. O crecemento celular calculado é de 0,114 g SSV/g DQO_i que supón un 12,6% da DQO_i. Da biomasa xenerada só o 7% queda retida no leito, perdéndose o resto no efluente e obténdose un valor para o TRS de 11,2 días.

Nunha segunda etapa, aliméntase o reactor con augas residuais urbanas. As características promedio destas augas son: 587 mg DQO_r/L, 303 mg DQO_s/L, 190 mg SS/L e 161 mg SSV/L. Os 336 días de operación divídense en 7 períodos caracterizados pola configuración da instalación experimental, a velocidade

ascensional (entre 1,7 e 0,28 m/h) e o TRH (entre 16 e 6 h). As mellores eficacias conséguese no período V, a un TRH de 9 h e unha velocidade ascensional de 0,28 m/h. Nestas condicións, a porcentaxe de eliminación de DQO_t é do 76%, a de DQO_s do 73%, e a dos SS do 81%.

A análise do lodo indica que no día 23 a actividade metanoxénica redúcese até o 7% da inicial, manténdose entre 0,02 e 0,03 g DQO_{CH_4}/g SSV.d durante o resto da etapa. Paralelamente prodúcese unha perda da cantidade da biomasa, a pesar das reducións da velocidade ascensional e das modificacións na configuración da instalación, que só se recupera no último período. Como consecuencia desta situación os TRS mínimos calculados nos diferentes períodos sitúanse entre 4 e 26 días.

7.1. INTRODUCCIÓN

A velocidade ascensional aplicada a un reactor de leito de lodo ven determinada polo caudal de líquido introducido, suma do influente alimentado e da recirculación do efluente. Nos reactores UASB as velocidades ascensionais son inferiores ós 4 m/h, e xeralmente non superan o valor de 1 m/h, mentres que nos denominados EGSB a velocidade ascensional é superior ós 4 m/h, e é precisamente ésta a característica que os diferencia dos primeiros.

Brito e Melo (1997) fan un estudo comparativo sobre o modelo de fluxo nun reactor UASB sen recirculación, onde a velocidade ascensional é de 0,22 m/h, e nun reactor EGSB con recirculación cunha velocidade ascensional de 20 m/h. O inóculo en ambos reactores é un lodo granular. Os resultados obtidos neste estudo indican que o modelo no UASB é de fluxo pistón, detectándose limitacións á transferencia de masa externa e aparición de zonas mortas relacionadas coa baixa turbulencia como consecuencia da baixa velocidade

ascensional e a baixa produción de gas. No EGSB o modelo é o de tanque axitado de mestura completa, onde as limitacións á transferencia de materia son despreziables.

Estudos realizados con reactores EGSB tratando augas sintéticas de baixa carga corroboran a mellora no contacto entre fases e as elevadas eficacias de eliminación de materia orgánica soluble (por riba do 80% a TRH inferiores a 2h), operando a temperaturas que abranguen dende o rango termófilo ó psicrofílo (de Man *et al.*, 1988; Kato *et al.*, 1994; Rebac *et al.*, 1997; Lettinga *et al.*, 1997). Porén, nestes estudos advírtese tamén da limitación que supón, nos reactores EGSB, o deterioro e a perda de biomasa no efluente cando a velocidade ascensional supera un certo límite.

Cando se trata de augas residuais complexas cunha elevada porcentaxe de sólidos en suspensión, como son as augas urbanas, parece que é mais apropiado o tratamento en reactores UASB onde os sólidos son retidos por mais tempo no leito permitindo a súa hidrolise e acidificación (de Man *et al.*, 1988; Wang, 1994).

No capítulo 6 deste traballo, faise un estudo sobre a eficacia de operación de catro reactores UASB de 100 mL, tratando augas residuais urbanas ós que se aplican diferentes velocidades ascensionais do influente e diferentes TRH. O rango das velocidades aplicadas está entre 0,8 e 4,8 m/h. Os resultados indican que non hai unha influencia clara da velocidade ascensional, comportándose os catro reactores de forma similar e obtendo valores semellantes de eliminación de DQO e SS. Se acaso constátase un peor comportamento dos reactores que operan a velocidades mais altas.

Comparando as eficacias destes reactores coas obtidas no reactor UASB de 2 L (capítulo 4), obsérvase unha mellora nos resultados, tanto os obtidos no reactor UASB só, como os que se obteñen cando opera en combinación co dixestor de lodos de mestura completa. Isto indica que unha certa recirculación do efluente mellora o contacto entre as fases e a eficacia de depuración.

O obxectivo deste traballo é completar o estudo nun reactor UASB de 1,1 L, aplicando diferentes velocidades ascensionais, aínda que sempre dentro do rango de velocidades propias do reactor UASB.

7.2. MATERIAIS E MÉTODOS

7.2.1. Alimentacións

Durante a primeira etapa da experimentación, aliméntase o reactor con augas sintéticas preparadas no laboratorio con sacarosa e mestura de AGV (acético, propiónico e n-butírico) como substrato. Engádense ademais macro e micro nutrientes, bicarbonato sódico para tamponar e solución reductora de sulfuro sódico. A concentración desta alimentación é de 750 mg DQO/L (similar á das augas urbanas que se alimentarán posteriormente). O 36% da DQO é debida á sacarosa e o restante 64% ós AGV.

Inmediatamente despois iníciase a segunda etapa alimentando o reactor con augas residuais urbanas, recollidas na rede de sumidoiros da cidade da Coruña (no mesmo punto que en anteriores estudos). A caracterización promedio destas augas recóllese na **Táboa 7.1**.

Táboa 7.1 Características das ARU alimentadas ó reactor UASB^a

Parámetro	Intervalo	Valor medio ^b
pH	7,2 - 8,5	8,1 ± 0,1
DQO _t (mg/L)	300 - 805	587 ± 23
DQO _s (mg/L) ^c	166 - 386	303 ± 13
DQO _{mf} (mg/L) ^d	125 - 311	245 ± 11
SST (mg/L)	92 - 264	190 ± 10
SSV (mg/L)	81 - 214	161 ± 9
SO ₄ ²⁻ (mg/L)	6,4 - 134,0	52,7 ± 10,5
P-PO ₄ ³⁻ (mg/L)	1,1 - 14,7	7,2 ± 0,7
N-NH ₃ (mg/L)	8,0 - 54,4	18,8 ± 2,8
Alc. (mg CaCO ₃ /L)	18 - 126	46 ± 4
Graxas (mg/L)	10 - 171	57 ± 10
DQO _{coloidal} (mg/L) ^e	8 - 150	58 ± 10
DQO _s /DQO _t (%)	43,2 - 69,6	51,8 ± 1,5
SSV/SST (%)	77,5 - 92,3	84,3 ± 0,9

a) Recóllense os valores das 51 alimentaciónes empregadas ó longo de toda a experimentación.

b) Xunto co valor medio preséntase o intervalo de confianza do 95%. c) DQO_s, DQO da mostra despois de ser filtrada sobre papel de fibra de vidro de tamaño de poro 1,2 micras. d) DQO_{mf},

DQO da mostra despois de ser filtrada sobre membrana de tamaño de poro 0,45 micras. e)

DQO_{coloidal} = DQO_s - DQO_{mf}.

7.2.2. Inóculo

O reactor inocúlase con 200 mL de lodo granular obtido no laboratorio nun reactor de granulación alimentado con augas sintéticas (Soto *et al.*, 1997). O lodo ten unha concentración de 20,3 g/L de SST e 18,4 g/L de SSV, obténdose

unha concentración inicial no reactor de 3,7 g SST/L e 3,34 g SSV/L. A actividade metanoxénica máxima do lodo a 20°C é 0,27 g DQO_{CH4}/g SSV.d.

7.2.3. Instalación experimental

O reactor construído en metacrilato, ten un volume útil de 1,1 L, cunha relación h/d (altura/diámetro) de 16, que axuda a aumentar a velocidade ascensional do influente. A parte inferior é un cilindro de 64 cm de altura e 4 cm de diámetro interno. No extremo inferior, de forma cónica, sitúase a entrada da alimentación, e ó longo do cilindro hai saídas laterais cada 12 cm nun total de 6, as 5 primeiras son tomas de mostra de lodo e a superior está pensada para conectar alí a recirculación do efluente, que permitirá fixar a velocidade ascensional desexada en función do caudal de recirculación.

A parte superior é un cilindro de 7 cm de altura e 8 cm de diámetro, unido á parte inferior por unha sección tronco-cónica de 2 cm de altura que aumenta o seu diámetro progresivamente de 4 a 8 cm. Este aumento de sección ten a finalidade de crear unha zona de redución da velocidade ascensional, que axude á retención dos sólidos arrastrados polo efluente dentro do reactor. A 3 cm sitúase unha saída lateral para o efluente, e na parte de arriba unha saída para o biogas producido.

Na **Figura 7.1** móstrase o esquema da instalación experimental. O equipo sitúase nunha cámara termostatzada a 20°C e a alimentación introdúcese refrixerada a 4°C e homoxeneizada mediante axitación magnética. Ó longo da experimentación na segunda etapa, esta configuración inicial foise modificando, cambiando a conexión da recirculación, instalando un decantador na saída do efluente e introducindo un pulso de gas (recirculación do biogas temporizada). Os detalles destas modificacións explícanse no seguinte apartado.

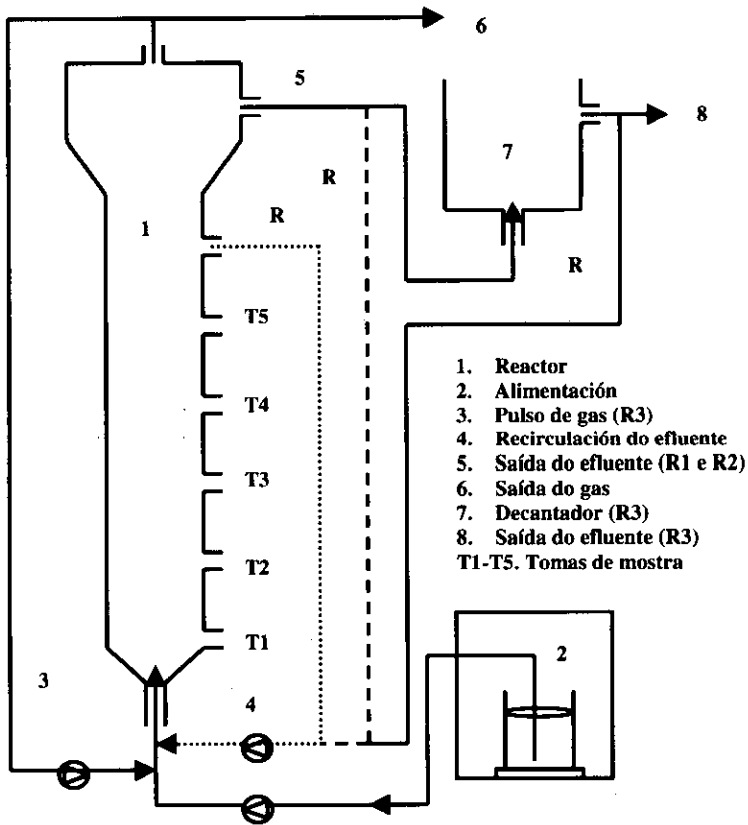


Figura 7.1 Esquema da instalación experimental. A liña de puntos representa a recirculación na configuración R1, a liña descontinua a recirculación na configuración R2 e por último a liña continua a recirculación na configuración R3 onde se instala o decantador e tamén o pulso de gas

7.2.4. Estratexia de operación

7.2.4.1. Operación con augas sintéticas

Nesta etapa que dura 52 días, mantense un TRH medio de 5 horas e unha VCO_2 en torno a 4 g DQO/L.d. Mediante unha relación de recirculación do

efluente de 7 L recirculados/L alimentado, obtense unha velocidade ascensional de 1,2 m/h.

Diariamente faise un seguimento dos caudais de influente e efluente, así como do caudal de biogas. Tres veces por semana analízase a DQO total e soluble, SST, SSV e AGV do efluente, así como o pH e o potencial redox no reactor. A alimentación analízase cada vez que se prepara. O final da etapa faise un perfil de sólidos e de actividade metanoxénica do leito de lodos.

7.2.4.2. Operación con augas residuais urbanas.

A etapa de operación con augas residuais urbanas ten unha duración de 336 días repartidos en 7 períodos, nos que se modificaron a velocidade ascensional, a configuración da instalación experimental e por último o TRH. Na **Táboa 7.2** recóllense as condicións de operación de cada un destes períodos.

A configuración R1 correspóndese co deseño inicial descrito no apartado 7.2.3., onde a recirculación do efluente está conectada na última toma de mostras do reactor. No período II modifícase a configuración da instalación conectando a recirculación do efluente no mesmo punto de saída do efluente, na parte superior do reactor.

Debido a que nestes períodos iniciais prodúcese unha gran saída de sólidos co efluente, faise unha nova modificación da configuración (R3) na que se conecta un decantador a continuación do punto de saída do efluente, co fin de reter os sólidos en suspensión. Da parte superior do decantador saen o efluente clarificado e a recirculación. Periódicamente fanse purgas no decantador sacando os sólidos acumulados. Ademais para evitar que no leito de lodos se formen canais preferenciais, dado que a produción de biogas é moi baixa, introdúcese

tamén un pulso de gas, que consiste nunha recirculación temporizada de biogas mediante unha bomba peristáltica.

Táboa 7.2 Condicións de operación nos diferentes períodos experimentais.

Período	Config.*	Días Op.	$v_{ascen.}$ (m/h)	TRH (h)	VCO_a (g DQO/L.d)
I	R1	11 (1-11)	1,7	13,3	1,2
II	R2	38 (12-49)	1,7	15,9	1,1
III	R3	28 (50-77)	1,7	10,1	1,5
IV	R3	119 (78-196)	0,5	9,1	1,6
V	R3	51 (197-247)	0,28	9,0	1,4
VI	R3	38 (248-285)	0,28	6,1	2,5
VII	R4	51 (286-336)	0,28	6,5	2,1

* Explicación das diferentes configuracións no texto.

No período VII, vólvese a configuración inicial mantendo o pulso de gas (R4).

7.2.5. Métodos analíticos

Os métodos analíticos empregados foron os descritos no capítulo 2. Respecto ós ensaios de actividade metanoxénica realizados neste estudo, hai que indicar que non se toman mostras a diferentes alturas, senon unha única mostra representativa de todo o leito. Antes de coller a mostra mestúrase ben o leito bombeando manualmente cunha xeringa de 50 mL.

No primeiro ensaio, realizado o día 23, o método empregado é o descrito no capítulo 2 como A, onde se mide o metano producido por desprazamento dunha solución alcalina cun frasco de Mariotte. Nos ensaios realizados nos días

168 e 304 se segue a metodoloxía *B*, facendo o seguimento da produción de metano por cromatografía de gases. A vantaxe que presenta este método é a menor cantidade de lodos necesaria, posto que aínda que se manteñen as proporcións de tódolos compoñentes o volume do ensaio é de 30 mL.

7.3. RESULTADOS

7.3.1. Operación con augas sintéticas

Os resultados obtidos nesta etapa recóllense na **Táboa 7.3** e nas **Figuras 7.2** e **7.3** nas que se representa a evolución de parámetros de seguimento e operación como pH, potencial redox, TRH e VCO_i , así como a concentración no efluente de DQO e SS e a eficacia do reactor representada polas porcentaxes de eliminación de DQO_s e AGV e a porcentaxe de metanización.

As oscilacións detectadas no TRH e na VCO_i (**Fig. 7.2**) son debidas a variacións no caudal de entrada de alimentación por problemas coa bomba. Porén, son variacións moi pequenas e non afectan á estabilidade do reactor posto que tanto o pH coma o potencial redox, mantéñense moi estables dentro do rango óptimo de funcionamento.

As eliminacións promedio de DQO_s e de AGV son elevadas, do 92% e do 95% respectivamente, e moi estables en todo o período, como era de esperar cunha alimentación fácilmente degradable. A porcentaxe de metanización promedio é do 39%, considerando tanto o metano medido como o disolto no efluente. Para o cálculo da solubilidade do metano utilizouse o dato da constante de Henry das táboas de Perry and Chilton, (1973).

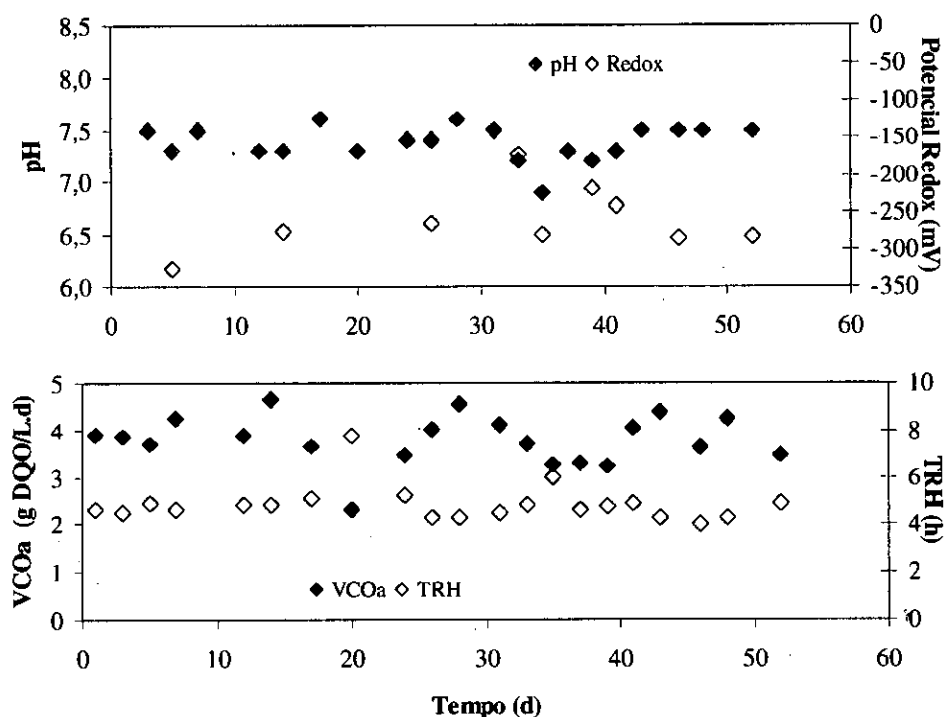


Figura 7.2 Parámetros de seguimento na primeira etapa de experimentación

Táboa 7.3 Resultados obtidos na operación con augas sintéticas

Parámetro	Promedio*	Parámetro	Promedio*
TRH (h)	4,9 ± 0,3	VCO _{AGV,e} (g DQO/L.d)	0,1 ± 0,03
VCO _i (g DQO/L.d)	3,8 ± 0,2	VCO _g (g DQO/L.d)	1,46 ± 0,11
VCO _{AGV,i} (g DQO/L.d)	2,4 ± 0,3	Elim. DQO _s (%)	92 ± 2
VCO _e (g DQO/L.d)	0,75 ± 0,15	Elim. AGV (%)	95 ± 2
VCO _{s,e} (g DQO/L.d)	0,31 ± 0,06	Metanización (%)	39 ± 3

* Xunto co valor promedio inclúese o intervalo de confianza do 95%

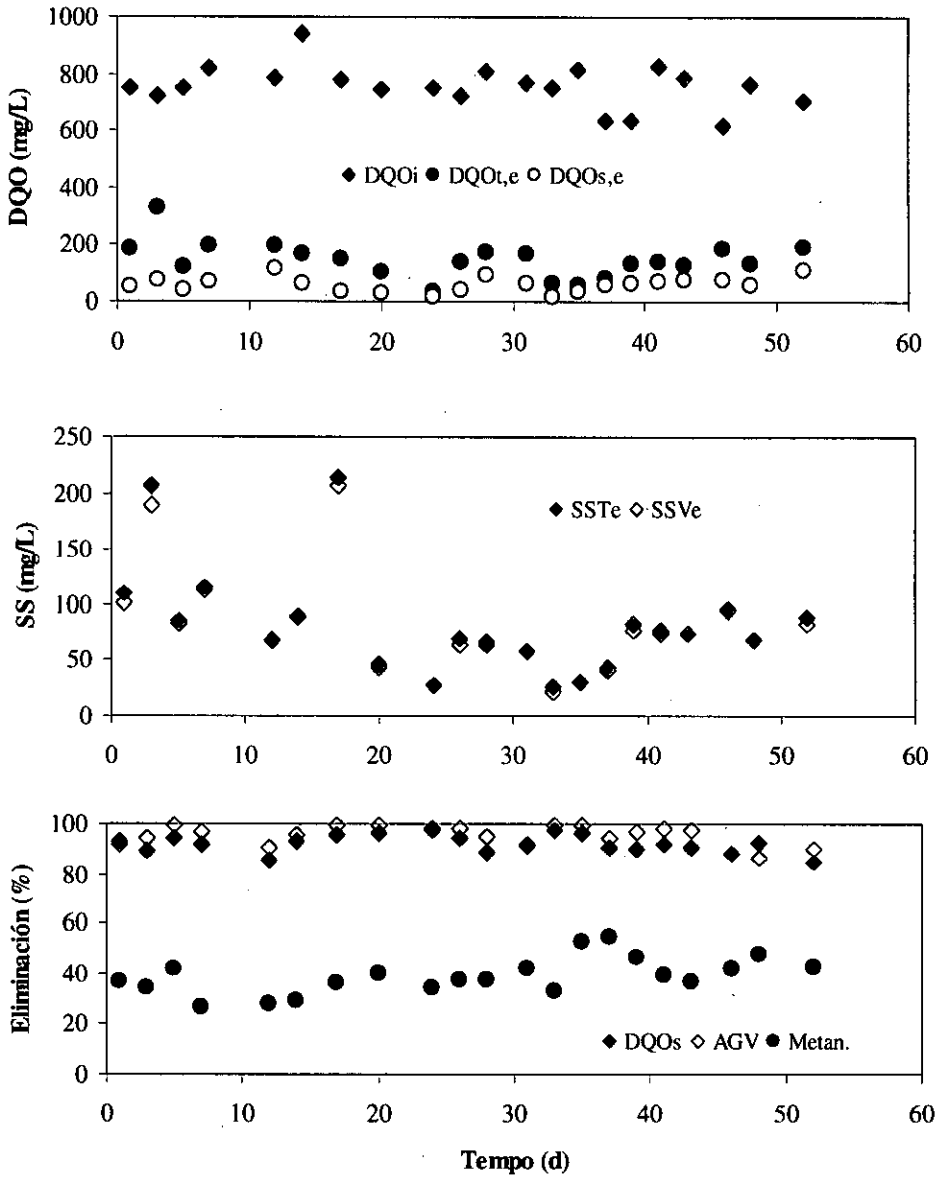


Figura 7.3 Variação da DQO e dos SS e parâmetros de eliminação na primeira etapa de experimentação

No efluente aparecen sólidos en suspensión en concentracións no rango de 26 a 214 mg/L, o que indica que hai arrastre da biomasa do leite, posto que non hai entrada de sólidos co influente. As concentracións promedio en toda a etapa de SST e SSV son 83 mg/L e 79 mg/L respectivamente. Ó final desta etapa, faise un perfil de sólidos e de actividade metanoxénica do lodo, sacando mostras a diferentes alturas do leite (Tomas 1-4), que nos permite facer un balance global de sólidos. Na **Táboa 7.4** e na **Figura 7.4** recóllense os resultados do perfil.

Táboa 7.4 Resultados do perfil de sólidos e de actividade metanoxénica ó final da etapa con auga sintética

Toma de Mostra	SST (g/L)	SSV (g/L)	SSV* (g)	Actividade (g DQO_{CH4}/g SSV.d)
T1 (1 cm)	26,6	24,0	2,40	0,23
T2 (13 cm)	10,1	8,9	1,34	0,37
T3 (25 cm)	6,4	6,3	0,95	0,28
T4 (37 cm)	4,7	3,8	0,57	0,26

* g SSV correspondentes a cada toma de mostras facendo a seguinte aproximación de volumes:
T1 = 100 mL; T2 = T3 = T4 = 150 mL

A actividade metanoxénica promedio dos lodos, despois deste período, é de 0,28 g DQO_{CH4} /g SSV.d, a mesma actividade que no momento de inocular o reactor. A cantidade de biomasa, expresada como g SSV incrementase claramente pasando de 3,68 g SSV (inóculo) a 5,26 g SSV ó final da etapa.

Facendo un balance de sólidos pódese calcular o rendemento celular. Tendo en conta que o término de entrada e o de purga son nulos, a xeneración de biomasa será igual ós sólidos que saen no efluente máis o incremento no leite que supón 22,48 g SSV. Estes sólidos xenerados referidos ós g DQO_i alimentados en toda a etapa, dan un crecemento celular de 0,114 g SSV/g DQO_i

que representan un 12,6% da DQO_i. Para facer o cálculo determinouse a relación entre a DQO e os SSV a partir dos datos de caracterización das augas residuais, obtendo un valor promedio para o factor de conversión de 1,1 g DQO/g SSV.

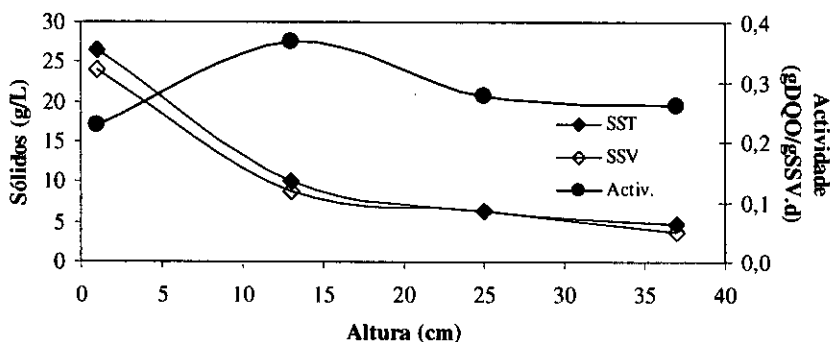


Figura 7.4 Perfil de sólidos en suspensión e actividade metanoxénica ó final da posta en marcha

Do balance de sólidos obtense tamén que, da cantidade de lodos xerados no período, só o 7% quedan no leito, incrementando a concentración de biomasa, mentras que o 93% restante, corresponde ós sólidos que saen no efluente.

O cálculo do TRS nesta etapa faise, igual que no capítulo 6, utilizando a ecuación de Henze *et al.* (1995) $TRS = M_X/F_{PL}$, donde M_X é o valor medio da cantidade de sólidos no leito en todo o período (4,47 g SSV), e F_{PL} é o fluxo de sólidos que saen no efluente (0,4 g SSV/día). Isto dá un valor para o TRS neste período de 11,2 días.

7.3.2. Operación con augas residuais urbanas

Inmediatamente despois da etapa con augas sintéticas, comeza a operación do reactor con augas residuais urbanas. Esta etapa de 336 días, divídese en 7

períodos. Os resultados obtidos recóllense na **Táboa 7.5**. Nesta etapa analízanse as DQO total, soluble e coloidal, tal como se indicou na **Táboa 7.1**.

Os valores da porcentaxe de DQO soluble respecto da DQO total do influente sitúanse entre o 48 e o 58%, mentres que a porcentaxe de DQO coloidal resulta bastante inferior, entre un 6 e un 18%.

Neste período non se mide o metano, debido á baixa produción que cabe esperar con estas augas de baixa carga e a que unha gran parte pérdese disolto no efluente (Singh, *et al.*, 1996)

Nos períodos I e II a operación é inestable, con grandes variacións na VCO_i e no TRH (**Figura 7.5**) debido a problemas coa bomba de alimentación e tamén á saída de sólidos do leito. Isto reflíctese nas baixas porcentaxes de eliminación de sólidos en suspensión que se acadan.

Ó comezo do período III, sitúase na saída do efluente un decantador, onde se recollen parte dos sólidos arrastrados co efluente, de forma que mellora considerablemente a porcentaxe de eliminación de sólidos en suspensión, pasando dun 37 a un 64% no caso dos totais e dun 31 a un 65% no caso dos volátiles. Respecto ó TRH e a VCO_i, neste período estabilízanse e mantéñense invariables ó longo dos períodos IV e V en torno a 9 horas e 1,5 g DQO/L.d respectivamente.

No leito de lodos obsérvase nos períodos I e II, a formación de canais preferenciais que conducen a un deficiente contacto entre fases. Para paliar este efecto, ó comenzo do período III, introdúcese un pulso de gas, recirculando parte do biogas dende a zona superior do reactor. Con isto conséguese romper as canalizacións do leito e mellorar o contacto entre a biomasa e o influente.

Táboa 7.5 Resultados da operación con ARU*

Período	I	II	III	IV	V	VI	VII
TRH	13,3	15,9	10,1	9,1	9,0	6,1	6,5
v_{asc}	1,7	1,7	1,7	0,5	0,28	0,28	0,28
Influente							
DQO _t	572±7	607±12	581±84	601±9	545±48	632±21	561±33
DQO _s	333±5	350±10	305±37	307±6	267±22	301±12	286±21
DQO _c	70±0	99±14	108±19	42±6	41±4	38±2	41±5
%DQO _s	58±0,1	58±1	53±3	52±1	49±1	48±2	51±2
%DQO _c	12±0,2	16±2	18±2	7±1	8±1	6±0,5	7±1
SST	143±2	156±8	180±19	202±7	198±20	226±17	184±15
SSV	123±2	130±5	157±20	169±6	174±17	185±9	157±13
Efluente							
DQO _t	248±53	214±26	208±38	171±12	123±10	250±23	265±34
DQO _s	109±18	98±11	111±20	105±8	69±6	139±16	138±16
DQO _c	32±10	29±4	30±9	18±5	9±3	19±11	22±4
%DQO _s	45±7	47±5	54±6	60±2	57±5	56±5	54±5
%DQO _c	13±5	14±2	14±3	10±2	8±2	8±4	9±2
SST	97±34	98±44	63±13	47±6	36±6	67±12	75±15
SSV	89±33	88±37	54±10	44±5	34±5	63±10	67±12
Eficacia							
%DQO _t	57±9	65±4	63±7	71±2	76±3	60±4	54±5
%DQO _s	67±5	72±3	64±6	66±3	73±5	54±5	52±4
%DQO _c	54±14	68±6	70±11	53±9	71±8	46±31	42±13
%SST	33±24	37±28	64±8	76±3	81±3	70±4	60±8
%SSV	28±27	31±28	65±6	73±3	80±3	66±5	58±8

Unidades en mg/L, TRH en horas e v_{asc} en m/h. * Xunto co valor medio aparece o intervalo de confianza do 95%

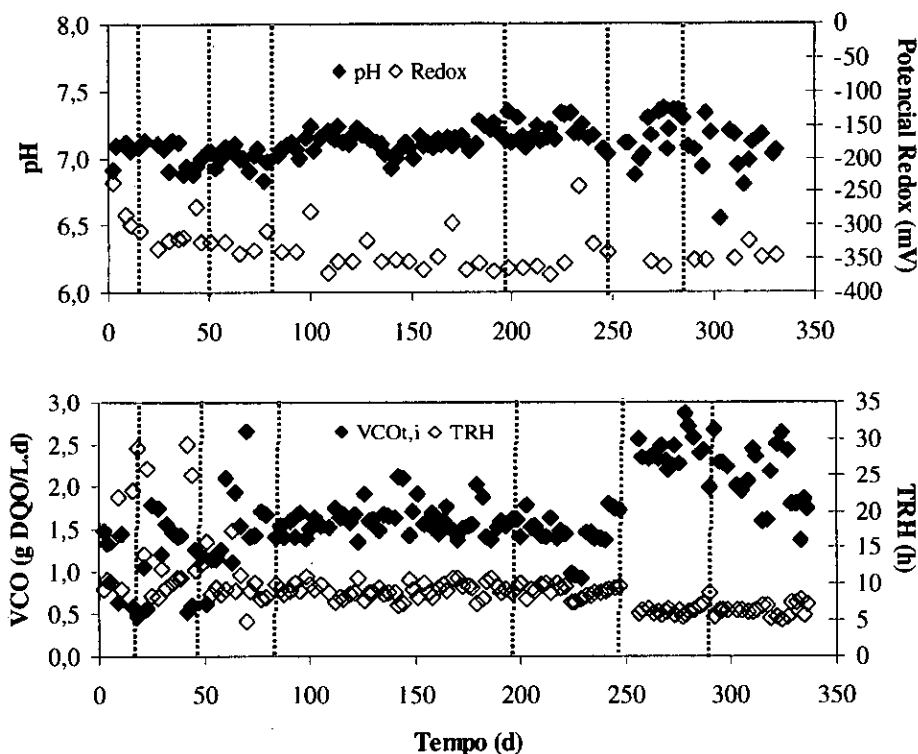


Figura 7.5 Variación do pH e do potencial redox no reactor e da $VCO_{t,i}$ e o TRH co tempo ó longo do período de operación con ARU

Mantendo esta configuración do equipo, nos períodos IV e V diminúese a velocidade ascensional até 0,5 e 0,28 m/h respectivamente, reducindo a relación de recirculación. O obxecto desta redución é asentar mellor o leito aumentando a retención de biomasa. As porcentaxes de eliminación de DQO_t , DQO_s e SS melloran significativamente dende o período III até o período V, do 63 ó 76% a eliminación da DQO_t , do 64 ó 73% a eliminación da DQO_s e do 64 ó 81% a eliminación de SS. Respecto á eliminación da fracción coloidal, non se pode establecer unha tendencia clara á vista dos resultados (Figuras 7.6 e 7.7).

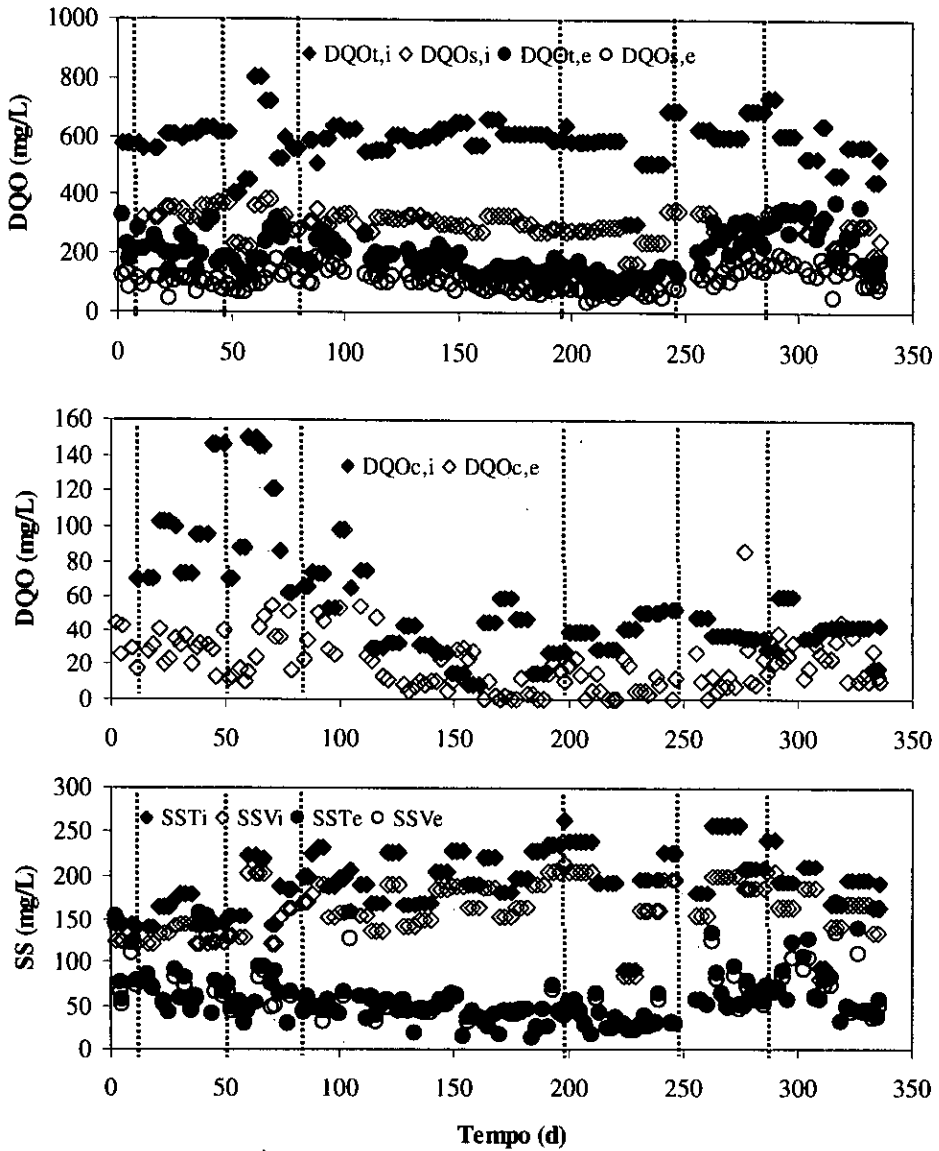


Figura 7.6 Variação da DQO total, soluble e coloidal e dos SS totais e voláteis no influente e no efluente

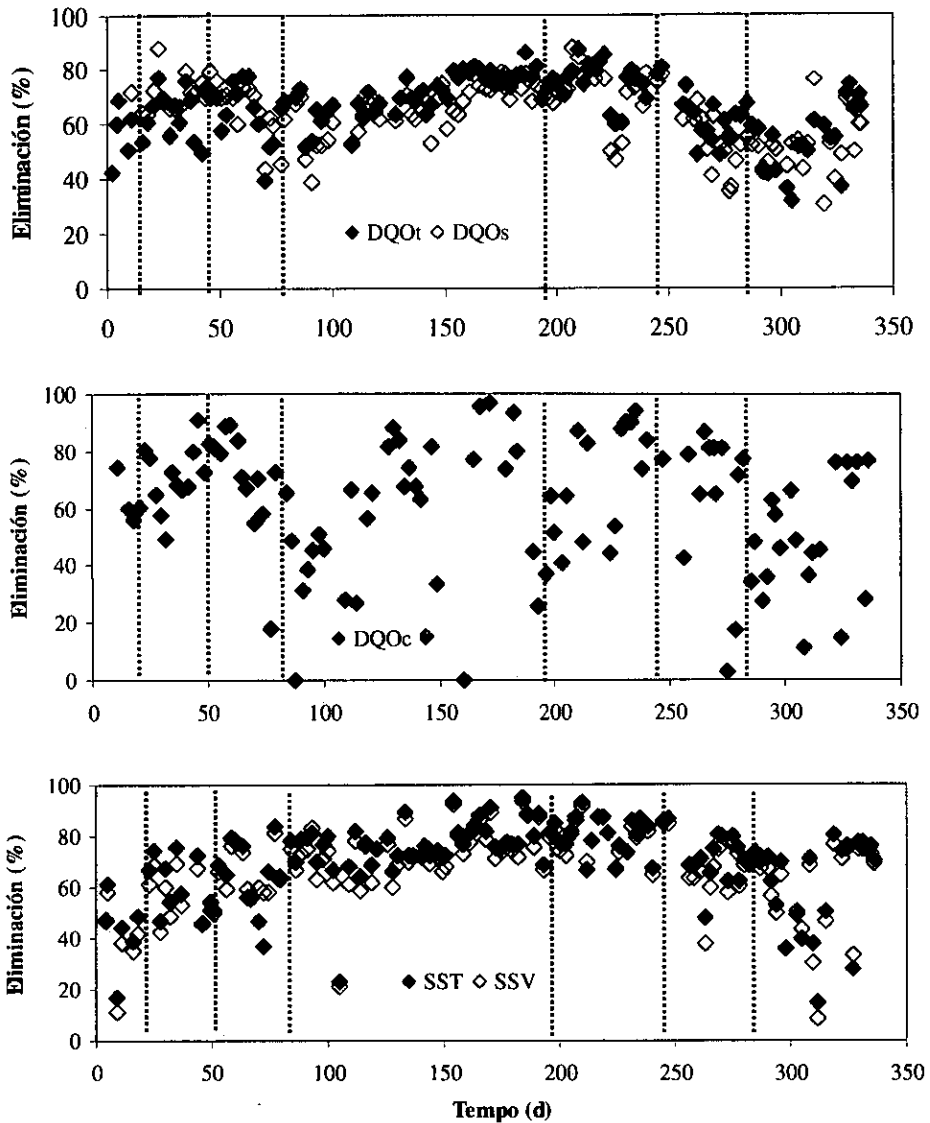


Figura 7.7 Eliminación de DQO e sólidos na etapa de operación

No período VI diminúese o TRH até 6 horas, mantendo a configuración e a velocidade ascensional igual que no período V. As porcentaxes de eliminación de DQO_i e SS diminúen até o 60% e o 70% respectivamente. No comezo do período VII mantéñense as condicións de operación igual que no período VI eliminando o decantador. O cálculo dos valores medios de eliminación de DQO_i e de SS no período, indica unha nova diminución da eficacia acadando o 54% a eliminación de DQO_i e o 60% a eliminación de SS. Porén, o comportamento do reactor no período VII non é homoxéneo, polo que estes resultados non se poden comparar cos do período anterior. Na **Figura 7.7** obsérvase como nos primeiros 23 días do período VII hai unha caída da eliminación tanto de DQO_i como de SS, debida a eliminación do decantador e polo tanto á maior saída de sólidos no efluente, pero a partir dese momento hai unha clara recuperación que remata ó final do período con porcentaxes de eliminación iguais ás acadadas no período VI.

7.3.3. Evolución da actividade metanoxénica e dos sólidos na segunda etapa de operación

Ó longo da segunda etapa de operación cóllense mostras do leito de lodo para facer ensaios de actividade metanoxénica. Na **Táboa 7.6** recóllense os resultados destes ensaios. Na **Figura 7.8** móstranse os gráficos destes ensaios de actividade metanoxénica. O realizado o día 23 (período II) dá como resultado unha actividade de 0,02 g DQO/g SSV.d. Isto indica que en moi poucos días de operación con augas residuais urbanas, a actividade metanoxénica redúcese até un 7% da inicial.

Os resultados dos ensaios realizados os días 168 (período IV) e 304 (período VII), indican un aumento pequeno da actividade, aínda que hai que destacar que nestes ensaios, antes de chegar á zona de pendente máxima, na que

se calcula a actividade, aparece un período de latencia importante. De 10 días no ensaio do día 168 e de 25 días no do día 304.

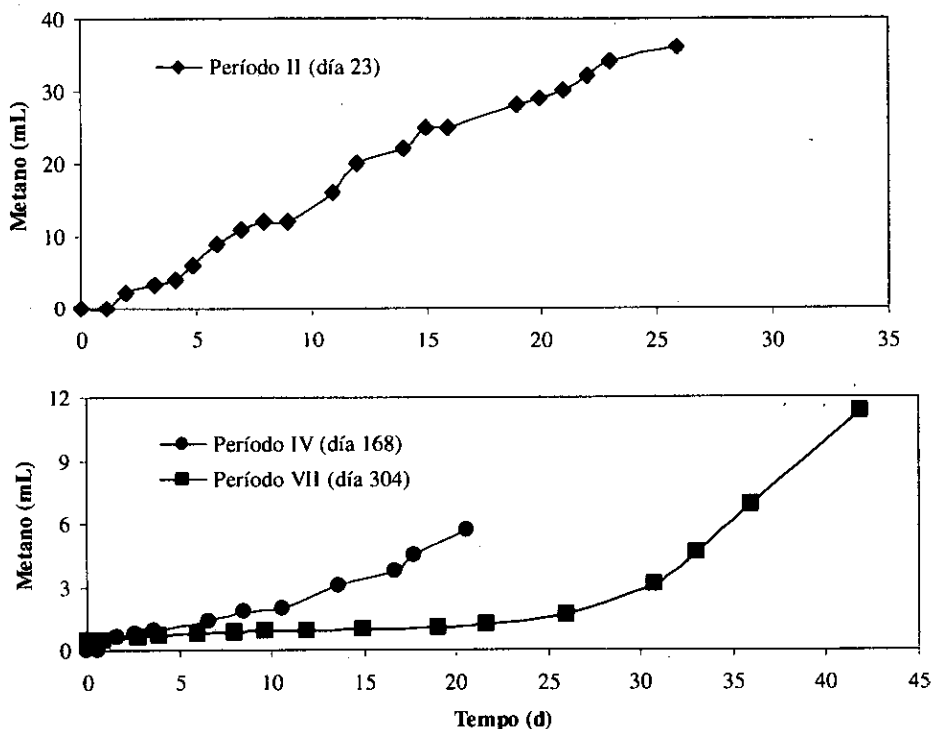


Figura 7.8 Ensaio de actividade metanoxénica na etapa de operación

Táboa 7.6 Resultados dos ensaios de actividade metanoxénica do lodo no período de operación

Período	[SST] _{reactor} (g/L)	[SSV] _{reactor} (g/L)	[SSV] _{vial} (g/L)	Actividade (g DQO _{CH₄} /g SSV.d)
II (día 23)	19,34	17,11	2,0	0,020
IV (día 168)	10,60	8,15	1,3	0,025
VII (día 304)	22,30	16,70	2,2	0,030

A observación do leito de lodo e as mostras que se extraen para facer os ensaios de actividade metanoxénica, indican que hai unha perda constante de biomasa, que nos períodos I e II sae no efluente e a partir do período III queda retida no decantador, polo que mellora a eficacia de eliminación de sólidos, pero non se incrementa a concentración no reactor, nin sequer diminuíndo a velocidade ascensional dende 1,7 m/h a 0,5 e 0,28 m/h nos períodos IV e V.

Ó final da operación determínanse os sólidos presentes no reactor, obténdose 11,28 g de SST e 8,14 g de SSV. A comparación destes resultados cos correspondentes ó comezo da operación con ARU (5,8 e 5,25 g SST e SSV respectivamente), indica un incremento global de sólidos no leito de 5,5 g de SST e 2,9 g de SSV. Este incremento prodúcese no período VII como consecuencia da eliminación do decantador e da recirculación de sólidos ó leito. Na **Táboa 7.7** recóllense os datos do cálculo do TRS que se sitúa entre 4 e 26 días.

Táboa 7.7. Cálculo do tempo de retención de sólidos por períodos.

Período (días)	M_x^* (g SSV)	SSV_e (g)	SSV_p^{**} (g)	TRS (d)
I (11)	5,26	2,2	-	26,3
II (38)	4,28	6,8	-	23,8
III (28)	2,87	4,2	3,6	10,3
IV (119)	1,46	15,1	14,1	6,1
V (51)	1,46	4,9	7,4	6,1
VI (38)	1,46	8,4	4,9	4,2
VII (51)	6,4	14,3	-	22,8

* Valores estimados e promediados cos datos das mostras para os ensaios de actividade metanoxénica. ** SSV_p son os SSV da purga

7.4. DISCUSIÓN

Kato *et. al.* (1994) nun estudo realizado a 30°C nun EGSB alimentado con etanol (100-200 mg DQO/L), atopan que o rango óptimo para a velocidade ascensional está entre 2,5 e 5,5 m/h, limitando a VCO_i a 7 g DQO/L.d, para manter unha elevada eficacia e evitar o lavado de lodo.

Na primeira etapa do presente estudo, no que o reactor UASB se alimenta con augas sintéticas de baixa carga e opera a unha velocidade ascensional de 1,2 m/h, acádanse eficacias de eliminación de DQO_i e AGV moi elevadas, do 92% e do 95% respectivamente, a TRH de 5 h. Respecto da biomasa, a actividade metanoxénica mantense no mesmo valor que o inóculo e calcúlase un crecemento celular de 0,114 g SSV/g DQO_i. Porén, non hai unha boa retención de biomasa, posto que só o 7% da biomasa xerada se acumula no leito. O baixo TRS calculado (11,2 días) é o resultado da baixa concentración inicial de inóculo, unida a esta baixa acumulación. Isto indicaría que a velocidade ascensional aplicada resulta excesiva posto que non evita o lavado do lodo.

Os resultados obtidos por Soto *et al.* (1997), nun reactor UASB tratando sacarosa a 20°C parecen confirmar esta hipótese, posto que partindo dun lodo floculento, consiguen a súa granulación en dous meses a TRH entre 6 e 3 h, con eficacias de eliminación do 92% aplicando velocidades ascensionais moito menores, entre 0,05 e 0,15 m/h. Nestas condicións hai unha retención efectiva do lodo no dixestor, acadándose concentracións de SS no leito de 46 g/L.

No estudo presentado por Rebac *et. al.* (1997) a velocidade ascensional aplicada é de 10 m/h nun reactor EGSB tratando mestura de AGV (500-800 mg DQO/L) a 10°C. Os gránulos inicialmente diminúen o seu tamaño por erosión, aínda que despois de dous meses de operación comezan a recuperarse,

conseguindo unha boa adaptación á temperatura e ás condicións hidrodinámicas impostas, que se reflicte nunha elevada retención de biomasa e no incremento da súa actividade metanoxénica.

Isto apunta que a velocidade ascensional en sí non resulta determinante para o bo funcionamento nun reactor de leito de lodos, sexa UASB ou EGSB, e que hai outros factores a ter en conta como é a calidade inicial do inóculo, e a capacidade e o tempo de adaptación, así como outras características da instalación experimental que inflúen na retención da biomasa. En todo caso, o dixestor tratando augas sintéticas mostra unha alta eficacia e un incremento na concentración do lodo, que fai estable a operación.

Na segunda parte do estudo, aliméntase ó reactor UASB con augas residuais urbanas da mesma procedencia e características que as alimentadas en estudos anteriores (capítulos 4 e 6). No caso de augas residuais complexas con elevada cantidade de sólidos en suspensión resulta preferible a aplicación de velocidades ascensionais moderadas, dentro do rango típico dos UASB (de Man *et. al.* 1988), polo que se comeza aplicando 1,7 m/h.

Esta velocidade inicial redúcese até 0,5 m/h no período IV e até 0,28 m/h no período V, posto que se detecta unha perda progresiva de biomasa no leito de lodos. Esta biomasa é recollida nun decantador externo a partir do período III, evitando que saia no efluente, pero sen ser recirculada ó reactor. O resultado é que a pesar de diminuír a recirculación do efluente o leito seguiu perdendo biomasa, chegando a TRS de 6 días no período V, cando o TRH é de 9 h e a TRS de 4 días no período VI a TRH de 6 h.

No período VII elimínase o decantador, de maneira que inicialmente baixa a eficacia de eliminación porque saen sólidos no efluente. Porén, ós 20 días

aproximadamente comeza a recuperar a eficacia acadada no período VI e ademais o efecto da recirculación dos sólidos co efluente fai que a cantidade de biomasa no leito se recupere, acadando TRS de 23 días, próximos ós valores iniciais.

Posto que a retención de biomasa non mellorou coa redución da velocidade ascensional e tendo en conta a evolución do leito de lodos no último período (VII), parece que unha solución puido ser a recirculación ó reactor dos sólidos recollidos no decantador. Ista solución tamén a recollen Hwu *et. al.* (1997) indicando que a recirculación da biomasa lavada dun UASB alimentado con oleato sódico mellora as eficacias do tratamento. Neste estudo a velocidade ascensional é de 1m/h.

O efecto do pulso de gas, que se aplica a partir do período III, resultou positivo dende o punto de vista de homoxenizar o leito e eliminar as canalizacións producidas nos períodos iniciais, ó tempo que non afectou negativamente á retención de SS.

A actividade metanoxénica da biomasa redúcese até ó 7% da actividade inicial do inóculo nos primeiros 23 días de operación, igual que ocorrira nos outros estudos realizados, poñéndose de novo de manifesto a toxicidade das augas urbanas sobre a etapa metanoxénica. Ademais tamén se constata a perda das características granulares do lodo.

7.5. CONCLUSIÓNS

Neste estudo esperábase mellorar as porcentaxes de eliminación e as características da biomasa acadadas en estudos anteriores, no tratamento de augas residuais urbanas, aplicando maiores velocidades ascensionais. Isto non foi

posible pola elevada perda de lodo que se produce durante todo o período de operación.

A operación do dixestor UASB alimentado con augas sintéticas diluídas a unha velocidade ascensional de 1,7 m/h é estable e acada unha elevada eficacia, se ben a maior parte da biomasa xerada pérdese no efluente, de forma que se aprecia un baixo incremento do lodo retido no reactor.

A operación do UASB con ARU a altas velocidades ascensionais provoca unha maior saída de SS no efluente e polo tanto baixos TRS. Dacordo co indicado na conclusión anterior, e especialmente en comparación coa operación do UASB a baixas velocidades, non se observan vantaxes derivadas da operación a velocidades elevadas.

O pulso de biogas resulta positivo porque axuda a homoxeneizar o leito de lodos sen influir negativamente na retención de sólidos dentro do reactor. A recirculación do efluente antes de ser decantado tamén resulta positiva, ó devolver ó reactor parte dos sólidos arrastrados co efluente.

7.6. REFERENCIAS

Brito, A.G. and Melo, L.F. (1997) "A simplified analysis of reaction and mass transfer in UASB and EGSB reactors". *Environ. Technol.* **18**, 35-44.

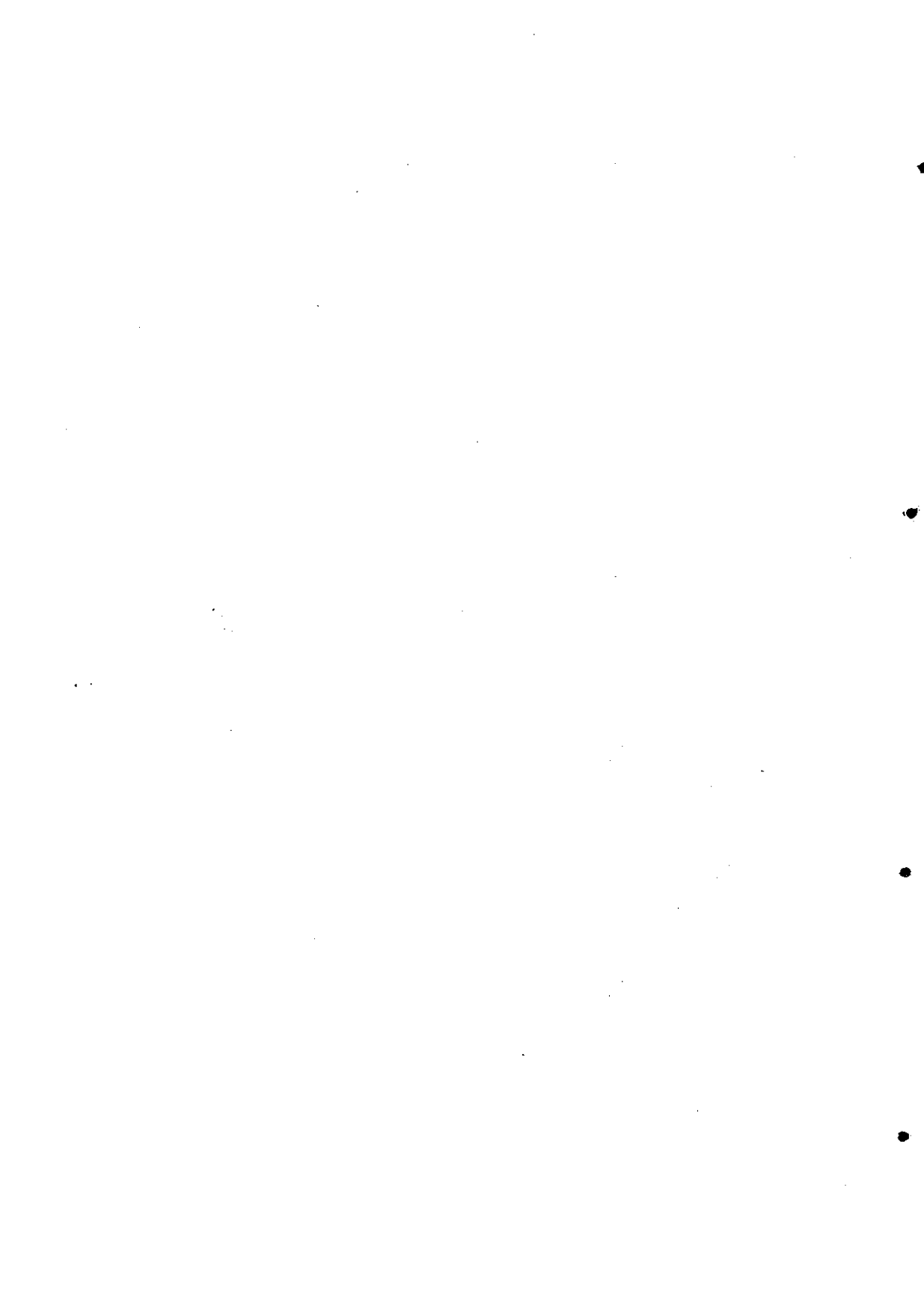
Henze, H., Harremoës, P., Jansens, J. and Arvin, E., (1995). "Wastewater treatment. Biological and chemical processes". Förstner, U., Murphy, R.J. and Rulkens, W.H. Eds. *Springer-verlag, New York*. Cap. 9, pp.285-310

- Hwu, C.S., van Beek, B., van Lier, J.B. and Lettinga, G. (1997) "Thermophilic high-rate anaerobic treatment of wastewater containing long-chain fatty acids: effect of washed out biomass recirculation" *Biotechnol. Lett.* **19**, 453-456.
- Kato, M.T., Field, J.A., Versteeg, P. and Lettinga, G. (1994) "Feasibility of expanded granular sludge bed reactors for the anaerobic treatment of low-strength soluble wastewaters" *Biotechnol. Bioeng.* **44**, 469-479.
- Lettinga, G., Field, J., van Lier, J., Zeeman, G. and Hulshoff Pol, L.W. (1997) "Advanced anaerobic wastewater treatment in the near future" *Wat. Sci. Tech.*, **35**, 5-12.
- de Man, A.W.A., van der Last, A.R.M. and Lettinga, G. (1988) "The use of EGSB and UASB anaerobic systems for low strength soluble and complex wastewaters at temperatures ranging from 8 to 30°C". *5th Int. Symp. on Anaerobic Digestion*. Hall, E.R. and Hobson, P.N. (Eds.) 22-26 May, Bologna. pp. 197-209.
- Perry, R.H. and Chilton, C.H. (1973) Methane solubility in water, Table 3-138. In: *Chemical Engineer's Handbook* (5th edn.), McGraw-Hill. 3-98.
- Rebac, S., Omil, F., van Lier, J. y Lettinga, G. (1997) "Tratamiento anaerobio de aguas residuales de baja carga en condiciones psicrófilas (10-12°C)" *Tecnología del Agua*, **Agosto**, 41-48.
- Singh, K.S., Harada, H. and Viraraghavan, T. (1996) "Low-strength wastewater treatment by a UASB reactor". *Biores. Technol.* **55**, 187-194.

Soto, M., Ligeró, P., Vega, A, Ruiz, I., Veiga, M.C. and Blázquez, R. (1997) 'Sludge granulation in UASB digesters treating low strength wastewater at mesophilic and psychrophilic temperatures'. *Environ. Technol.* **18**, 1133-1141.

Wang, K. (1994) 'Integrated anaerobic and aerobic treatment of sewage' Ph. D. Thesis. *Agricultural University of Wageningen*. The Netherlands.

CONCLUSIÓNS



CONCLUSIONES

As ARU da cidade da Coruña presentan unha concentración importante de materia orgánica, cun promedio de 750 mg DQO/L, da que entre o 50 e o 65% pertencen á fracción constituída polos sólidos en suspensión, polo que son efluentes que precisan dun tratamento secundario axeitado para cumprir a normativa de vertidos.

Estes efluentes domésticos presentan unha biodegradabilidade anaerobia promedio do 80% da DQO que fai posible o seu tratamento en sistemas anaerobios. Tanto o contido en nutrientes como o pH resultan axeitados para levar adiante o tratamento sen necesidade de adicionar ningún composto químico. En determinadas condicións, principalmente en función da concentración orgánica, as augas residuais domésticas poden exercer toxicidade metanoxénica, que, como veremos mais adiante, se acrescenta durante a operación en continuo, como consecuencia da acumulación no leito de lodos das substancias inhibidoras.

Pola súa banda, os efluentes residuais de polígonos industriais, mostran unha forte variabilidade en canto á concentración orgánica (100-4000 mg DQO/L) e outros parámetros físico-químicos. A súa biodegradabilidade tamén é variable, entre o 20 e o 90%, sendo maior no caso dos efluentes mais concentrados.

Neste traballo realízanse estudos en continuo coas ARU da Coruña en diferentes reactores UASB de laboratorio, a 20°C. A operación en todos eles foi moi estable, incluso despois de longos períodos de parada. Na **Táboa 8.1**

recóllese un resumo dos resultados obtidos nos diferentes estudos. Co fin de poder comparalos elixíronse os resultados a TRH próximos a 6 h.

Os resultados obtidos nun reactor UASB de 2 L sen recirculación de efluente (velocidade ascensional 0,07 m/h), indican que se poden acadar, nunha única etapa, os obxectivos de redución de DQO e SST esixidos pola Directiva comunitaria, cando se opera a TRH superiores a 15 h. A TRH entre 6 e 8 h a eliminación de DQO_t sitúase no 65-70% e a de SST no rango do 70-80%.

A combinación do reactor UASB de 2 L operando a 20°C cun dixestor de lodos de mestura completa a 35°C e TRH de 28 d, incrementa nun 10% as eficacias de eliminación acadadas no UASB como etapa única. A recirculación de parte do lodo do CMSD ó reactor UASB mellora o contacto entre as ARU e a biomasa e contribúe a homoxeneizar o leito no UASB. Así, os obxectivos legais de eliminación, poden acadarse con TRH no UASB de 6-8 h en combinación co CMSD.

Os resultados obtidos no tratamento de ARU en catro reactores UASB de 100 mL operando a diferentes velocidades ascensionais (entre 0,8 e 4,8 m/h) non presentan diferencias significativas entre sí, indicando que no rango estudado a velocidade ascensional non é un parámetro que determine a eficacia de operación. Porén, nestes reactores as eficacias de eliminación son superiores as acadadas no reactor UASB de 2 L operando só ou en combinación co CMSD, para TRH similares. Isto foi consecuencia dunha maior relación inóculo/substrato neste sistema en comparación cos restantes.

Motivado polos resultados dos reactores de 100 mL, fíxose un último estudo cun reactor UASB de 1,1 L que operou a TRH entre 15 e 6 h e velocidades ascensionais entre 1,7 e 0,28 m/h. Pese ós bos resultados acadados

Conclusións

nos reactores UASB de 100 mL, no UASB de 1,1 L as eficacias de eliminación diminúen, situándose incluso por debaixo das obtidas no UASB de 2 L. A explicación destes resultados está na escasa retención da biomasa neste reactor e a baixa concentración da mesma durante a operación.

Táboa 8.1 Resumo das eficacias obtidas nos diferentes estudos presentados neste traballo

Parámetro	UASB 2 L ^a	UASB 2L + CMSD ^a	UASB 100 mL ^b	UASB 1,1 L ^c
Inóculo	Floculento	Floculento	Granular	Granular
TRH (h)	6	6	4	6
v_{asc.} (m/h)	0,07	0,07	1,7	0,28
DQO_t (%)	64,0	71,6	87,0	60,0
DQO_s (%)	55,0	67,3	75,0	54,0
SST (%)	71,0	84,2	87,0	70,0
Metan. (%)	22,0	36,4	n.d.	n.d.

a) Estudo presentado no capítulo 4 b) Estudo presentado no capítulo 6 c) estudo presentado no capítulo 7.

De todo isto dedúcese que, mais que pola velocidade ascensional, a eficacia de depuración ven influída pola concentración de lodo no dixestor e pola relación inóculo/substrato. A pesar diso, en tódolos estudos realizados as porcentaxes de eliminación de DQO e de SS acadadas están por riba do 60 e do 70% respectivamente, confirmando que a dixestión anaerobia representa, unha boa alternativa como pretratamento para as ARU.

Tanto nos estudos en continuo coma nos ensaios específicos (capítulo 5), confírmase a toxicidade metanoxénica das ARU. En ensaios discontinuos, a perda de actividade que provocan no inóculo é dun 50% nalgúns casos. Esta

caída de actividade é sempre moito maior, incluso superior ó 90% nos reactores que operan en continuo, debido probablemente á acumulación de substancias inhibidoras no leito. Porén, a actividade pode recuperarse se se deixa suficiente tempo sen expoñer ós lodos ás ARU, como se comprobou nos ensaios en descontinuo. Isto indica que a toxicidade é causada por fraccións de lenta biodegradación que se adsorben sobre os lodos, dificultando a metanoxénese.

A eliminación parcial de sólidos en suspensión das ARU, como a que ten lugar nos procesos de decantación primaria, amosa un reducido efecto de diminución da toxicidade o que indica que non é esta fracción a causa principal da toxicidade. Porén, o seu efecto tóxico nos reactores en continuo podería ser maior, ó tratarse dunha fracción de mais fácil acumulación nos mesmos.

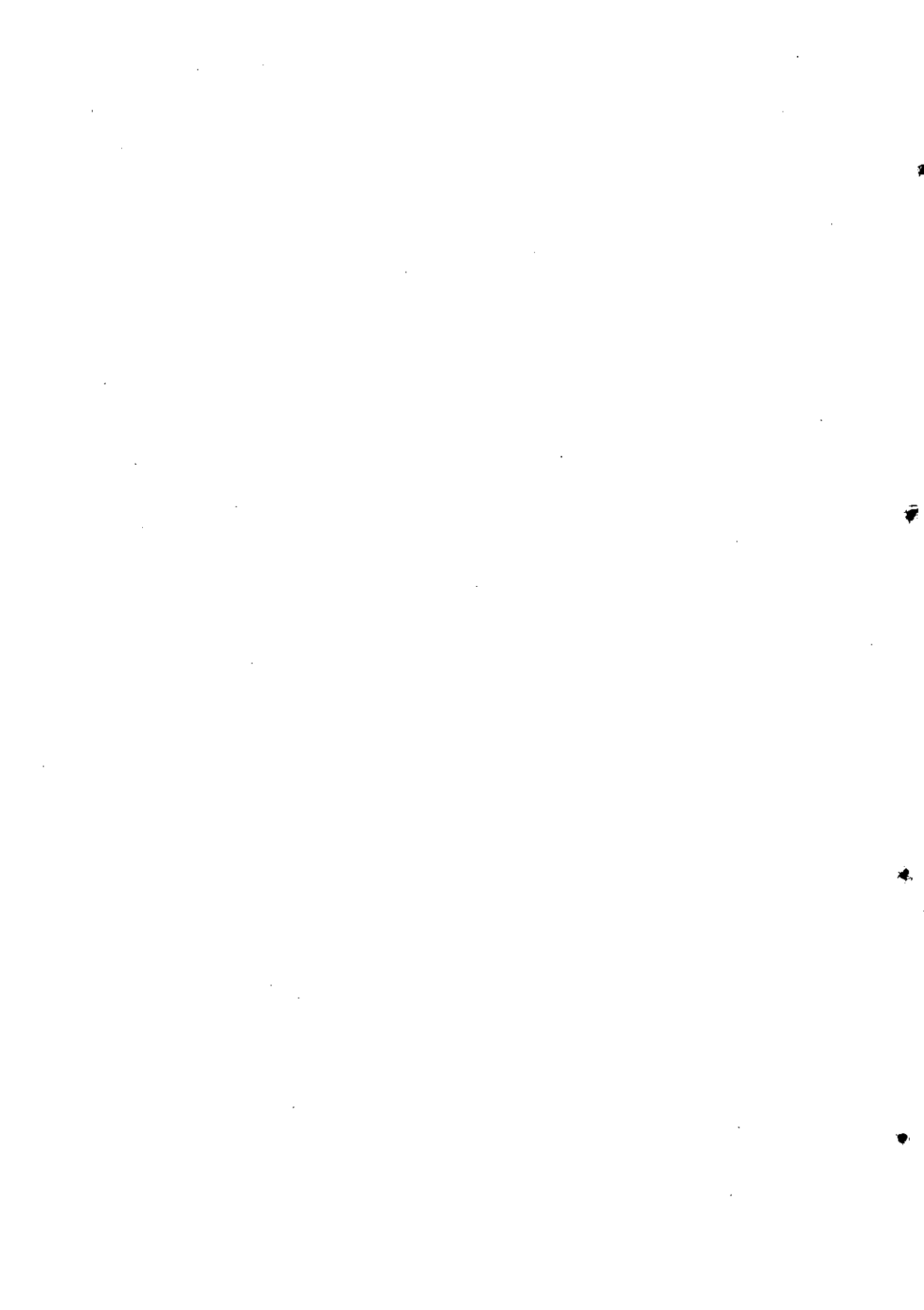
A elevada concentración de graxas (4,6 g/L) atopada nos sólidos acumulados na zona superior do leito, no reactor UASB de 2 L, e a elevada toxicidade causada por estes lodos sobre o inóculo nos ensaios de toxicidade (redución do 80-90% da actividade), apunta a que poden ser os ácidos graxos de cadea longa, procedentes da degradación das graxas, os que causan a toxicidade.

O aumento da velocidade ascensional ten a finalidade de mellorar o contacto entre as fases e diminuír as limitacións á transferencia de materia, paliando o efecto provocado pola acumulación dos tóxicos ó favorecer a súa biodegradación. Porén, nestes estudos non se conseguíu diminuír a caída da actividade metanoxénica nos reactores nos que se operou con recirculación para aumentar a velocidade ascensional. Tampouco o feito de que o lodo fose granular impedíu o seu deterioro ó pouco tempo de estar en contacto coas ARU.

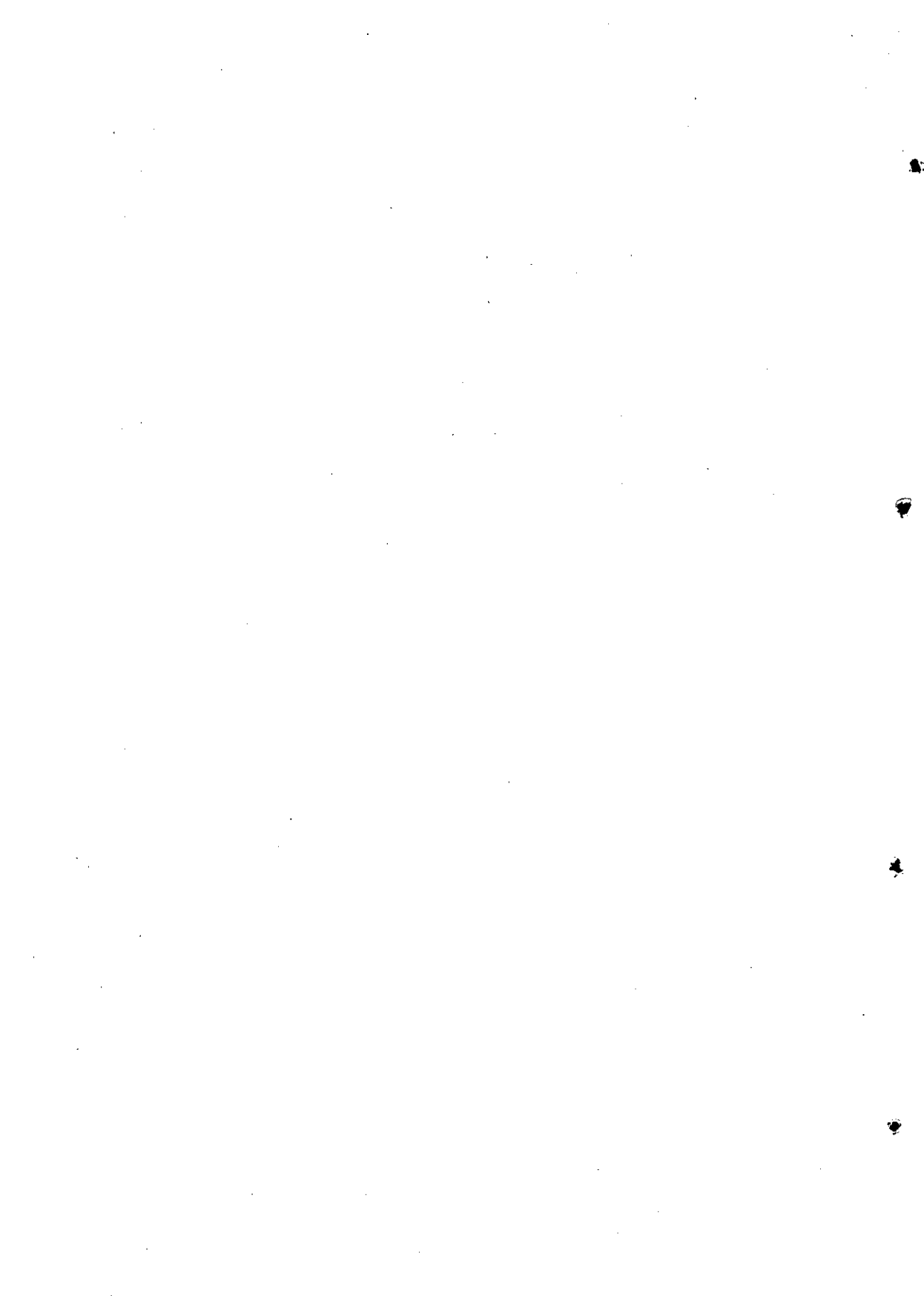
Tendo en conta os resultados obtidos neste traballo, habería que seguir profundizando, en posteriores estudos, nas causas da toxicidade das ARU e no

Conclusiones

posible deseño para paliar os seus efectos sobre a actividade metanoxénica dos lodos. Unha alternativa moi empregada consiste na presedimentación das augas residuais, pero o seu efecto é parcial ó tempo que provoca un forte incremento na xeración de lodo sen estabilizar. Por isto, sería de interese retomar a operación combinada UASB-CMSD, traballando cunha concentración inicial de inóculo maior e a TRS superiores en ambos reactores, especialmente no CMSD co obxecto de acadar a estabilización total dos lodos.



NOMENCLATURA



NOMENCLATURA

AAFEB	Reactor anaerobio de leite expandido
ACT _m	Actividade máxima
AEMA.....	Axencia europea de medio ambiente
AF	Filtro anaerobio
AFF	Reactor anaerobio de película fixa
AGV.....	Ácidos graxos volátiles
ARU.....	Augas residuais urbanas
CG.....	Cromatografía gasosa
CMSD.....	Dixestor de lodos de mestura completa
DBO ₅	Demanda biolóxica de osíxeno a 5 días
DBO _L	Demanda biolóxica de osíxeno límite
DQO.....	Demanda química de osíxeno
EDAR.....	Estación depuradora de augas residuais
EGSB	Leito expandido de lodos granulares
FB.....	Leito fluidizado
F _{PL}	Velocidade de produción de lodo
HUSB.....	Leito de lodos hidrolítico de fluxo ascendente
K _S	Constante de saturación
M _X	Concentración de lodo no reactor
SS ou SST	Sólidos en suspensión totais
SSV	Sólidos en suspensión volátiles
ST.....	Sólidos totais
SV	Sólidos volátiles
TRH.....	Tempo de retención hidráulico
TRS	Tempo de retención de sólidos

Nomenclatura

UASB	Leito de lodos de fluxo ascendente
UE	Unión Europea
VCO	Velocidade de carga orgánica
Y_{cel}	Rendimento celular
μ_m	Velocidade específica máxima de crecemento celular

Subíndices

col.....	coloidal
e.....	efluente
i.....	influyente
mf.....	filtrado con membrana
s.....	soluble
t.....	total

UNIVERSIDADE DA CORUÑA
Servicio de Bibliotecas



1700759697